

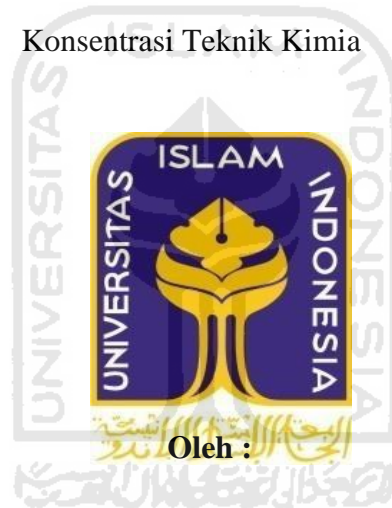
No : TK/TA/2017/47

**PRARANCANGAN PABRIK *GASOLINE* (C₅-C₁₂) DARI
SAMPAH PLASTIK HDPE DENGAN KAPASITAS 2.000
TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Konsentrasi Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Reghina Nuru Zain

Nama : Mia Rahmawati

No.Mahasiswa : 13521010

No.Mahasiswa : 13521014

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2017

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PERANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Oleh:

Nama : Reghina Nuru Zain

Nama : Mia Rahmawati

NIM : 13521010

NIM : 13521014

Yogyakarta, Oktober 2017

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya

Td. Tangan:



Reghina Nuru Zain



Td. Tangan:



Mia Rahmawati



LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRARANCANGAN PABRIK GASOLINE (C₅-C₁₂) DARI
SAMPAH PLASTIK HDPE DENGAN KAPASITAS 2.000
TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK



Oleh :

Nama : Reghina Nuru Zain

Nama : Mia Rahmawati

No.Mahasiswa : 13521010

No.Mahasiswa : 13521014

Yogyakarta, 2017

Pembimbing I,

Dra. Kamariah Anwar, M.S

Pembimbing II,

Dr. Ifa Puspitasari., S.T.,M.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRARANCANGAN PABRIK GASOLINE (C₅-C₁₂) DARI SAMPAH PLASTIK
HDPE DENGAN KAPASITAS 2.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Reghina Nuru Zain

No.Mahasiswa : 13521010

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, Oktober 2017

Tim Penguji,

Dra. Kamariah, M.S


Ketua


Lilis Kistriyani, S.T, M.Eng

Anggota I

Ariany Zulkania, S.T, M.Eng

Anggota II

 27/10/2017

 27/10/2017

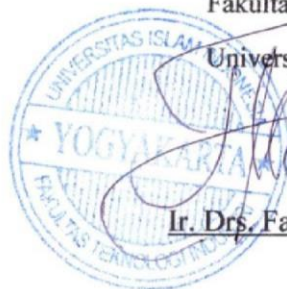
 27/10/2017

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Ir. Drs. Faisal RM, MSIE., Ph.D

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRARANCANGAN PABRIK GASOLINE (C₅-C₁₂) DARI SAMPAH PLASTIK
HDPE DENGAN KAPASITAS 2.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Mia Rahmawati

No.Mahasiswa : 13521014

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, Oktober 2017

Tim Penguji,

Dra. Kamariah, M.S

Ketua


Lilis Kistriyani, S.T, M.Eng

Anggota I

Ariany Zulkania, S.T, M.Eng

Anggota II

 27/10 2017

 27/10 2017

 27/10 2017

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia


Ir. Drs. Eaisal RM, MSIE., Ph.D

HALAMAN PERSEMBAHAN

Karya ini penulis persembahkan kepada Allah SWT yang telah meridhai terselesaikannya Tugas Akhir ini. Tidak lupa kepada Nabi Muhammad SAW yang telah menginspirasi dan memotivasi penulis. Terkhusus persembahan kepada kedua orang tua kami tercinta yang telah membererikan support dan motivasi. Serta untuk semua saudara, keluarga, teman dan rekan-rekan seperjuangan.



KATA PENGANTAR



Assalaamu 'alaikum warahmatullaahi wabarakaatuh

Puji syukur penyusun panjatkan kepada Allah SWT atas segenap rahmat dan hidayah-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan seluruh penyusunan Perancangan Pabrik yang berjudul “ **PRARANCANGAN PABRIK GASOLINE (C5-C12) DARI SAMPAH PLASTIK HDPE DENGAN KAPASITAS 2.000 TON/TAHUN** ” yang dapat terselesaikan dengan baik.

Perancangan Pabrik merupakan salah satu syarat wajib yang harus ditempuh untuk menyelesaikan Program Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia. Pada kesempatan ini penyusun menyampaikan terima kasih kepada :

1. **Bapak Ir. Drs. Faisal RM, MSIE.,Ph.D.**, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
2. **Ibu Dra. Kamariah, M.S** selaku Dosen Pembimbing I yang telah memberikan ilmu serta masukan-masukan kepada penyusun untuk menyempurnakan laporan ini.
3. **Ibu Dr. Ifa Puspasari, S.T.,M.Eng**, selaku Dosen Pembimbing II yang telah membimbing dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
4. **Kedua orang tua kami**, yang telah memberikan support moril dan support materi, terimakasih atas doa-doanya.

5. **Teman – teman**, Terimakasih telah memberikan motivasi, sehingga dapat menyelesaikan laporan ini.

Akhirnya, penyusun berharap agar Laporan Perancangan Pabrik ini dapat bermanfaat bagi banyak pihak. Penyusun juga mengharapkan kritik dan saran yang membangun demi hasil yang lebih baik dimasa yang akan datang.

Yogyakarta, Oktober 2017

Penyusun



DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL TUGAS AKHIR	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR.....	14
DAFTAR ISI.....	16
DAFTAR TABEL	18
DAFTAR GAMBAR.....	20
ABSTRAK.....	Error! Bookmark not defined.
BAB I. PENDAHULUAN	
1.1 Latar belakang	1
1.2 Tinjauan pustaka	4
BAB II. PERANCANGAN PRODUK	

2.1	Spesifikasi Produk	5
2.2	Spesifikasi Bahan	7
2.2	Pengendalian Kualitas	10
BAB III. PERANCANGAN PROSES		
3.1	Uraian Proses	14
3.2	Spesifikasi Alat/Mesin Produk	15
3.3	Perencanaan Produksi	34
BAB IV. PERANCANGAN PABRIK		
4.1	Lokasi Pabrik	36
4.2	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	38
4.3	Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	41
4.4	Pelayanan Teknik	53
4.5	Organisasi Perusahaan	55
4.6	Evaluasi Ekonomi	73
BAB V. PENUTUP		
DAFTAR PUSTAKA		84
LAMPIRAN A PERHITUNGAN REAKTOR.....		A-

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Perengkahan katalitik Sampah plastik HDPE.....	4
Tabel 2.1	Spesifikasi <i>gasoline</i> dengan RON 88.....	5
Tabel 2.2	Spesifikasi LPG.....	6
Tabel 2.3	Spesifikasi Gas Oil.....	7
Tabel 2.4	Spesifikasi dari sampah plastik HDPE.....	8
Tabel 2.5	Spesifikasi katalis zeolite $Ti \pm Al$ -beta (X).....	9
Tabel 2.6	Spesifikasi dari Nitrogen.....	9
Tabel 4.1	Areal bangunan Pabrik Gasoline.....	42
Tabel 4.2	Neraca Massa di Reaktor.....	46
Tabel 4.3	Neraca Massa di Cyclone-01.....	46
Tabel 4.4	Neraca Massa di Cyclone-02.....	47
Tabel 4.5	Neraca Massa di Kondensor-01.....	47
Tabel 4.6	Neraca Massa di Separator-01.....	48
Tabel 4.7	Neraca Massa di Heater.....	48
Tabel 4.8	Neraca Massa di Menara Distilasi.....	49
Tabel 4.9	Neraca Massa di Kondensor-02.....	50
Tabel 4.10	Neraca Massa di Separator-02.....	51
Tabel 4.11	Neraca Panas di Reaktor.....	51
Tabel 4.12	Neraca Panas di Kondensor-01.....	52
Tabel 4.13	Neraca Panas di Heater.....	52
Tabel 4.14	Neraca Panas di Kondensor-02.....	53
Tabel 4.15	Neraca Panas di Menara Distilasi.....	53

Tabel 4.16	Kebutuhan operator per alat proses.....	66
Tabel 4.17	Gaji karyawan.....	68
Tabel 4.18	Jadwal Pembagian kerja karyawan shift.....	72
Tabel 4.19	<i>Fixed Capital Investment</i>	76
Tabel 4.20	<i>Manufacturing Cost</i>	77
Tabel 4.21	<i>Working Capital</i>	78
Tabel 4.22	<i>General Expense</i>	78
Tabel 4.23	Analisis keuntungan.....	79



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Produksi dan Konsumsi Bensin.....	3
Gambar 4.1 <i>Lay Out</i> pabrik gasoline.....	40
Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses.....	45
Gambar 4.3 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik <i>Gasoline</i>	54
Gambar 4.4 Struktur Organisasi.....	59
Gambar 4.5 Grafik <i>Break Even point</i>	83



ABSTRAK

Latar belakang pendirian pabrik *gasoline* merupakan alternatif lain dari penanganan sampah plastik yang ada di Indonesia yakni dengan cara *recycle* tersier (mengkonversi sampah plastik menjadi BBM). Pabrik *gasoline* direncanakan akan di bangun di Jakarta Timur dengan kapasitas 2.000 ton/tahun dengan bahan baku berupa sampah plastik HDPE sebesar 29,89 ton/hari. Luas area yang diperlukan sebesar 6.000 m² dan jumlah tenaga kerja 126 orang. *Gasoline* dibuat dengan proses *catalytic cracking* dengan mereaksikan sampah plastik HDPE dengan katalis zeolite Ti ± Al-beta (X). Reaksi terjadi pada reaktor *Fluidized Bed* dengan kondisi operasi T = 400°C dan P = 1 atm dengan menggunakan penambahan fluida berupa N₂ yang dialirkan melalui katalis. Utilitas yang diperlukan berupa air sebanyak 63.779,855 m³/tahun, listrik 1.492 kWatt, bahan bakar berupa *fuel oil* sebesar 41.607,72 m³/tahun, dan udara tekan sebesar 1.497.732,5054 m³/tahun. Dari perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh *fixed capital investment* sebesar Rp 163.975.316.648,55; *manufacturing cost* sebesar Rp 52.060.941.339,32; *working capital* sebesar Rp 10.493.523.695,98; *general expense* sebesar Rp 18.326.745.089,32; keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 140.606.625.420,68; keuntungan setelah pajak sebesar Rp 70.303.312.710,34; nilai ROI untuk industri *petroleum* mempunyai *range* (16 – 39) dan dari hasil perhitungan diperoleh nilai ROI sebelum pajak sebesar 13%, ROI setelah pajak sebesar 6%, POT untuk industri *petroleum* mempunyai *range* (5 –2) diperoleh nilai POT sebelum pajak 4,65 tahun, setelah pajak 9,31 tahun. Investasi menarik jika BEP diantara (40% – 60%) dan diperoleh nilai BEP sebesar 51,57% kapasitas, SDP sebesar kapasitas 19,67%, dan DCFRR sebesar 54,46%. Berdasarkan analisis perhitungan ekonomi tersebut, maka pabrik *gasoline* dari sampah plastik HDPE dengan kapasitas 2.000 ton/tahun menarik untuk dikaji lebih lanjut.

Kata-kata kunci : Perengkahan katalitik; *Gasoline*; HDPE; Zeolite Ti±Al beta (x)

ABSTRACT

Background of gasoline factory design is another alternative to existing garbage house in Indonesia by means of tertiary recycling (convert of plastic waste into BBM). Gasoline factory ready to build in East Jakarta with capacity 2.000 ton / year with plastic raw material HDPE of 29,89 ton / day. The required area is 6.000 m² and the workforce is 126 people. Gasoline is made by catalytic cracking process by reacting HDPE plastic waste with Ti ± Al-beta (X) zeolite catalyst. The reaction takes place at the Fluidized Bed reactor with the operating conditions T = 400 °C and P = 1 atm using additional N₂ fluid which is flowed through the catalyst. The required utilities are 63.779,855 m³ / year, 1.492 kWatt of electricity, fuel oil of 41.607,72 m³/year, and compressed air of 1.497.732,5054 m³/year. The calculation of economic evaluation obtained fixed capital investment of Rp 163.975.316.648,55; manufacturing cost of Rp 52.060.941.339,32; working capital of Rp 10.493.523.695,98; general expense of Rp 18.326.745.089,32; profit before tax of Rp 140.606.625.420,68; profit after tax of Rp 70.303.312.710,34; ROI value for petroleum industry has range (16 - 39) and from calculation result obtained ROI value before tax is 13%, ROI after tax is 6%, POT for petroleum industry has range (5 -2) obtained POT value before tax 4, 65 years, after tax of 9.31 years. The investment is attractive if the BEP is between (40% - 60%) and the BEP value is 51.57% capacity, SDP of capacity 19.67%, and DCFRR of 54.46%. Based on these economic analysis gasoline plant from HDPE waste with a capacity of 2.000 tons/year is interesting for review study.

Keywords: Catalytic cracking; Gasoline; HDPE; Zeolite Ti ± Al beta (x)

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Keberadaan sampah masih menjadi suatu masalah utama bagi lingkungan di berbagai negara, begitupun halnya dengan Indonesia. Di Indonesia, jumlah peningkatan timbunan sampah telah mencapai 175.000 ton/hari atau setara 64 juta ton/tahun. Pola pengelolaan sampah di Indonesia diangkut dan ditimbun di TPA (69%), dikubur (10%), dikompos dan didaur ulang (7%), dibakar (5%), dan sisanya tidak terkelola (7%). Pada saat ini, upaya pemilahan dan pengolahan sampah masih sangat minim sebelum akhirnya sampah ditimbun di TPA (Kementerian Lingkungan Hidup, 2015).

Masalah utama untuk penanganan sampah yang ditimbun di TPA adalah penanganan sampah plastik yang tidak ramah lingkungan karena sampah plastik tidak dapat terurai. Padahal di Indonesia sendiri konsumsi penggunaan barang-barang dari plastik terus mengalami peningkatan dari tahun ke tahunnya hingga mengalami kenaikan rata-rata 200 ton per tahun (Pahlevi, 2012).

Produksi sampah plastik di Indonesia menduduki peringkat kedua penghasil sampah domestik di Asia yaitu sebesar 5,4 juta ton per tahun. Sementara berdasarkan data dari Badan Pengelolaan Lingkungan Hidup Daerah (BPLHD) Jakarta, tumpukan sampah di wilayah DKI Jakarta

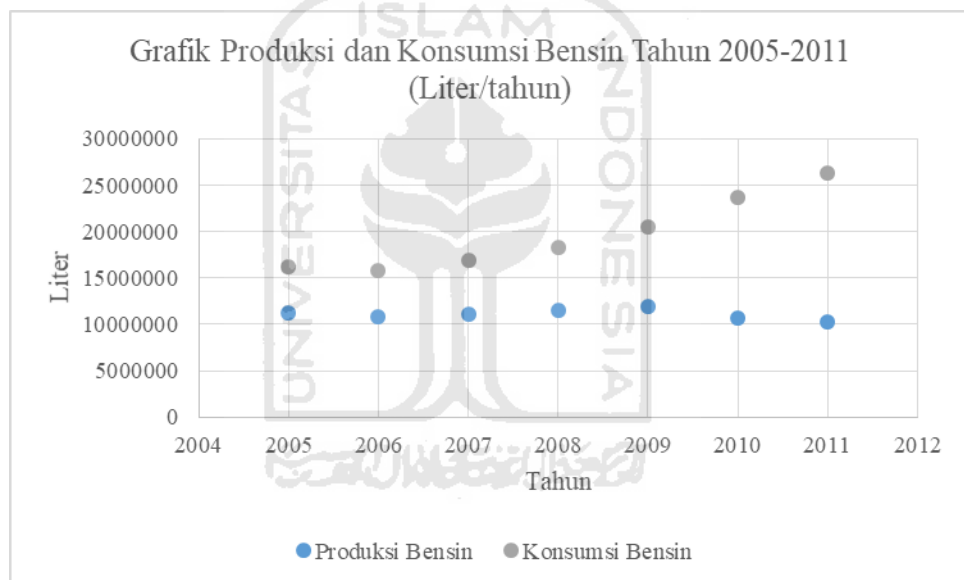
mencapai lebih dari 7.000 ton per hari dan sekitar 14 persen dari jumlah tersebut berupa sampah plastik. Dari seluruh sampah yang ada, 57 persen ditemukan di pantai berupa sampah plastik. Sebanyak 46 ribu kg sampah plastik mengapung di setiap mill persegi samudera bahkan kedalaman sampah plastik di Samudera Pasifik sudah mencapai hampir 100 meter (Ella Syafputri,2014).

Alternatif lain dari penanganan sampah plastik adalah dengan *recycle* tersier (mengkonversi sampah plastik menjadi BBM termasuk *gasoline*). Penelitian mengubah sampah plastik menjadi BBM telah dibuktikan oleh Devy K. Ratnasari bersama rekan-rekannya (2017), pada penelitian tersebut sampah plastik yang digunakan adalah sampah plastik HDPE dengan menggunakan metode *thermal cracking* dan *catalytic cracking* pada reaktor *fixed bed* dengan suhu 500°C menggunakan katalis zeolite ZSM-5 dan MCM-41 menghasilkan produk minyak yang sangat aromatik (95,85 wt.% Minyak) terdiri dari 97.72 wt.% Hidrokarbon kisaran *gasoline*. Aguado, et. al. (2006) juga meneliti degradasi PP,LDPE dan HDPE oleh katalis zeolite beta pada suhu 400°C reaktor *batch* yang hasilnya menunjukkan bahwa degradasi HDPE menghasilkan selektifitas tinggi untuk produk C₅-C₁₂ (70% berat). Sedangkan untuk penguraian LDPE dan PP, selektifitas menjadi *gasoline* berkurang (sekitar 64% berat) tetapi proporsi untuk produk C₁-C₄ lebih tinggi.

Berdasarkan hal diatas maka dirasa perlu untuk mendirikan pabrik *gasoline* dari sampah plastik jenis HDPE karena memiliki potensi yang sangat baik.

1.1.2 Kapasitas Perancangan Pabrik

Produksi BBM di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami penurunan sedangkan untuk konsumsi BBM terutama untuk bensin dari tahun ke tahunnya terus mengalami peningkatan seiring dengan terus meningkatnya jumlah kendaraan bermotor. Hal ini dapat dilihat seperti pada gambar 1.1



Gambar 1.1 Grafik Produksi dan Konsumsi Bensin

Dari grafik diatas dapat terlihat jelas bahwa BBM di Indonesia masih mengalami kekurangan. Produksi *gasoline* di Indonesia tidak dapat mencukupi konsumsi. Sehingga pabrik *gasoline* dari sampah plastik HDPE ini dapat menjadi solusi atau alternatif lain untuk dapat membantu memenuhi kebutuhan konsumsi. Bahan baku berupa sampah plastik jenis HDPE didapatkan dari TPA Bantar Gebang dengan total jumlah HDPE di TPA

3,05% dari total sampah plastik 14% atau sekitar 29,89 ton (Sahwan,2005). Hal ini menjadi dasar penentuan kapasitas pabrik yang akan didirikan yakni dengan kapasitas 2000 ton/tahun.

1.2 Tinjauan Pustaka

Penelitian yang dilakukan oleh J. Aguado, et.al. 2006 menunjukkan adanya pengaruh pada beberapa katalis yang digunakan dalam proses degradasi *Polypropylene* dan *High Density Polyethylene* untuk menghasilkan bahan bakar minyak. Tiga jenis katalis yang digunakan dalam penelitian ini, antara lain yaitu zeolite Ti \pm Al \pm beta (X), zeolit Al \pm beta (F) dan zeolite Al \pm beta (X). Dapat dilihat pada tabel 1.1 .

Tabel 1.1 Perengkahan katalitik Sampah plastik HDPE pada T = 400°C, t = 30 menit, perbandingan plastik/katalis = 50 w/w. (J. Aguado, et.al . 2006)

Zeolite	Conversion (wt%)	Product selectivity (wt%)			
		C ₁ -C ₄ Gases	C ₅ -C ₁₂ Gasoline	C ₁₃ -C ₂₂ Gas-oil	C ₂₃ -C ₄₀ Gas-oil
Al-beta (X)	40,1	25,95	68,56	4,13	1,36
Ti-Al-beta (X)	52,3	18,78	72,48	6,00	2,74
Al-beta (F)	12,5	59,02	40,98	-	-

Dari ketiga katalis tersebut yang menunjukkan pengaruh paling bagus untuk hasil produknya berupa *gasoline* adalah zeolite Ti \pm Al-beta (X) dengan bahan baku utamanya adalah HDPE yang menghasilkan *gasoline* dengan komposisi persen massa 72,48 % kekuatan penelitian ini adalah menghasilkan *gasoline* yang cukup besar jika dibandingkan dengan hasil

penelitian yang lain. Kelemahan penelitian ini adalah banyaknya produk samping yang dihasilkan seperti LPG, minyak diesel dan *kerosene*.

BAB II

SPEKIFIKASI PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Spesifikasi Produk Utama

a. Gasoline

Spesifikasi *gasoline* menurut Direktur Jendral Minyak dan Gas (2006), yang terdapat pada tabel 2.1 adalah sebagai berikut :

Tabel 2.1 Spesifikasi *gasoline* RON 88

No	Karakteristik	Satuan	Batasan		Metode Uji	
			Min	Maks	ASTM	Lain
1	Bilangan Oktana	RON	88,0	-	D 2699	
	Angka Oktana Riset (RON)					
2	Stabilitas Oksidasi	Menit	360	-	D 252	
3	Distilasi :				D 86	
	10% vol. Penguapan	°C	-	74		
	50% vol. Penguapan	°C	75	125		
	90% vol. Penguapan	°C	-	180		
	Titik Didih Akhir	°C	-	215		
	Residu	% vol	-	2,0		
4	Tekanan Uap	kPa	45	69		D 5191/D 323
5	Berat Jenis (pada suhu 15°C)	kg/m ³	715	770		D 4052/D 1298
6	Penampilan visual		Jernih dan terang			
7	Bau		Dapat dipasarkan			

8	Warna	Kuning
---	-------	--------

Sumber : Direktur Jendral Minyak dan Gas, (2006)

2.1. 2 Spesifikasi Produk Samping

a. LPG

Spesifikasi LPG menurut Surat Keputusan Direktur Jendral Minyak dan Gas No. 26525. K/10/DJM.T/2009 tanggal 31 Desember 2009 yang terdapat pada tabel 2.2 adalah sebagai berikut :

Tabel 2.2 Spesifikasi LPG

Properties	Metode Uji	LPG Mix	LPG Propana	LPG Butana
Tekanan Uap pada 100°F,psig	ASTMD-1267	Max.145	Max.210	Max.70
<i>Weathering Test</i> pada 36°F	ASTMD-1837	Min.95	Min.95	Min.95
Total Sulfur, grains/100 cuft	ASTMD-2784	Max.15	Max.15	Max.15
Kandungan Air	Visual	<i>No free water</i>	-	-
Etil/Butil Merkaptan,ml/1000 AG	-	50	50	50
<i>Density</i> LPG		1,898 kg/m ³		

Sumber : Direktur Jendral Minyak dan Gas Bumi,2006

b. Gas Oil

Spesifikasi *gas oil* menurut Surat Keputusan Direktur Jendral Minyak dan Gas terdapat pada tabel 2.3 sebagai berikut

Tabel 2.3 Spesifikasi *gas oil*

NO	Karakteristik	UNIT	Batasan		Metode Uji ASTM/lain
			MIN	MAX	ASTM
1	Angka Setana		45	-	D-613
2	Indeks Stana		48	-	D4737
3	Berat Jenis pada 15 °C	Kg/m ³	815	870	D-1298 / D-4737
4	Viskositas pada 40 °C	Mm ² /sec	2.0	5.0	D-445
5	Kandungan Sulfur	% m/m	-	0.35	D-1552
6	Distilasi : T95	°C	-	370	D-86
7	Titik Nyala	°C	60	-	D-93
8	Titik Tuang	°C	-	18	D-97
9	Kandungan Air	Mg/kg	-	500	D-1744
10	Kandungan FAME	% v/v	-	10	
11	Kandungan Abu	% m/m	-	0.01	D-482
12	Bilangan Asam Total	mgKOH/g	-	0.6	D-664
13	Warna	No.ASTM	-	3.0	D-1500

Sumber : Direktur Jenderal Minyak dan Gas Bumi,2006

2. 2 Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi dari sampah plastik HDPE (*High Density Polyethylene*) menurut adalah sebagai berikut :

Tabel 2.4 Spesifikasi dari sampah plastik HDPE

Sifat Fisik :	
a. Rumus Molekul	: (C ₂ H ₄) n
b. Densitas	: > 0,941 gr/cm ³

c. Titik Lebur	: 134°C
d. Temperatur Transisi	: -110°C
e. Temperatur Kerja Maksimum	: 82°C
f. Nilai Kalor	: 46,3 MJ/kg
g. Berat Molekul	: 75.000 kg/kgmol
Sifat Mekanik :	
a. Modulus Young	: 20.000-30.000 psi
b. Kuat Tarik	: 1200-2000 psi
Sifat Kimia :	
a. Sifat bahan yang lebih kuat, keras, strukturnya mudah diatur dan buram.	
b. Lebih tahan terhadap suhu tinggi.	
c. Bahan dapat tenggelam dalam larutan campuran air dengan alkohol.	

2. 3 Spesifikasi Bahan Penunjang

2. 3. 1 Katalis zeolite Ti ± Al-beta (X)

Menurut J. Aguado, et.al. (2000), menjelaskan bahwa katalis zeolite Ti ± Al-beta (X) memiliki spesifikasi pada tabel 2.5 sebagai berikut :

Tabel 2.5 Spesifikasi katalis zeolite Ti ± Al-beta (X)

Zeolite	Composition		Crystal size (µm)	N ₂ adsorption (77K)			
				Micropore volume (cm ³ /g)	BET surface (m ² /g)	External surface (m ² /g)	S _{ext} /S _{BET} (%)
	Si/Al	Si/Ti					
Ti-Al-beta(X)	42,7	57,7	0,2	0,236	631,4	41,4	6,6

Sumber : J. Aguado,et. al. 2000

2. 3. 2 Nitrogen (N₂)

Spesifikasi dari gas Nitrogen adalah seperti pada tabel 2.6 berikut :

Tabel 2.6 Spesifikasi dari Nitrogen

Sifat Fisik :	
a. Simbol	: N ₂

b. Nomor atom	: 7
c. Berat atom	: 14,007
d. Klasifikasi	: Gas dan bukan logam
e. Fase pada suhu kamar	: Gas
f. Titik leleh	: -210,00 ° C, -346,00 ° F
g. Titik didih	: -195,79 ° C, -320,33 ° F
h. <i>Density</i>	: 1,2506 kg/m ³
Sifat Kimia :	
a.	Nitrogen merupakan unsur yang stabil (kurang aktif).
b.	Pada suhu rendah nitrogen sulit bereaksi dengan unsur lain kecuali litium.
c.	Pada suhu tinggi nitrogen dapat bereaksi dengan logam alkali, alkali tanah dan unsur logam non logam seperti oksigen serta hidrogen.

Sumber : Arif maulana, 2015

2. 4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk. Suatu produk dikatakan memiliki kualitas yang baik apabila produk yang dihasilkan memiliki nilai kualitas dan kuantitas yang baik pula. Kualitas yang baik akan didapatkan dari bahan baku, proses, waktu penjadwalan, bahan pendukung serta produk yang memiliki mutu bagus.

2. 4. 1 Pengendalian kualitas bahan baku

Sebelum masuk kedalam proses produksi, harus dilakukan proses pengujian terhadap kualitas bahan baku agar sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Bahan baku sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan yakni

sampah HDPE yang bersih (membuang pengotor pada sampah), ukuran partikelnya kecil untuk mempercepat proses pirolisis, sampah plastik HDPE yang kering sebelum masuk ke proses pirolisis karena jika sampah plastiknya basah maka proses pirolisis tidak akan berjalan maksimal.

2. 4. 2 Pengendalian kualitas proses

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

a. Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

b. Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.

- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2. 4. 3 Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk pada perancangan pabrik *gasoline* ini ada beberapa hal yang harus diperhatikan antara lain :

a. Pengendalian kualitas produk terhadap waktu proses

Waktu berpengaruh pada produk yang akan dihasilkan karena semakin lama waktu proses berlangsung produk yang dihasilkannya (residu padat, tar, dan gas) makin naik. Kenaikan itu sampai dengan waktu tak hingga yaitu waktu yang diperlukan sampai hasil padatan, residu dan tar mencapai konstan. Nilai waktu tak hingga ini dihitung dari sejak proses *isothermal* berlangsung ,tetapi jika melebihi waktu optimal maka karbon akan teroksidasi oleh oksigen (terbakar) menjadi karbondioksida dan abu (Aprian Ramadhan, 2011). Waktu optimal rata-rata untuk proses pirolisis yakni 0,5-2 jam.

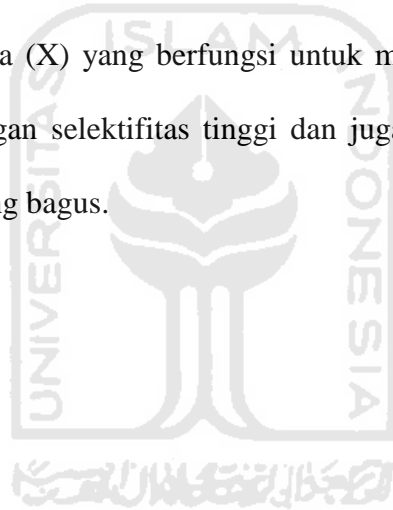
b. Pengendalian kualitas produk terhadap temperatur proses

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan pada saat proses sedang berlangsung, memperhatikan temperature pada setiap alatnya. Pada jurnal ilmiah teknik lingkungan UPN Veteran Jawa Timur yang dilakukan Aprian Ramadhan P. dan Munawar Ali (2011) melaksanakan penelitian pada rentang suhu 200-420°C menyatakan bahwa semakin tinggi suhu proses, maka massa yang ada didalam reaktor akan semakin turun. Dengan bertambah tingginya suhu pemanasan maka zat-zat

yang terkandung dalam plastik akan terurai dengan sempurna. Zat-zat tersebut akan terurai menjadi gas dan cair (minyak).

c. Pengendalian kualitas bahan pendukung

Pada prarancangan ini bahan pendukung yang digunakan adalah N_2 yang ditambahkan saat proses berlangsung didalam reaktor yang berfungsi sebagai gas pembawa untuk menyediakan atmosfer inert, untuk membawa gas produk melalui reaktor dengan tujuan menghilangkan oksigen. Bahan pendukung lainnya yakni katalis, katalis yang digunakan yakni katalis zeolite $Ti \pm Al$ -beta (X) yang berfungsi untuk mendapatkan hasil berupa *gasoline* yang dengan selektifitas tinggi dan juga menghasilkan *gasoline* dengan kualitas yang bagus.



BAB III

PERANCANGAN PRODUK

3.1 Uraian Proses

Sampah plastik HDPE dari bak penampung (BP-01) diangkut menggunakan *Belt Conveyor* menuju ke *Crusher* plastik (CP-01) untuk proses pengecilan ukuran sampah HDPE, keluaran dari *Crusher* plastik sampah menuju *Washing Plastik* (WP-01) dengan menggunakan *Screw Conveyor* (SC-01). Pada *Washing Plastik* (WP-01) sampah HDPE dicuci dengan menggunakan air yang berasal dari utilitas hal ini bertujuan untuk menghilangkan *impurities* dalam sampah HDPE yang memungkinkan dapat merusak katalis atau mengganggu aktivitas katalis nantinya pada proses. Sampah plastik HDPE yang telah bersih kemudian masuk ke *Rotary Dryer* (RD) untuk proses pengeringan (menghilangkan kandungan air dalam plastik), dengan menggunakan *Screw Conveyor* (SC-02). Dengan menggunakan *bucket elevator* sampah plastik HDPE kering ini masuk kedalam Reaktor *Fluidized Bed* (R-01) yang dioperasikan secara kontinu dan dialiri gas N_2 dengan kecepatan alir 1.000 ml/menit. Proses dilakukan pada suhu $400^{\circ}C$, tekanan 1 atm dengan perbandingan plastik/katalis (50w/w). Didalam reaktor suhu dan tekanan dijaga konstan, hal ini bertujuan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan pada reaktor. Hasil dari reaktor berupa gas dan padat yang kemudian masuk kedalam *Cyclone* (CY-01) untuk memisahkan produk gas dari padatan nya, lalu masuk lagi ke *Cyclone* (CY-02) untuk lebih meminimalkan jumlah padatan yang ada dalam produk gas. Produk gas kemudian masuk ke

kondensor (CD-01) dengan tujuan untuk menjadikan produk fase cair. Hasil dari kondensor ini akan masuk ke Separator (SP-01) untuk pemisahan fase gas yang *uncondensable* (N₂ dan LPG) dan fase cair (*Gasoline, Gas Oil*). Fase gas hasil dari separator (SP-01) akan masuk ke kondensor (CD-02) untuk membuat LPG sebagai produk cair, setelah itu masuk ke separator (SP-02) untuk memisahkan antara fase cair (LPG) dan fase gas (N₂). Sedangkan fase cair hasil dari separator (SP-01) masuk ke *Heat Exchanger* (HE) untuk menaikkan suhu sebelum masuk ke Menara Distilasi (MD), dimana terjadi pemisahan antara fraksi ringan (*Gasoline*) sebagai hasil atas dan fraksi berat (*Gas Oil*) sebagai hasil bawah.

3.2 Spesifikasi Alat / Mesin Produk

3.2.1 Bak Penampung Sampah (BP-01)

Fungsi : Menampung sampah HDPE yang berasal dari TPA sebanyak 1120,8750 kg/jam selama 1 minggu.

Bentuk : Bak Beton dengan tutup

Ukuran : Volume : 240,1365 m³

Panjang : 4,9334 m

Lebar : 4,9334 m

Tinggi : 9,8667 m

Jumlah Alat : 1 buah

Harga : Rp 1.826.306.125 = \$130450,44

3.2.2 Belt Conveyor

Fungsi : Untuk mengangkut sampah plastik HDPE dari bak penampung menuju *Crusher plastic*.

Bentuk : Horizontal

Panjang : 6,1 m

Tebal : 14 in = 0,3556 m

Kecepatan *belt* : 60,97561 - 91,46341 m/min

Power *belt* : 2 HP

Jumlah Alat : 1 buah

Harga : Rp 8.316.339 = \$594,02

3.2.3 Crusher Plastic

Fungsi : Mencacah sampah plastik HDPE dengan jumlah sampah sebanyak 1120,8750 kg/jam.

Tipe : SWTF3280 *Crusher Plastic*

Dimensi L/W/H : 1,834 m x 1,561 m x 1,735 m

Dimensi Tabung : 0,800 x 0,576 m

Kecepatan : 82 rpm

Daya : 80,42895 HP

Jumlah Alat : 1 buah
Harga : Rp 10.115.360 = \$722,53

3.2.4 Screw Conveyor

Fungsi : Untuk mengangkut sampah plastik HDPE dari *crusher* sebanyak 1120,8750 kg/jam.

Bentuk : Horizontal

Dimensi : Diameter *flights* : 9 in = 0,2286 m

Diameter pipa : 14,4 in = 0,3658 m

Diameter *shafts* : 2 in = 0,050823 m

Kec. Screw : 40 rpm

Power : 0,43 HP

Jumlah Alat : 1 buah

Harga : Rp 2.100.942 = \$150,07

3.2.5 Washing Tank

Fungsi : Mencuci sampah plastik yang sudah dicacah sebanyak 1120,8750 kg/jam dengan bantuan air sebesar 2241,75 kg/jam.

Bentuk : Vertikal

Dimensi : Diameter *filter* : 1,0935 m

Tinggi *filter* : 2,1871 m

Waktu Tinggal : 1,5 menit

Kec. Putar : 0,0600 rpm

Power : 0,43 HP

Jumlah Alat : 1 buah

Harga : Rp 4.693.440 = \$335,25

3.2.6 Screw Conveyor

Fungsi : Untuk mengangkut sampah plastik HDPE dari *washing tank* sebanyak 840,6563 kg/jam.

Bentuk : Horizontal

Dimensi : Diameter *flights* : 9 in = 0,2286 m

Diameter pipa : 14,4 in = 0,3658 m

Diameter *shafts* : 2 in = 0,050823 m

Kec. Screw : 40 rpm

Power : 0,43 HP

Jumlah Alat : 1 buah

Harga : Rp 2.100.942 = \$150,07

3.2.7 Rotary Dryer

Fungsi : Mengeringkan sampah plastik HDPE sebelum masuk ke dalam reaktor.

Bentuk : Horizontal

Dimensi *Dryer* : Diameter : 2,3494 m

Panjang : 9,3974 m

Dimensi *Flight* : Jenis *Flight* : Radial *flight*

Jumlah *flight* : 5,638

Tinggi *flight* : 2 m

Lebar *Flight* : 0,2937 m

Waktu tinggal : 7,4233 menit

Putaran *dryer* : 13,5557 rpm

Power : 7,5 HP

Jumlah Alat : 1 buah

Harga : Rp 245.162.678 = \$17511,62

3.2.8 Bucket Elevator

Fungsi : Untuk mengangkat plastik HDPE dari *rotary dryer* ke *Fluidized bed reactor* sebanyak 728,5688 kg/jam.

Bentuk : Vertikal

Dimensi : Diameter : 0,1546 m
Tinggi : 22,96 ft = 7 m
Lebar : 7 in = 0,1778 m
Kecepatan *bucket* : 225 fpm
Power : 2 HP

Jumlah Alat : 1 buah

Harga : Rp 4.880.090 = \$ 348,58

3.2.9 Tangki N₂ (TP-01)

Fungsi : Menyimpan Gas N₂ sebanyak 54,02592 kg selama 1 bulan.

Tipe : *Spherical Shell*

Kondisi Operasi : T = 40 °C

P = 1 atm

Fase = Gas

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 grade C*

Diameter : 4,3541 m

Volume : 43,2 m³

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 2.814.383.975 = \$201027,43

3.2.10 Reaktor *Fluidized Bed*

Fungsi : Mereaksikan bahan baku HDPE sebanyak 728,5688 kg/jam dengan bantuan gas N₂ sebesar 0,0750 kg/jam dan katalis Ti ± Al Beta.

Tipe : *Fluidized Bed Reactor*

Bentuk : Tangki silinder tegak dillengkapi dengan jaket pendingin

Head : *Torispherical Dished Head*

Bahan Konstruksi : *Plate Carbon Steel SA-201 grade A*

Dimensi : Tinggi Total Reaktor : 6,8680493 m

Transport Disengaging Height : 2,198251994 m

Tinggi Zona Reaksi, Lt : 3,880468634 m

Tinggi Head Total, Lh : 0,160617928 m

Diameter *Freeboard*, Df : 1,112519775 m

Diameter Zona Reaksi, Dt : 0,908027397 m

Diameter Jaket Pendingin : 1,504270258 m

Tinggi Jaket Pendingin : 3,880468634 m

Waktu Tinggal : 3,1824 jam

Jumlah : 1 buah
Harga : Rp 2.773.591.596 = \$198113,69

3.2.11 Cyclone-01

Fungsi : Memisahkan partikel padat (*char*) yang terbawa oleh gas keluar *Fluidized bed reactor* sebanyak 330,1509 kg/jam

Tipe : *High gas rate*

Material : *ASTM SA-372 grade A Steel-Mn alloy*

Dimensi :
Diameter *outlet gas* : 0,5131 m
Diameter *outlet* padatan : 0,3848 m
Tinggi penampang *cyclone* : 1,5394 m
Tinggi *cone* : 2,5656 m

Panjang *outlet* dalam *cyclone*: 0,5131 m

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 1 666.700 = \$ 119,05

3.2.12 Cyclone-02

Fungsi : Memisahkan partikel padat (*char*) yang terbawa

oleh gas keluar *cyclone-01* sebanyak 17,3763 kg/jam

Tipe : *High gas rate*

Material : *ASTM SA-372 grade A Steel-Mn alloy*

Dimensi : Diameter *outlet gas* : 0,2566 m

Diameter *outlet* padatan : 0,1924 m

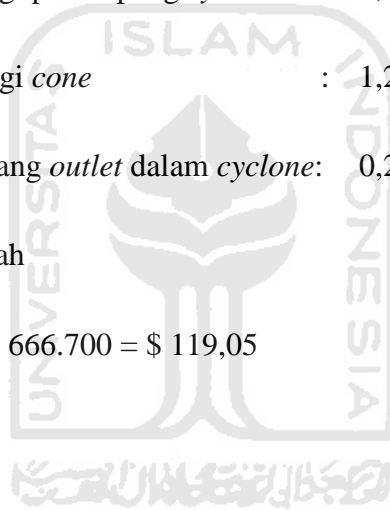
Tinggi penampang *cyclone* : 0,7697 m

Tinggi *cone* : 1,2828 m

Panjang *outlet* dalam *cyclone*: 0,2566 m

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 1 666.700 = \$ 119,05



3.2.13 Condensor-01

Fungsi : Mengembunkan fase gas dari *Cyclone-02* sebanyak 381,1165 kg/jam.

Tipe : *Heat Exchanger Double pipe*

Material : *Stainless Steel SA-240 A ISI tipe 316*

Jumlah : 1 buah

Dimensi Pipa			
<i>Annulus :</i>		<i>Inner Pipe :</i>	
IPS	: 0,03175 m	IPS	: 0,0508 m
<i>Schedule number</i>	: 40	<i>Schedule number</i>	: 40
OD	: 0,0422 m	OD	: 0,0604 m
ID	: 0,0351 m	ID	: 0,0525 m
at	: 0,096774 m ²	at	: 0,02161 m ²
ao	: 0,1326 m ² /m	ao	: 0,1896 m ² /m
ΔP_a	: 0,0017 psi	ΔP_p	: 0,01 psi

Panjang pipa : 3,6585 m

Jumlah *hairpin* : 2 *hairpin*

Δt : 245 °F

A : 1,2467 m

U_c : 207,204199 Btu/jam.ft².F

U_d : 80 Btu/jam.ft².F

Rd : 0,008

Jumlah Alat : 1 buah

Harga : Rp 102.820.419 = \$7344,32

3.2.14 Separator-01

Fungsi : Memisahkan fase gas (LPG dan N₂) dari komponen yang lain berupa fase cair (*gasoline* dan *gas oil*) sebanyak 71,6727 kg/jam

Tipe : Horizontal Drum

Material : *Carbon steel SA 283 grade C*

Kondisi Operasi : Tekanan : 6,29 atm

Suhu : 70 C

Dimensi Tinggi Separator : 1,0533 m

Lebar Total Separator : 6,5447 m

Tebal *shell* : 0,1555 in

Lebar *head* : 1,6923 m

Tebal *head* : 0,00173 m

Jumlah Alat : 1 buah

Harga : Rp 102.957.543 = \$7354,11

3.2.15 Condensor-02

Fungsi : Mengembunkan fase gas dari *Separator-02* sebanyak 71,6727 kg/jam

Tipe : *Heat Exchanger Double pipe*

Material : *Stainless Steel SA-240 A ISI tipe 316*

Jumlah : 1 buah

Dimensi Pipa			
<i>Annulus :</i>		<i>Inner Pipe :</i>	
IPS	: 0,03175 m	IPS	: 0,0508 m
<i>Schedule number</i>	: 40	<i>Schedule number</i>	: 40
OD	: 0,0422 m	OD	: 0,0604 m
ID	: 0,0351 m	ID	: 0,0525 m
at	: 0,096774 m ²	at	: 0,02161 m ²
ao	: 0,1326 m ² /m	ao	: 0,1896 m ² /m
ΔPa	: 0,0000008 psi	ΔPp	: 0,004254 psi

Panjang pipa : 3,6585 m

Jumlah *hairpin* : 1 *hairpin*

Δt : 26 °F

A : 0,097914 m²

Uc : 2,818526826 Btu/jam.ft².F

Ud : 2,5 Btu/jam.ft².F

Rd : 1,627

Jumlah Alat : 1 buah

Harga : Rp 52.774.394 = \$3769,60

3.2.16 Separator-02

Fungsi	:	Memisahkan fase gas berupa N ₂ sebanyak 0,0750 kg/jam dari fase cair berupa LPG.
Tipe	:	Horizontal Drum
Material	:	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 6,29 atm Suhu : 40 C
Dimensi	:	Tinggi Separator : 0,4 m Lebar Total Separator : 3,4284 m Tebal <i>shell</i> : 0,1948 in Tebal <i>head</i> : 0,1621 in
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga	:	Rp 63.413.163 = \$4529,51

3.2.17 Heater-01

Fungsi	:	Menaikkan suhu fase cair dari <i>Separator-02</i> (<i>gasoline</i> dan <i>gasoil</i>) dari 70 C menjadi 115,1632 C
Tipe	:	<i>Heat Exchanger Double pipe</i>

Material : Carbon Steel SA 283 grade C

Jumlah : 1 buah

Dimensi Pipa			
Annulus :		Inner Pipe :	
IPS	: 0,03175 m	IPS	: 0,0508 m
Schedule number	: 40	Schedule number	: 40
OD	: 0,0422 m	OD	: 0,0604 m
ID	: 0,0351 m	ID	: 0,0525 m
at	: 0,096774 m ²	at	: 0,02161 m ²
ao	: 0,1326 m ² /m	ao	: 0,1896 m ² /m
ΔPa	: 0,030 Psi	ΔPp	: 0,083 psi

Panjang pipa : 3,6585 m

Jumlah hairpin : 1 hairpin

Δt : 120,476524 °F

A : 0,270826 m²

Uc : 217,19473 Btu/jam.ft².F

Ud : 100 Btu/jam.ft².F

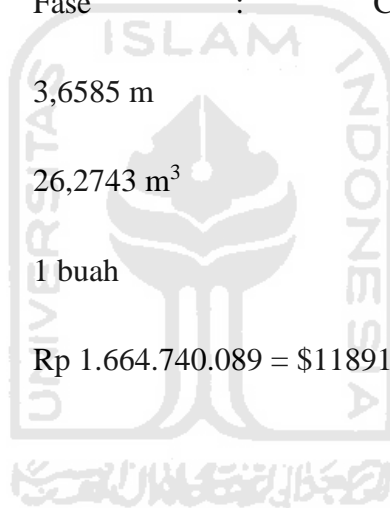
Rd : 0,005

Jumlah Alat : 1 buah

Harga : Rp 105.637.071 = \$7545,51

3.2.18 Tangki Penyimpanan LPG (TP-02)

Fungsi	:	Menyimpan produk <i>LPG</i> cair selama 14 hari
Tipe	:	<i>Spherical Shell</i>
Material	:	<i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 6,289 atm
		Suhu : 40 °C
		Fase : Cair
Diameter	:	3,6585 m
Volume	:	26,2743 m ³
Jumlah Alat	:	1 buah
Harga	:	Rp 1.664.740.089 = \$118910,01



3.2.19 Menara Distilasi

Fungsi	:	Memisahkan antara fraksi ringan <i>gasoline</i> dan fraksi berat <i>gas oil</i>
Tipe	:	<i>Plate tower</i> (menara distilasi dengan <i>Sieve Tray</i>)
Bahan Konstruksi	:	<i>SS-304 Grade A</i>
Kondisi Operasi	:	Puncak Kolom : T = 103,710112 °C
		P = 0,90008135 atm

Umpan : $T = 115,1632907 \text{ }^\circ\text{C}$

$P = 1,1873654 \text{ atm}$

Bottom : $T = 145,6338624 \text{ }^\circ\text{C}$

$P = 1,2158956 \text{ atm}$

Refluks Min : 0,4999

Refluks : 0,7499

Dimensi : Jenis Reboiler : Reboiler Parsial

Jenis Kondensor : Kondensor Total

Jumlah *Plate* : 21 plate

Letak *Feed* Umpan : 12

Diameter Rata-rata : 0,3821 m

Diameter Puncak Menara : 0,3322 m

Diameter Dasar Menara : 0,4321 m

Tebal *Shell* : 0,0036 m

Tebal *Head* Puncak : 0,0035 m

Tebal *Head* Dasar : 0,0036 m

Tray Spacing : 0,3 m

Tinggi Menara Distilasi : 7,0682 m

Jumlah : 1 buah

Harga Alat : Rp 69.917.892 = \$4994,14

3.2.20 Tangki Penyimpanan Gasoline (TP-03)

Fungsi : Menyimpan produk *Gasoline* selama 7 hari

Tipe : *Fix cone roof tank*

Material : *Carbon steel SA 283 grade C*

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Fase : Cair

Dimensi : Diameter : 3,04878 m

Tinggi Tangki : 9,1463 m

Tebal *Head* : 0,0028 m

Tinggi *Head* : 0,0126 m

Volume : 61,24516 m³

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 2.335.946.675 = \$166853,33

3.2.21 Tangki Penyimpanan Gas Oil (TP-04)

Fungsi : Menyimpan produk *Gas Oil* selama 30 hari

Tipe : *Fix cone roof tank*

Material : *Carbon steel SA 283 grade C*

Kondisi Operasi	: Tekanan	: 1 atm
	Suhu	: 30 °C
	Fase	: Cair
Dimensi	: Diameter	: 3,0488 m
	Tinggi tangki	: 5,4878 m
	Tebal <i>Head</i>	: 0,004138 m
	Tinggi <i>Head</i>	: 0,1872 m
Volume	: 27,9180 m	
Jumlah	: 1 buah	
Harga Alat	: Rp 1.726.469.271 = \$123319,23	

3.3 Perencanaan Proses

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku atau Pendukung

a. Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Pemilihan kapasitas perancangan pabrik ini didasarkan pada ketersediaan jumlah sampah plastik jenis HDPE yang masuk ke TPA Bantar Gebang sebesar 7.000 ton/tahun. Sehingga, kapasitas pabrik *gasoline* yang akan didirikan sebesar 2.000 ton/tahun.

b. Analisis Kebutuhan Pendukung

Beberapa bahan pendukung yang digunakan di perancangan pabrik *gasoline* ini antara lain adalah air, katalis zeolite $Ti \pm Al$ -beta (X) dan N_2 . ketiga bahan pendukung tersebut memiliki kebutuhan yang berbeda-beda yaitu :

- Air : Proses pada pabrik *gasoline* ini membutuhkan air sekitar 7785,09 kg/jam, dengan sumber air diambil dari Kali Jati Kramat karena sumber airnya yang bersih, dekat dengan lokasi pendirian pabrik dan ketersediaan airnya sebanyak 69.368.076 m³/th atau 8.758.595,455 kg/jam (joko suryanto, 2014).
- Katalis zeolite Ti ± Al-beta (X) : untuk proses katalitik *cracking* perbandingan jumlah katalis dengan bahan baku adalah (w/50w), sehingga jumlah katalis yang dibutuhkan adalah sekitar 162 kg.
- N₂ : kebutuhan N₂ dalam reaktor sebanyak 0,0750 kg/jam, dengan kecepatan alir 1.000 mL/menit.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Mesin atau Peralatan Proses

Analisis kebutuhan mesin atau peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi sedangkan jam kerja peralatan adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Pemilihan Lokasi Pabrik

Berdasarkan pengamatan Jakarta Timur dirasa cocok sebagai tempat pendirian pabrik *gasoline*. Pemilihan lokasi pabrik didasarkan pada 2 faktor, yaitu faktor utama dan faktor pendukung.

4.1.1 Faktor Utama dalam Pemilihan Lokasi Pabrik

a. Sumber Bahan Baku

Sumber bahan baku berupa sampah plastik HDPE diperoleh dari TPA Bantar Gebang, Bekasi. Berdasarkan pertimbangan sumber bahan baku maka untuk pendirian pabrik direncanakan untuk didirikan di daerah Jakarta Timur karena dekat dengan sumber bahan baku.

b. Transportasi

Transportasi darat, laut dan udara di Jakarta Timur sudah sangat mendukung untuk pendirian pabrik *gasoline* karena dapat memudahkan untuk pemasaran produk dan pengambilan bahan baku.

c. Letak Pasar

Jakarta merupakan kota dengan tingkat pertumbuhan ekonomi yang cukup pesat. Saat ini, lebih dari 70% uang negara beredar di Jakarta.

Perekonomian

Jakarta terutama ditunjang oleh sektor perdagangan, jasa, properti, industri kreatif, dan keuangan.

d. Tenaga Kerja

Jakarta merupakan Ibu kota Indonesia sehingga merupakan daerah yang menjadi tujuan bagi para tenaga kerja.

4.1.2 Faktor Pendukung dalam Pemilihan Lokasi Pabrik

a. Harga Tanah dan Gedung

Jakarta Timur mempunyai harga tanah paling murah diantara Jakarta lainnya. Di Jakarta Timur harga tanah berkisar mulai dari 2,5 juta permeter.

b. Kemungkinan Perluasan

Jakarta Timur merupakan daerah yang belum terlalu padat penduduknya dan juga merupakan daerah Jakarta yang memiliki daerah terluas yakni 187,75 km².

c. Tersedianya Fasilitas Servis

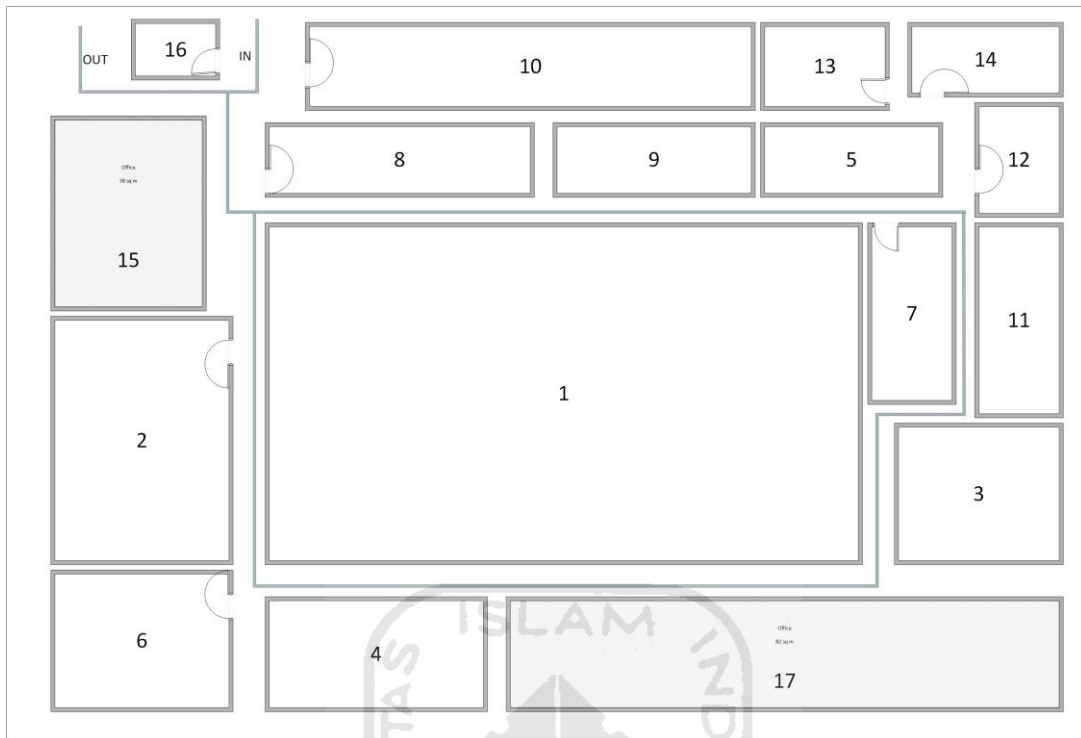
Fasilitas servis di Jakarta cukup memadai, atau setidaknya tidak begitu sulit untuk memperoleh fasilitas servis. Selain itu, letaknya yang strategis untuk industri akan semakin mempermudah dalam hal fasilitas servis.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir.

Susunan tata letak pabrik ini harus memungkinkan adanya distribusi bahan-bahan dengan baik, cepat dan efisien.

Sketsa tata letak pabrik dapat dilihat pada gambar berikut ini :



Skala 1 : 1250 cm

Gambar 4.1 *Lay Out* Pabrik Gasoline

Keterangan :

- | | |
|--------------------------------|-------------------------|
| 1. Area Proses | 10. Kantor Administrasi |
| 2. Area Penyimpanan Bahan Baku | 11. Mess |
| 3. Area Utilitas | 12. Kantin |
| 4. Area Pengolahan Limbah | 13. Poliklinik |
| 5. Bengkel Mekanik | 14. Mushala |
| 6. Bengkel Mekanik | 15. Area Parkir |
| 7. HSE | 16. Pos Jaga |

8. Laboratorium

17. Area Perluasan

9. Unit Pemadam Kebakaran

Perincian luas tanah dan bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel 4.1 Di bawah ini :

Tabel 4.1 Areal bangunan Pabrik Gasoline

Lokasi	Panjang	Lebar	Luas
	M	m	m²
Area proses	45	20	900
Area Tempat Penyimpanan Bahan Baku	12	6	72
Area Utilitas	25	20	500
Area Pengolahan Limbah	12	4	48
Bengkel Mekanik	20	12	240
Ruang Kontrol	10	5	50
Laboratorium	20	14	280
HSE	15	8	120
Unit Pemadam Kebakaran	15	12	180
Kantor	35	25	875
Mess	9	5	45
Kantin	12	6	72
Poliklinik	6	4	24
Mushala	15	10	150
Area Parkir Truk	38	23	144
Taman & jalan	40	30	1200
Area Perluasan/Pengembangan	40	20	800
Pos Jaga	4	3	12
Luas Tanah			6002
Luas Bangunan			3958
Total	370	225	6002

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Pengaturan letak peralatan proses pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga efisien. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan antara lain :

a. Ekonomi

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

b. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

Tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- 1). Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- 2). Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
- 3). Biaya material *handling* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk capital yang tidak penting
- 4). Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal

5). Karyawan mendapatkan kepuasan kerja

c. Kebutuhan proses

Letak alat harus memberikan ruangan yang cukup bagi masing–masing alat agar dapat beroperasi dengan baik, dengan distribusi utilitas yang mudah.

d. Operasi

Peralatan yang membutuhkan perhatian lebih dari operator harus diletakkan dekat *control room*. *Valve*, tempat pengambilan sampel, dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

e. Perawatan

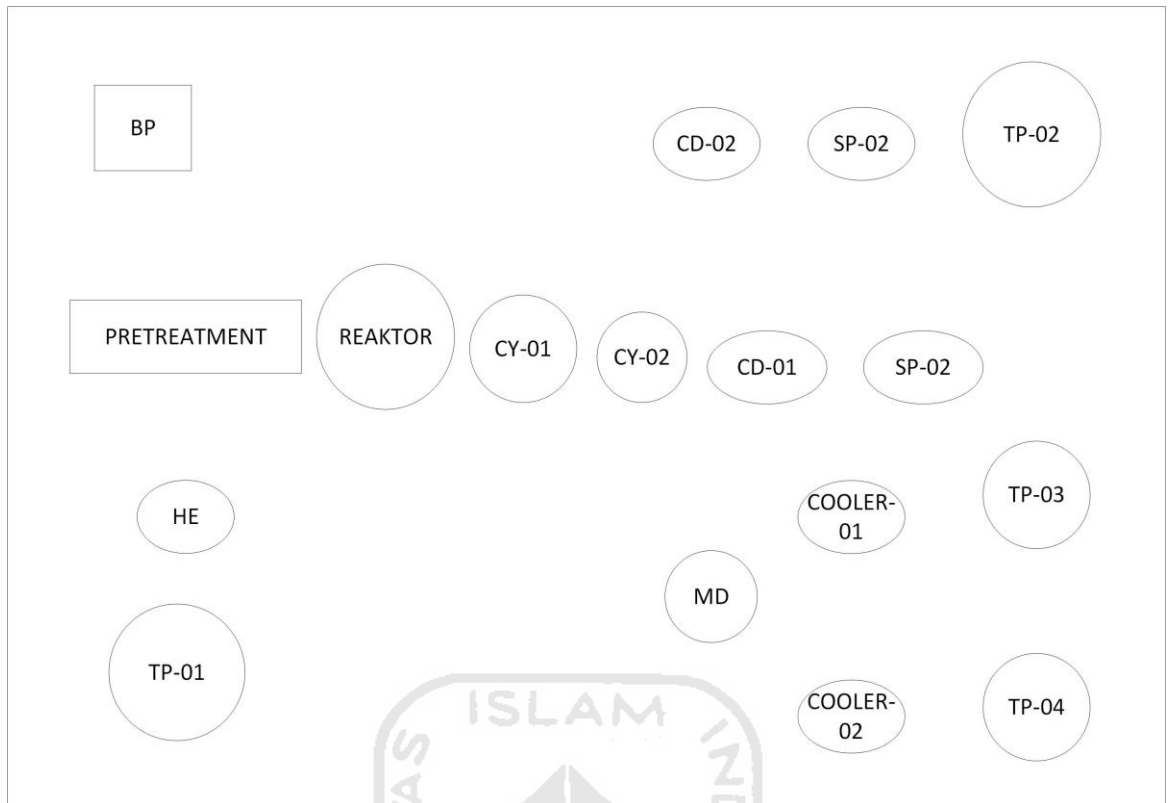
Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada *Heat Exchanger* yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihannya.

f. Keamanan

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin, agar jika terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap di dalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran.

g. Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.



1 : 1000 cm

Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

a. Neraca Massa di Reaktor

Tabel 4.2 Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
HDPE	728,5688	-	-
Kokas	-	-	347,5273
N ₂	-	0,0750	0,0750
LPG	-	-	71,5977
<i>Gasoline</i>	-	-	276,1788
Gas Oil	-	-	33,2649
Jumlah	728,5688	0,0750	728,6438
Total	728,6438		728,6438

b. Neraca Massa di Cyclone-01

Tabel 4.3 Neraca Massa di Cyclone-01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Char	347,5273	330,1509	17,3764
N ₂	0,0750	-	0,0750
LPG	71,5977	-	71,5977
<i>Gasoline</i>	276,1788	-	276,1788
Gas Oil	33,2649	-	33,2649
Jumlah	728,6438	330,1509	398,4929
Total	728,6438	728,6438	

c. Neraca Massa di Cyclone-02

Tabel 4.4 Neraca Massa di Cyclone-02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
Char	17,3764	17,3764	-
N ₂	0,0750	-	0,0750
LPG	71,5977	-	71,5977
Gasoline	276,1788	-	276,1788
Gas Oil	33,2649	-	33,2649
Jumlah	398,4929	17,3764	381,1165
Total	398,4929	398,4929	

d. Neraca Massa di Kondensor 1

Tabel 4.5 Neraca Massa di Kondensor-01

Komponen	Masuk = Keluar (kg/jam)
	Arus 7
N ₂	0,0750
LPG	71,5977
Gasoline	276,1788
Gas Oil	33,2649
Jumlah	381,1165
Total	381,1165

e. Neraca Massa di Separator-01

Tabel 4.6 Neraca Massa di Separator-01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 9	Arus 17
N₂	0,0750	-	0,0750
LPG	71,5977	-	71,5977
Gasoline	276,1788	276,1788	-
Gas Oil	33,2649	33,2649	-
Jumlah	381,1165	309,4438	71,6727
Total	381,1165	381,1165	

f. Neraca Massa di Heater

Tabel 4.7 Neraca Massa di Heater

Komponen	Masuk = keluar (kg/jam)
	Arus 9
Gasoline	276,1788
Gas Oil	33,2649
Jumlah	309,4438
Total	309,4438

g. Neraca Massa di Menara Distilasi

Tabel 4.8 Neraca Massa di Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 11	Arus 12
<i>Gasoline</i>	276,1788	262,3699	13,8089
Gas Oil	33,2649	1,6632	31,6017
Jumlah	309,4438	264,0332	45,4106
Total	309,4438	309,4438	

Neraca Massa Total :

Reflux : 0,749913218

Sistem Kondensor :

$$V = L_0 + D$$

$$R = L_0 / D$$

$$L_0 = R \times D = 198,0019 \text{ kg/jam}$$

$$V_0 = L_0 + D = 462,0351 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar(kg/jam)	
	Arus 11	Arus 13	Arus 15
<i>Gasoline</i>	459,1245	196,7546	262,3699
Gas Oil	2,9105	1,2472	1,6632
Jumlah	462,0351	198,0019	264,0331
Total	462,0351	462,0351	

Sistem Reboiler :

$$L = L_0 + F = 507,4457 \text{ kg/jam}$$

$$L = VB + B$$

$$VB = L - B = 416,6244 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar(kg/jam)	
	Arus 12	Arus 14	Arus 16
<i>Gasoline</i>	472,9335	459,1245	13,8089
Gas Oil	34,5122	2,9105	31,6016
Jumlah	507,4457	462,0351	45,4106
Total	507,4457	507,4457	

h. Neraca Massa di Kondensor-02

Tabel 4.9 Neraca Massa di Kondensor-02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 17	Arus 18
N ₂	0,0750	0,0750
LPG	71,5977	71,5977
Jumlah	71,6727	71,6727
Total	71,6727	71,6727

i. Neraca Massa di Separator-02

Tabel 4.10 Neraca Massa di Separator-02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 18	Arus 19	Arus 20
N ₂	0,0750	0,0750	-
LPG	71,5977	-	71,5977
Jumlah	71,6727	0,0750	71,5977
Total	71,6727	71,6727	

4.4.2 Neraca Panas

a. Neraca Panas di Reaktor *Fluidized Bed*

Tabel 4.11 Neraca Panas di Reaktor *Fluidized*

Komponen	Panas Masuk, kj/jam	Panas Keluar, kj/jam
ΔH_{rks}	430439,914	-
Panas yang dilepas	54263,835	-
ΔH_p	-	482726,844
ΔH_r	-	1976,905
Total (kj/kmol)	484703,750	484703,750

b. Neraca Panas di Kondensor-01

Tabel 4.12 Neraca Panas di Kondensor-01

Komponen	Panas Masuk,kj/jam	Panas Keluar,kj/jam
N ₂	29,727	3,522
LPG	67278,566	5976,717
<i>Gasoline</i>	244182,624	56126,066
Gas Oil	32027,833	4245,390
Dowtherm A	-	277167,054
Total (kJ/kmol)	343518,750	343518,750

c. Neraca Panas di *Heater*

Tabel 4.13 Neraca Panas di *Heater*

Komponen	Panas Masuk, kj/jam	Panas Keluar, kj/jam
<i>Gasoline</i>	55956,937	125998,492
Gas Oil	4231,520	8672,862
<i>Steam</i>	74482,8958	-
Total (kJ/kmol)	134671,354	134671,354

d. Neraca Panas di Kondensor-02

Tabel 4.14 Neraca Panas di Kondensor-02

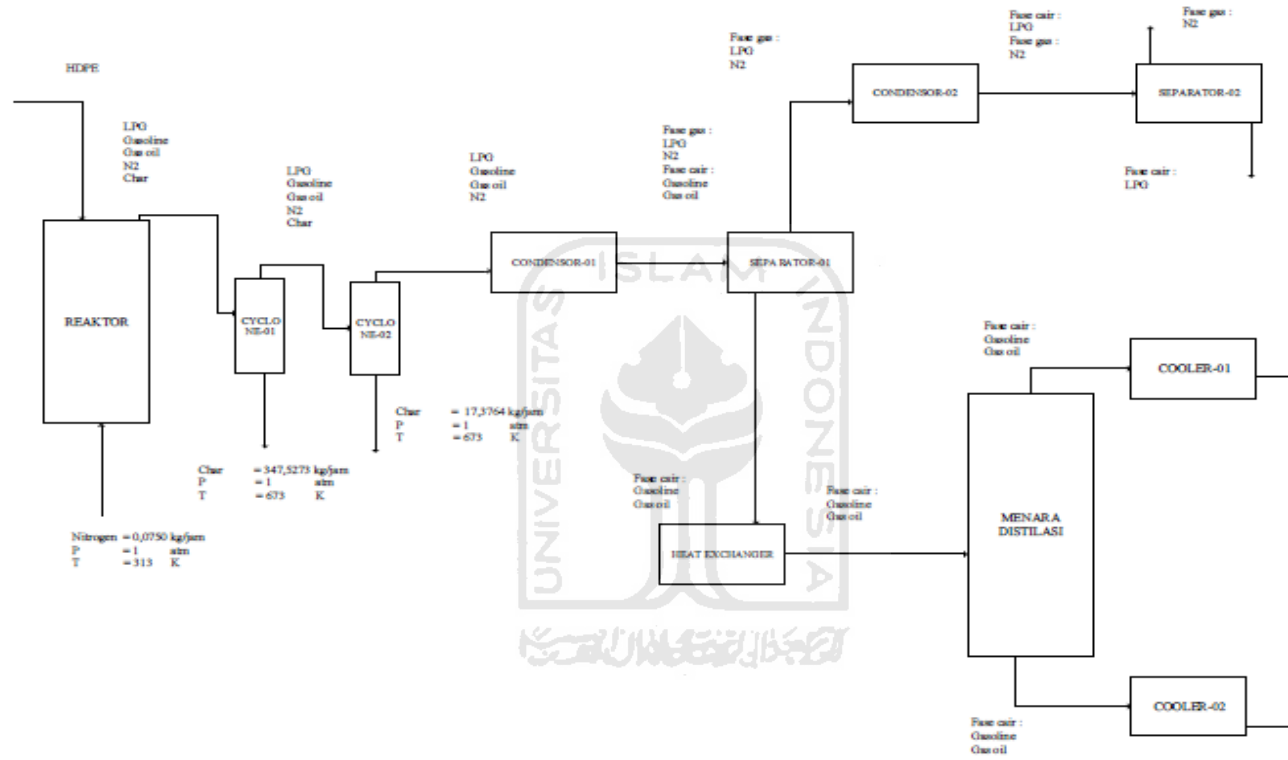
Komponen	Panas Masuk, Kj/jam	Panas Keluar,kj/jam
N ₂	3,510	1,169
LPG	111,420	-32,863
Air Pendingin	-	146,624
Total (kj/jam)	114,930	114,930

e. Neraca Panas di Menara Distilasi

Tabel 4.15 Neraca Panas di Menara Distilasi

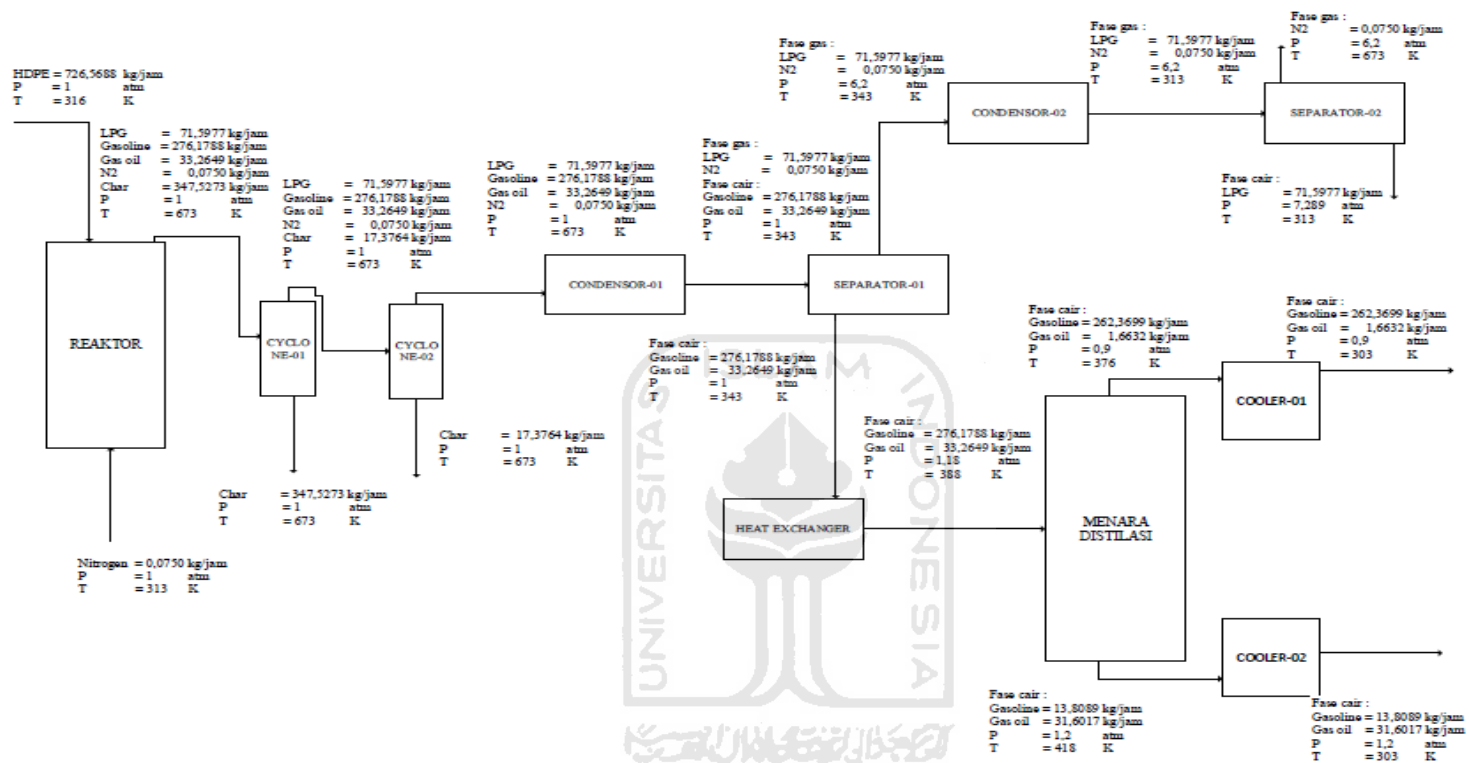
Komponen	Panas Masuk,kj/jam	Panas Keluar, kj/jam
Umpan	79.740,381	-
Distilat	-	6557,310
<i>Bottom</i>	-	13506,955
Kondensor	-	104895,524
Reboiler	45219,408	-
Total, kj/jam	124.959,789	124.959,789

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitaatif Pabrik *Gasoline*

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.3 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Gasoline

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit penyedia udara instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit pembangkit dan pendistribusian listrik (*Power Plant and Power Distribution System*).

A. Kebutuhan dan Pengadaan

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water System*)

Air untuk proses <i>pretreatment</i>	=	2241,7500	kg/jam
<i>make-up</i> air pendingin proses	=	102,4201	kg/jam
<i>make-up</i> air umpan boiler	=	62,8202	kg/jam
Air untuk keperluan umum	=	4458,3333	kg/jam
Air untuk <i>hydrant</i>	=	<u>500</u>	<u>kg/jam</u> +
Jumlah kebutuhan air total	=	7365,3236	kg/jam
<i>Over design</i> 20%	=	1473,0647	kg/jam

2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Steam yang harus dibangkitkan adalah *saturated steam* tekanan 69,078 psia sebanyak 72,7570 lb/jam; *saturated steam* tekanan 247,25 psia sebanyak 51,8882 lb/jam. Kebutuhan ini diperoleh dengan mengoperasikan boiler. Pada saat *start up* steam dibangkitkan dengan mengoperasikan satu buah boiler.

3. Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan di boiler untuk membangkitkan steam saat start up. Kebutuhan bahan bakar sebanyak 5,2535 kg/j. Bahan bakar yang digunakan adalah *fuel Oil 41,5°API*, NHV 17.804,7930 Btu/lb dengan komposisi sebagai berikut : karbon 86,4% ; hidrogen 13,6% ; oksigen 0,01% ; nitrogen 0,003% ; sulfur 0,09% ; *ash* 0,01%.

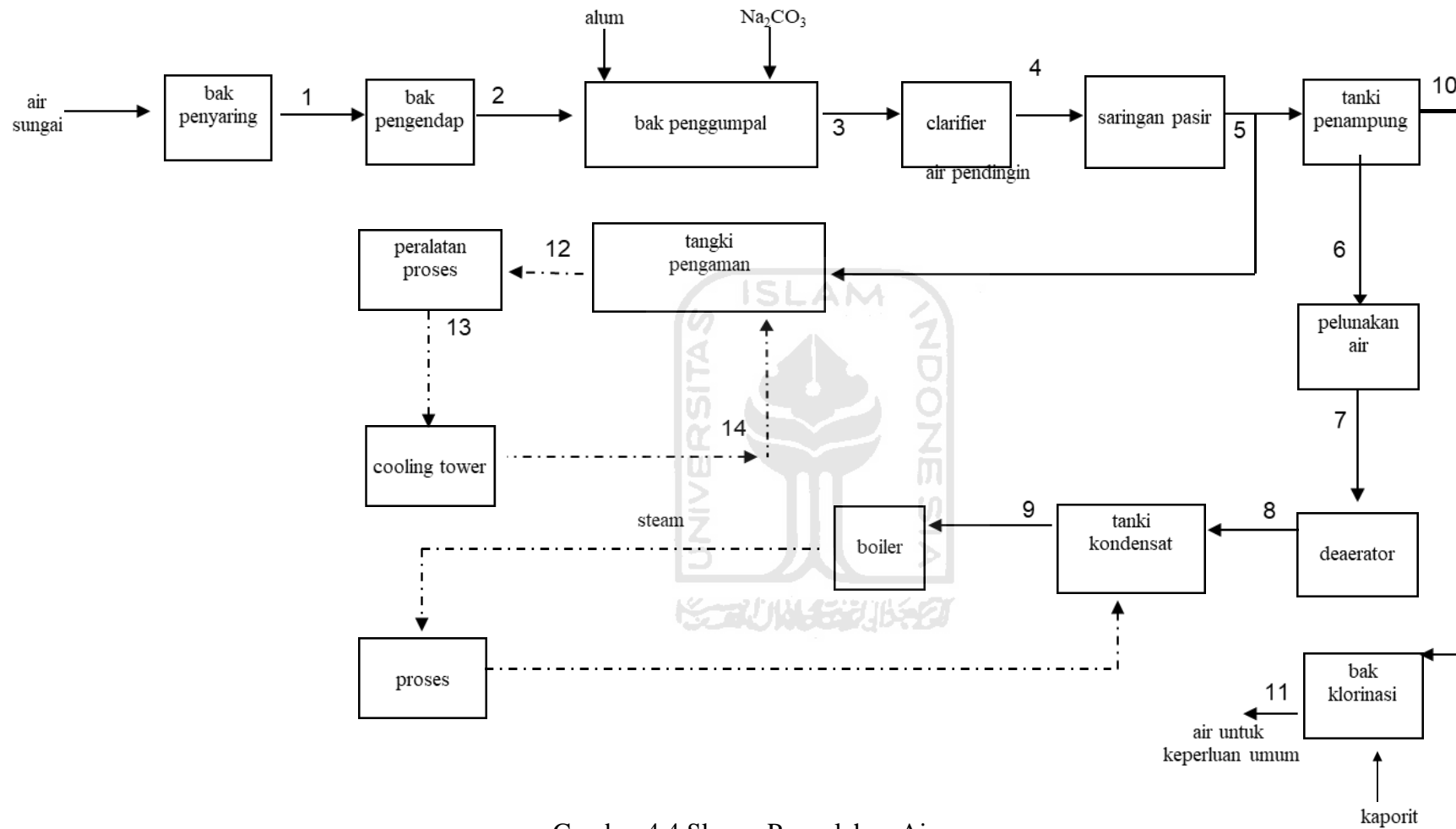
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Udara tekan digunakan untuk memenuhi kebutuhan instrumen dengan tekanan sebesar 3,245 atm. Total kebutuhan udara instrumen adalah sebesar 157,5897 m³/j (STP) yang dipenuhi oleh kompresor. Udara instrumen harus dalam keadaan kering. Oleh karena itu, udara keluar dari kompresor perlu dilewatkan tangki pengering udara yang berisi silika gel.

5. Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik (*Power Plant and Power Distribution System*)

Kebutuhan tenaga listrik meliputi kebutuhan untuk penggerak motor alat-alat proses dan utilitas, menjalankan alat-alat *control* (instrumentasi) dan penerangan pabrik serta perkantoran. Kebutuhan listrik pabrik sebesar 1,492 kWatt disediakan oleh PLN.

4.4 Skema pengolahan air



Gambar 4.4 Skema Pengolahan Air

4.6 Organisasi Perusahaan

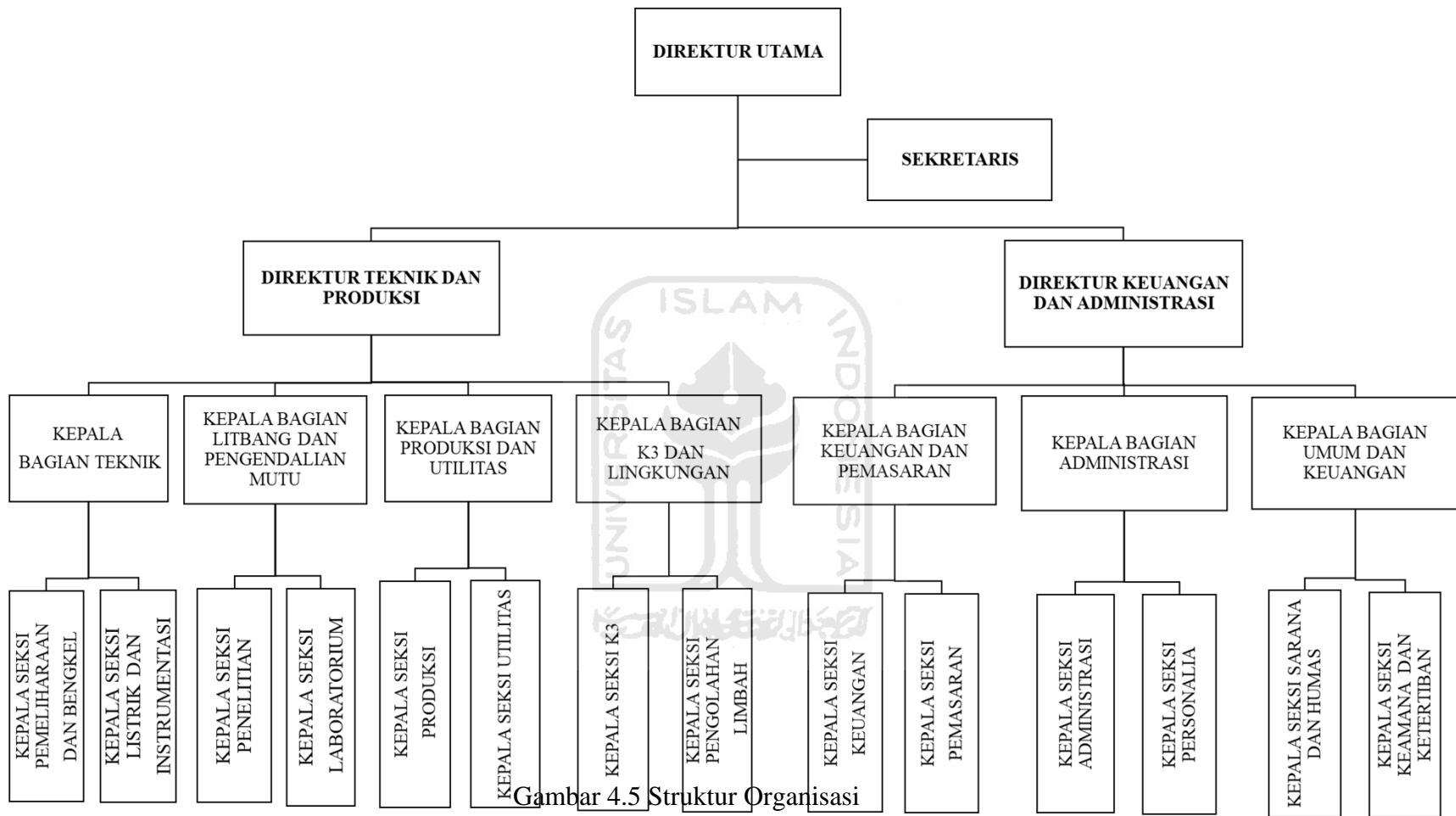
a. Struktur Organisasi , tugas dan wewenang serta perhitungan jumlah karyawan

Untuk memperlancar jalannya perusahaan, perlu dibuat struktur organisasi perusahaan sehingga pembagian tugas dan wewenang dari karyawan dapat dilaksanakan dengan baik. Jenjang jabatan organisasi perusahaan adalah sebagai berikut :

- Direktur Utama
- Direktur Bidang
- Kepala Bagian
- Kepala Seksi
- Kepala *Shift*
- Karyawan/Operator

Masing-masing mempunyai wewenang dan tugas yang berbeda sesuai dengan bidangnya. Semakin ke atas jabatan yang diduduki, maka semakin luas pula tugas dan wewenang yang dimiliki. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yang terdiri dari Direktur Utama dan Direktur Bidang yang disebut Dewan Direksi.

Dalam struktur organisasi perusahaan, setiap bawahan hanya mempunyai satu garis tanggung jawab kepada atasannya dan setiap atasan hanya memiliki satu garis komando kepada bawahannya. Struktur organisasi perusahaan disajikan dalam bentuk diagram pada gambar 4.4.



Gambar 4.5 Struktur Organisasi

Pimpinan perusahaan terdiri atas :

1. Direktur Utama

Tugas : Memimpin semua kegiatan pabrik secara keseluruhan, dan bertanggung jawab terhadap kelangsungan pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (minimal S-2)

2. Sekretaris

Tugas : Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan, membantu tugas direktur utama, menyusun jadwal direktur utama, Menjadi perantara pihak-pihak yang ingin berhubungan dengan pimpinan

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (minimal S-1)

3. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas : Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang teknik ,produksi, pengembangan, pemeliharaan peralatan dan laboratorium

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (minimal S-1)

Direktur Teknik dan Produksi dibantu oleh 4 orang Kepala Bagian :

1). Kepala Bagian Teknik

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pengelolaan pabrik secara teknis yang meliputi pemeliharaan alat, bengkel dan listrik dan instrumentasi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Mesin/Teknik Elektro

Kepala Bagian Teknik membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

a. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Teknik Mesin

b. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta alat-alat instrumentasi

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro/ Kimia / Mesin

2). Kepala Bagian Produksi & Utilitas

Tugas : Bertanggung jawab atas jalannya operasi pabrik sehari-hari serta menjaga kelangsungan proses produksi dan utilitasnya.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Kepala Bagian Produksi membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

a. Kepala Seksi Proses Produksi

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Teknik Mesin

b. Kepala Seksi Utilitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Teknik Mesin

3). Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas : Memimpin aktivitas laboratorium, pengendalian mutu, penelitian dan pengembangan.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

a. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

b. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas : Menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan pengolahan limbah

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

4). Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Kepala bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan membawahi 2 kepala seksi, yaitu :

a. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Bertanggungjawab terhadap masalah kesehatan karyawan dan keluarga serta menangani masalah keselamatan kerja dalam perusahaan

Pendidikan : Sarjana Kedokteran Umum

b. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

Pendidikan : Sarjana

4. Direktur Keuangan dan Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah pabrik yang berhubungan dengan administrasi, keuangan, hubungan masyarakat dan hal umum lainnya.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Hukum/Psikologi (minimal S-1)

Direktur Keuangan dan Administrasi dibantu oleh 3 Kepala Bagian, yaitu :

1). Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Memimpin pengelolaan bidang keuangan dan pemasaran, termasuk pembelian bahan baku, bahan pembantu, dan penjualan hasil.

Pendidikan : Sarjana Teknik Industri/Ekonomi

Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

a. Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi / Akuntansi

Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik

Pendidikan : Sarjana Teknik Industri/Ekonomi

2). Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Mengelola bidang administrasi dan personalia

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Psikologi

3). Kepala Bagian Umum dan Keamanan

Tugas : Mengelola bidang hubungan masyarakat, keamanan, dan kesejahteraan karyawan.

Pendidikan : Sarjana Hukum/Sosial Politik

Kepala Bagian Umum membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

a. Kepala Seksi Sarana dan Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah dan masyarakat

Pendidikan : Sarjana Hukum / Psikologi / Komunikasi

b. Kepala Seksi Keamanan dan Ketertiban

Tugas : Mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan

Pendidikan : Sarjana Hukum / Psikologi

Perincian jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan jumlah karyawan proses dapat digambarkan sebagai berikut:

Tabel 4.16 Kebutuhan operator per alat proses

Nama Alat	Σ Unit	Orang/Unit.Shift	Orang/Shift
Reaktor	1	0,5	0,5
<i>Cyclone</i>	2	0,25	0,5
Kondensor	2	0,05	0,1
Separator	2	0,25	0,5
<i>Heat Exchanger</i>	1	0,25	0,25
Menara Distilasi	1	1	1
Pompa	23	0,2	4,6
Total			7

Jumlah operator untuk alat proses = 7×3 Shift
 = 21,3 Orang = 22 orang

Jumlah operator utilitas = $0,5 \times$ Jumlah operator produksi
 = $0,5 \times 22$ Orang
 = 11 Orang

Sehingga total keseluruhan operator lapangan = 22 Orang + 11 Orang
 = 33 Orang

B. Penggolongan Gaji, jam kerja, fasilitas dan hak karyawan

1). Penggolongan Gaji

Penggajian karyawan berdasarkan tanggung jawab dan tingkat pendidikan :

Tabel 4.17 Gaji karyawan

Jabatan	Pendidikan (min)	Jumlah	Gaji/orang/bulan	Gaji total/tahun	Gaji total/tahun/total orang
Direktur utama	S-1	1	Rp30,000,000.00	Rp360,000,000.00	Rp360,000,000.00
Sekretaris	S-1	1	Rp15,000,000.00	Rp180,000,000.00	Rp180,000,000.00
Direktur	S-1	2	Rp15,000,000.00	Rp180,000,000.00	Rp360,000,000.00
Kepala Bagian	S-1	7	Rp10,000,000.00	Rp120,000,000.00	Rp840,000,000.00
Kepala Seksi	S-1	12	Rp8,000,000.00	Rp96,000,000.00	Rp1,152,000,000.00
Kepala shift	S-1	18	Rp7,000,000.00	Rp84,000,000.00	Rp1,512,000,000.00
Pegawai staff 1	S-1/D3	23	Rp5,000,000.00	Rp60,000,000.00	Rp1,380,000,000.00
Pegawai staff 3	SMA	14	Rp4,000,000.00	Rp48,000,000.00	Rp672,000,000.00
Operator	S-1/SMA	33	Rp3,500,000.00	Rp42,000,000.00	Rp1,386,000,000.00
Security	SMA	10	Rp2,000,000.00	Rp24,000,000.00	Rp240,000,000.00
Pegawai	SMA	5	Rp3,000,000.00	Rp36,000,000.00	Rp180,000,000.00
Jumlah		126	Rp102,500,000.00	Rp1,230,000,000.00	Rp8,262,000,000.00

Jadwal Kerja Karyawan Pabrik *Gasoline* direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun 330 hari. Hari-hari yang lainnya digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Catatan hari kerja :

a Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

b Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

c Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

2). Jam Kerja Karyawan

Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.

a Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Manajer, Kepala Bagian, Serta staff yang berada dikantor. Karyawan *non shift* berlaku 6 hari kerja dalam seminggu, libur pada hari minggu dan hari libur nasional. Total jam kerja dalam seminggu adalah 40 jam. Dengan perutan sebagai berikut :

- Senin – Jumat : Jam 08.00 – 16.00 WIB
- Sabtu : Jam 08.00 – 12.00 WIB
- Waktu istirahat setiap jam kerja : Jam 12.00 – 13.00 WIB
- Waktu istirahat hari Jumat : Jam 12.00 – 13.30 WIB

b Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi.

- *Shift* Operasi, dibagi tiga :

- i. *Shift* pagi : 07.00 – 15.00
- ii. *Shift* sore : 15.00 – 23.00
- iii. *Shift* malam : 23.00 – 07.00

- *Shift* Security, dibagi tiga :

- i. *Shift* pagi : 06.00 – 14.00
- ii. *Shift* sore : 14.00 – 22.00
- iii. *Shift* malam : 22.00 – 06.00

Karyawan *Shift* terdiri atas 4 kelompok, yaitu A, B, C dan D. Bekerja selama 5 hari, dalam satu hari kerja hanya 3 kelompok yang masuk sehingga ada 1 kelompok yang libur. Pergantian *shift* dari 3 ke 1, pergesaran *Shift* menuju dan setelah *Shift* 3 ada perlakuan khusus. Setelah *Shift* 3 karyawan mendapat libur lebih banyak (2 hari) sebelum memasuki jadwal *shift* selanjutnya.

Pengaturan *shift* berdasarkan hari. Jadwal pembagian kerja (siklus) *shift* tersaji sebagai berikut :

Tabel 4.18 Jadwal Pembagian kerja karyawan *shift*

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	iii			Ii	Ii	ii	ii	ii		i	i	i	i	i	
B	ii	Ii	Ii		I	i	i	i	i			iii	iii	iii	iii
C	i	I	I	I			iii	iii	iii	iii	iii			ii	ii
D		iii	iii	Iii	Iii	iii			ii	ii	ii	ii	ii		i

Tabel 4.18 Lanjutan Jadwal Pembagian kerja karyawan *shift*

	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		Iii	Iii	iii	iii	Iii			ii	ii	ii	ii	ii		i
B	iii			ii	ii	Ii	ii	ii		i	i	i	i	i	
C	ii	Ii	Ii		i	i	i	i	i			iii	iii	iii	iii
D	i	I	I	i			iii	iii	iii	iii	iii			ii	ii

3). Fasilitas dan Hak Karyawan

- Fasilitas Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja.

c. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

d. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggungjawaban jiwa dan asuransi kecelakaan.

e. Masjid

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagamaan lainnya.

- Hak Karyawan

1. Cuti Tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

2. Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

4.7 Evaluasi Ekonomi

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

A. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

B. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

1. Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
2. Biaya Produksi Tidak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
3. Biaya Produksi Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

C. Modal Kerja (*Working Capital*)

D. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

E. Analisa Keuntungan

F. Analisa Kelayakan

Perhitungan harga didasarkan literatur (Aries and Newton, 1955), (Peters and Timmerhaus, 1981) serta diperoleh dari website: www.matche.com

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Tabel 4.19 *Fixed Capital Investment*

No	Komponen	Biaya	
		Rp	\$
1	<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	7,280,600,425	520,042

2	<i>Instalation Cost</i>	12,522,632,731	894,473
3	<i>Piping Cost</i>	25,045,265,463	1,788,947
4	<i>Instrumentation Cost</i>	8,736,720,510	624,051
5	<i>Insulation Cost</i>	2,329,792,136	166,413
6	<i>Electrical Cost</i>	2,912,240,170	208,017
7	<i>Building Cost</i>	11,874,000,000	848,142
8	<i>Land & Yard Improvement</i>	15,005,000,000	1,071,785
10	<i>Engineering and construction</i>	22,965,730,628	1,640,409
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>		108,671,982,066	7,762,284
11	<i>Contractor's fee (10 % DPC)</i>	12,401,494,539	885,821
12	<i>Contigency (10 % DPC)</i>	13,779,438,376	984,245
<i>Fixed Capital Investment</i>		26,180,932,916	1,870,066

2. Manufacturing Cost

Tabel 4.20 *Manufacturing Cost*

No	Komponen	Biaya	
		Rp	\$
1	<i>Bahan baku</i>	26,890,456,809	1,920,746
2	<i>Labor</i>	8,082,000,000	577,285
3	<i>Supervision</i>	808,200,000	57,728
4	<i>Maintenance</i>	49,192,595,005	3,513,756
5	<i>Plant Supplies</i>	7,378,889,250	527,063
6	<i>Royalties and Patents</i>	1,889,063,316	134,933
7	<i>Utilities</i>	286,117,002	20,436
<i>Direct Manufacturing cost (DMC)</i>		94,527,321,384	6,751,951

8	<i>Payroll Overhead</i>	1,616,400,000	115,457
9	<i>Laboratory</i>	1,616,400,000	115,457
10	<i>Plant Overhead</i>	8,082,000,000	577,285
11	<i>Packaging and Shipping</i>	18,890,633,168	1,349,330
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		30,205,433,168	2,157,530
12	<i>Depreciation</i>	16,397,531,668	1,171,252
13	<i>Property Tax</i>	3,279,506,333	234,250
14	<i>Insurance</i>	1,639,753,166	117,125
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		21,316,791,168	1,522,627

3. Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.21 *Working Capital*

No	Komponen	Biaya	
		Rp	\$
1	<i>Raw Material Inventory</i>	570,403,629	40,743
2	<i>Inproses Inventory</i>	78,497,486	5,606
3	<i>Product Inventory</i>	1,098,964,816	78,497
4	<i>Extended Credit</i>	4,007,104,005	286,221
5	<i>Available Cash</i>	4,709,849,212	336,417
<i>Working Capital (WC)</i>		10,464,819,150	747,487

4. General Expense

Tabel 4.22 *General Expense*

No	Komponen	Biaya	
		Rp	\$

1	Administration	1,554,250,240	111,017
2	Sales Expense	11,397,835,094	814,131
3	Research	1,813,291,946	129,520
4	Finance	3,488,802,716	249,200
General Expence		18,254,179,998	1,303,870

5. Analisa Keuntungan

Tabel 4.23 Analisis keuntungan

No	Komponen	Biaya	
		Rp	\$
1	Sales	210,994,311,849	15,071,022
2	Manufacturing cost	51,808,341,339	3,700,595
3	General Expance	18,254,179,998	1,303,870
4	Total cost	70,062,521,337	5,004,465
5	Profit before taxes	140,931,790,511	10,066,556
6	Profit after taxes	70,465,895,255	5,033,278

6. Analisa Kelayakan

a. Percent Return on Investment (ROI)

$$ROI_b = \frac{\text{Profit before taxes}}{\text{Fixed Capital Cost}} \times 100\%$$

$$ROI_b = 13 \%$$

$$ROI_a = 6 \%$$

b. Pay Out Time (POT)

POT dihitung dengan:

$$POT_b = \frac{\text{Fixed Capital Cost}}{\text{Profit before taxes} + \text{Depreciation}}$$

$$POT_b = \frac{\text{Fixed Capital Cost}}{\text{Profit after taxes} + \text{Depreciation}}$$

$POT_b = 4,65$ tahun

$POT_a = 9,31$ tahun

c. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Dihitung dengan cara:

$$(FCC + WC)(1+i)^n = \sum_{k=1}^n C_k(1+i)^{n-k} + WC + SV$$

Dengan : FC : *fixed capital*

WC: *working capital*

C : *cash flow tiap tahun*

: (*profit after taxes + depresiasi + finance*)

SV : *salvage value*

I : *discounted value*

n : umur pabrik = 10 tahun

Dengan cara *trial and error*, diperoleh $i = 54,46\%$

d. *Break Even Point (BEP)*

BEP adalah kapasitas produksi saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung beroperasi diatasnya. BEP dihitung dengan persamaan:

$$BEP = \frac{Fa + 0.3Ra}{Sa - Va - 0.7Ra}$$

Dengan: Ra : *regulated cost*

Fa : *fixed cost*

Sa : *sales*

Va : *variable cost*

1. *Fixed cost* terdiri dari:

- *Depresiasi*
- *Taxes*
- *Insurance*

2. *Variable cost* terdiri dari

- *Raw material*
- *Packing*
- *Utilities*
- *Patent and royalties*

3. *Regulated cost* terdiri dari

- *Labor cost*
- *Plant overhead*
- *Payroll overhead*
- *General expenses*
- *Maintenance*
- *Plant supplies*
- *Laboratory*



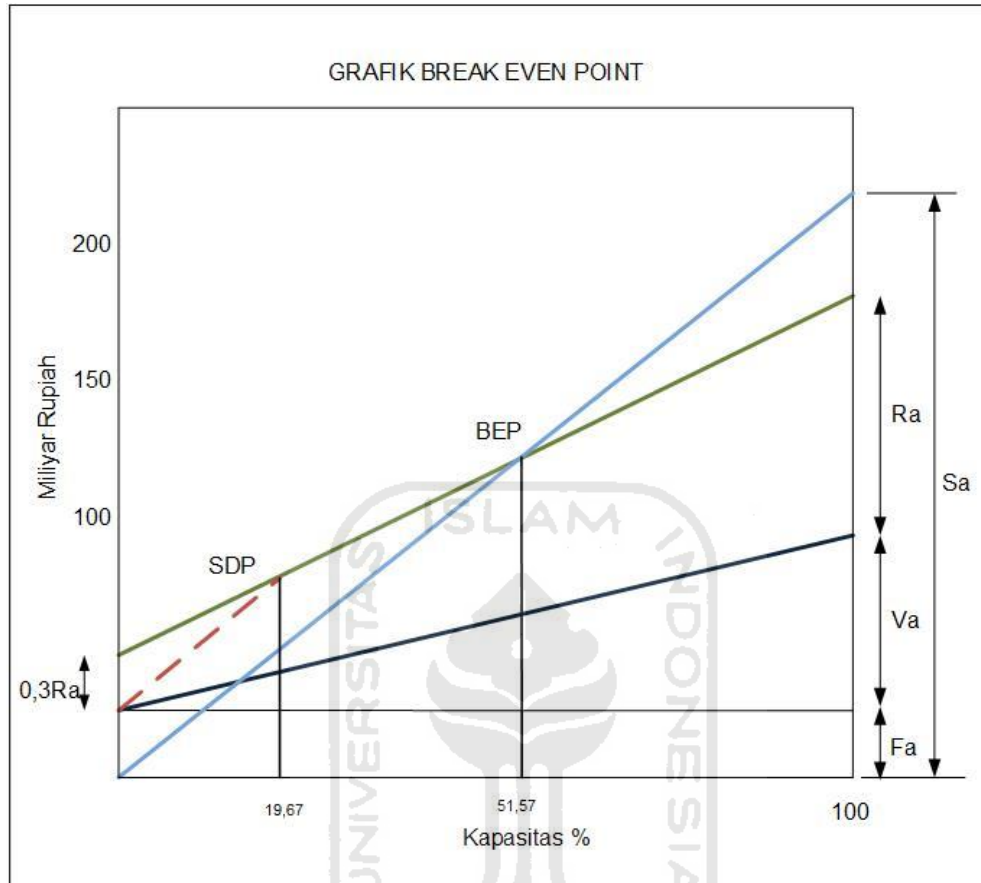
Dari perhitungan diperoleh BEP = 51,57 % kapasitas

e. *Shut Down Point*

SDP adalah kapasitas produksi dimana pabrik akan mengalami kerugian dan bangkrut, sehingga pabrik tersebut harus ditutup. SDP dapat dihitung dengan:

$$SDP = \frac{0.3Ra}{Sa - Va - 0.7Ra}$$

Diperoleh SDP = 19,67 % kapasitas.



Gambar 4. 5 Grafik *Break Even Point*

BAB V

PENUTUP

5.1 Simpulan

Berdasarkan spesifikasi produk, proses dan evaluasi ekonomi terhadap prarancangan pabrik ini, maka dapat disimpulkan bahwa :

1. Produk utama yang dihasilkan dalam perancangan pabrik ini adalah *gasoline*. Produk *gasoline* dalam perancangan pabrik ini menggunakan bahan baku berupa sampah plastik HDPE.

2. *Catalytic cracking* adalah proses yang digunakan untuk mengubah sampah plastik HDPE menjadi *gasoline*, dan dengan katalis berupa zeolite Ti ± Al-beta (X) dapat membantu proses perengkahan dan juga untuk mendapatkan hasil berupa *gasoline* dengan kualitas yang baik.

3. Evaluasi ekonomi

- | | |
|---|-------------------------|
| a. Modal Tetap (<i>Fixed Capital</i>) | : Rp 163.975.316.684,55 |
| b. Modal Kerja (<i>Working Capital</i>) | : Rp 10.493.523.695,98 |
| c. <i>Manufacturing Cost</i> | : Rp 52.060.941.339,32 |
| d. <i>General Expense</i> | : Rp 18.326.745.089,32 |
| e. Analisis Keuntungan : | |
| • <i>Sales Price (Sa)</i> | : Rp 210.994.311.849 |
| • <i>Total Cost</i> | : Rp 70.387.686.428,63 |
| • Keuntungan sebelum pajak | : Rp 140.606.625.420,68 |

- Pajak Pendapatan : Rp 70.303.312.710,34
 - Keuntungan sesudah pajak : Rp 70.303.312.710,34
- f. *Percent Return of Investment (ROI), range petroleum (16 - 39)*
- ROI *before tax* : 13 %
- ROI *after tax* : 6 %
- g. *Pay Out Time (POT), range petroleum (5 – 2)*
- POT *before tax* : 4,66 tahun
- POT *after tax* : 9,33 tahun
- h. *Break Even Point (BEP), range (40-60)%* : 51,93 %
- i. *Shut Down Point (SDP)* : 19,85 %
- j. *Discounted Cash Flow (DCF)* : 54,46 %

Dari hasil analisis ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik *gasoline* dari sampah plastik HDPE dengan Kapasitas 2.000 ton/tahun ini, menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

Perancangan pabrik kimia memerlukan beberapa pemahan konsep-konsep dasar guna untuk meningkatkan kualitas pendirian pabrik kimia itu sendiri, konsep yang diperlukan antara lain sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

2. Sampah plastik HDPE ini dapat direalisasikan sebagai salah satu alternatif untuk dimanfaatkan menjadi bahan yang lebih berguna, seperti dimanfaatkan menjadi *gasoline* yang dapat digunakan secara luas.
3. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.



DAFTAR PUSTAKA

- Aguado J, et.al., 2006, "Catalytic activity of zeolitic and mesostructured catalysts in the cracking of pure and waste polyolefins" diakses pada tanggal 10 April 2017
- Aries, R.S and Newton, R.D, 1955, "Chemical Cost Estimation", Mc. Graw Hill Book Company, Inc., New York.
- Brown, G.G, 1956, "Unit Operation", John Wiley and Son, Inc., New York
- Brownell, I.E, and Young, E.H., 1959, "Process Equipment Design", John Wiley and Son, Inc., New York.
- Carl L. Yaws, 1999, "Chemical Properties Handbook", Lamar University Beaumont, Texas
- Coulson, J.H, and Richardson, J.F., 1989, "Chemical Engineering, An Introducing to Chemical Engineering Design", vol. 6, Pergamon Press, Oxford
- Direktur Jenderal Minyak dan Gas Bumi, 2006, "Keputusan Dirjen Minyak dan Gas Bumi", <http://jdih.esdm.go.id/?page=peraturan&act=listperaturan&id=90> diakses tanggal 2 April 2017
- Efendi, 2017, " Nitrogen", <https://www.suryabiru.co.id/nitrogen.htm> diakses tanggal 2 April 2017
- Ella Syafputri, 2014, "Produksi Sampah Plastik Indonesia"
<http://www.antaraneews.com/berita/417287/produksi-sampah-plastik-indonesia-54-juta-ton-per-tahun>, diakses pada tanggal 5 Mei 2017

Kementerian Lingkungan Hidup, 2015, “Dialog Penanganan Sampah Plastik”

<http://www.menlh.go.id/rangkaian-hlh-2015-dialog-penanganan-sampah-plastik/> = kementerian Lingkungan Hidup, diakses pada tanggal 20 Mei 2017

Kern, D.Q., 1965, “Process Heat Transfer”, Mc. Graw Hill Book Company, Kogakusha.

Kunii, D and Levenspiel, O., 1991, “Fluidization Engineering”, Butterworth-Heinemann, Inc., United State of America

Ludwig, E.E., 1964, *Design for Chemical and Petrochemical Plants*, vol 1, 1st ed., Gulf Publishing Company, Houston, Texas.

M. Syamsiro, et. al., “Fuel Oil Production from Municipal Plastic Wastes in Sequential Pyrolysis and Catalytic Reforming Reactors” diakses pada tanggal 13 April 2017

Perry, R.E., and Othmer, D.F., 1978, “Perry’s Chemical Engineering Handbook”, 6ed., Mc. Graw Hill Book Company, Inc., Singapore.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1981, “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, 3ed, Mc. Graw Hill Book Company, Inc., Singapore.

Phillip C. Wankat, 2012, “*Separation Process Engineering*”

Ramadhan, Aprian, et.al., “ Pengolahan sampah plastic menjadi minyak menggunakan proses pirolisis”,
<https://www.scribd.com/document/169386900/286-29Jurnal-Munawar-pdf>
diakses tanggal 4 Mei 2017

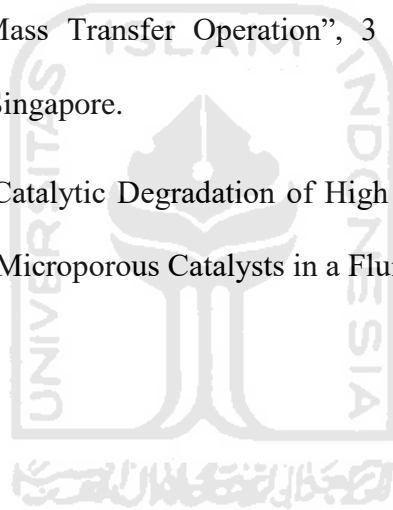
Ratnasari, Devy K, et.al., 2017, “Catalytic Pyrolysis of Waste Plastic Using Stage Catalytic for Production of Gasoline Range Hydrocarbon Oil” diakses pada tanggal 10 April 2017

S.M. Al Salem, 2010, “Kinetic Study of High Density Polyethylene (HDPE) Pyrolysis” diakses pada tanggal 4 Mei 2017

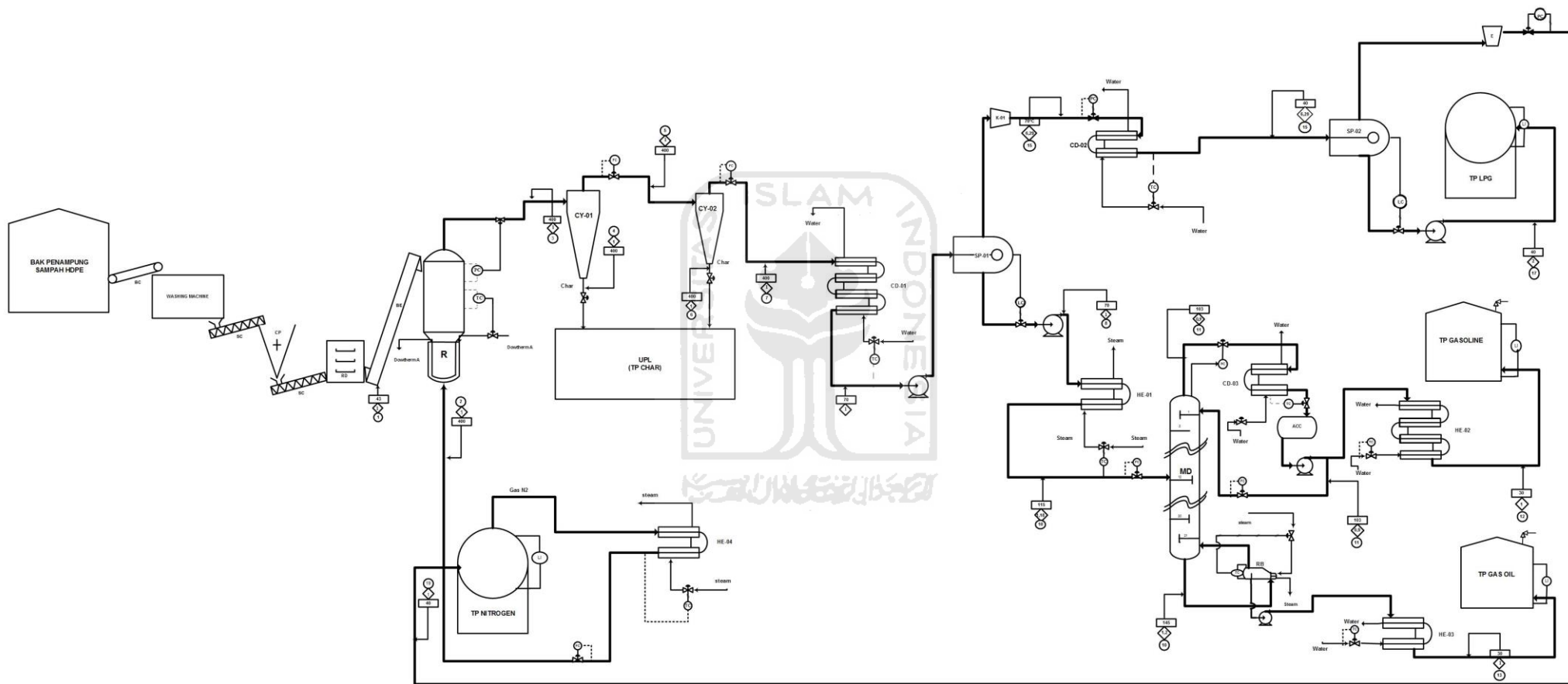
Sularso, 1985, “Pompa dan Kompresor: Pemilihan, Pemakaian, dan Pemeliharaan”, PT. Pradnya Paramitha, Jakarta.

Treyball, R.E., 1981, “Mass Transfer Operation”, 3 ed., Mc. Graw Hill Book Company, Inc., Singapore.

Y-H. Lin, et.al., 2004, “ Catalytic Degradation of High Density Polyethylene Over Mesoporous and Microporous Catalysts in a Fluidized Bed Reactor”



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK GASOLINE DARI SAMPAH HDPE
 KAPASITAS PRODUKSI 2.000 TON / TAHUN



NERACA MASSA (kg/jam)

Komponen	Nomer Arus																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
HDPE	728.5633																
N2		0.0750	0.0750		0.0750		0.0750								0.0750	0.0750	
LPG			71.5977		71.5977		71.5977								71.5977		71.5977
Gasoline			276.1788		276.1788		276.1788	276.1788	262.3699	13.8089	196.7547	495.1246	262.3599	13.8089			
Gas oil			33.2649		33.2649		33.2649	33.2649	1.6632	31.6017	1.2473	2.9105	1.6632	31.6017			
Char			347.5273	330.1509	17.3764	17.3764											
Σ	728.5633	0.0750	728.6438	330.1509	398.4929	17.3764	381.1165	309.4438	264.0332	45.4106	198.0019	498.0351	264.0231	45.4106	71.6727	0.0750	71.5977

Keterangan Gambar

- MD : Mixer Distilasi
- CD : Condenser
- RB : Reboiler
- ACC : Accumulator
- HE : Heat Exchanger
- TP : Tangki Penampung
- P : Pompa
- LI : Level Indicator
- S : Sensor
- E : Equalizer
- PC : Pre-set Controller
- FC : Flow Controller
- LC : Level Controller
- TC : Temperature Controller
- Nomer Arus
- Stika, °C
- Tekanan, atm
- Control Valve
- Electrical Signal
- Open Instrument



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2017

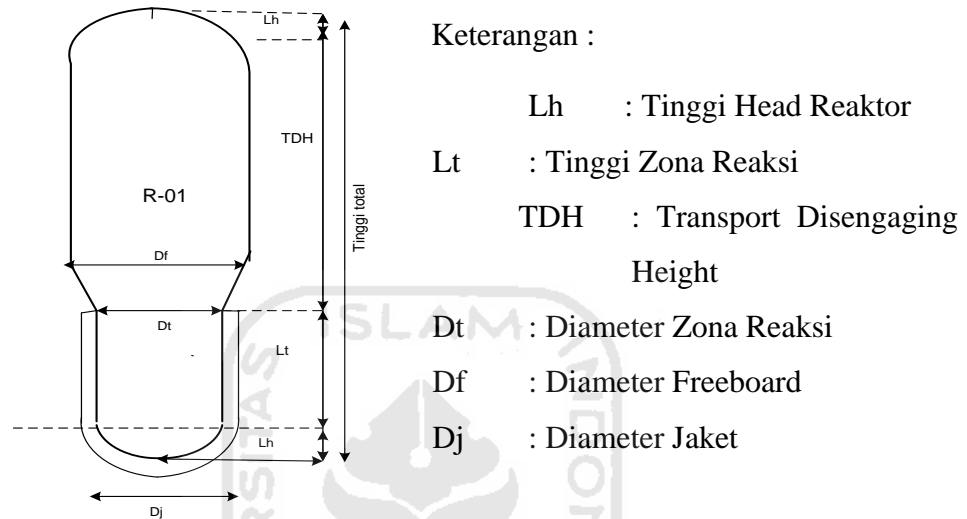
Disusun oleh :

Nama : Reghina Nuru Zain
 NIM : 13521010
 Nama : Mia Rahmawati
 NIM : 13521014

Dosen Pembimbing I
 Dra. Kamariah Anwar, M.S
 Dosen Pembimbing II
 Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng

LAMPIRAN A

PERANCANGAN FLUIDIZED BED REAKTOR (R-01)



Kode : R-01

Fungsi: Tempat terjadinya reaksi perengkahan HDPE pada suhu 400°C dan tekanan 1 atm

Syarat terjadinya fluidisasi adalah ketika kecepatan gas masuk (u_0) lebih besar dari kecepatan minimum fluidisasinya (u_{mf}) (Levenspiel, 1991).

Langkah perancangan :

1. Menentukan tipe reaktor

Dipilih reaktor tipe fluidized bed dengan pertimbangan :

- a. Zat pereaksi berupa gas dan katalis padat
- b. Reaksinya memiliki efek panas yang tinggi.
- c. Penanganan dan transportasi produk (padatan) lebih mudah

- d. Distribusi suhu merata
- e. Suhu konstan sehingga mudah dikontrol.
- f. Produk (padatan) memiliki ukuran medium
- g. Terjadinya regenerasi secara kontinyu.

2. Menentukan bahan konstruksi reaktor

Dipilih bahan konstruksi *Plate Carbon Steel SA-201 grade A* dengan pertimbangan:

- a. Bahan tahan terhadap panas (sampai dengan 800°F atau 426,67°C)
 - b. Mempunyai tekanan maksimum yang besar (sampai dengan 10.200 psi)
- (Brownell & Young, 1979 : 251)

3. Menentukan Dimensi Reaktor

- Reaksi Utama



Fase reaksi : padat – gas

Konversi : 52,3%

Kondisi operasi : T=400 °C dan P=1 atm

Reaksi Orde 1 : $-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k \cdot C_A$

$k = 0,007975 \text{ s}^{-1}$

- Menghitung density gas (ρ_g)

$$\rho_g = \frac{BM_{camp} \cdot P}{R \cdot T} \quad (\text{Perry, hal. 3-267})$$

Dengan :

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$R = 82,06 \text{ L.atm/kmol.K}$$

$$T = 673 \text{ K}$$

Komponen	m	kmol/jam	Xi	BM	BMXi
C ₂ H ₄	728,56875	26,0203125	0,99288192	28	27,800694
Ti-Al beta (X)	13,7619	0,183862697	0,00701582	74,85	0,5251242
N ₂	0,075036	0,002679857	0,00010226	28	0,0028632
Total	742,4056402	26,20685505	1		28,32868

$$\rho_g = 0,000512956 \text{ kg/L}$$

$$= 0,512955604 \text{ kg/m}^3$$

- Menghitung viskositas gas (μ_g)

$$\mu = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C	μ_g
C ₂ H ₄	-3,985	8,87E-01	-1,12E-04	2,47E-04
N ₂	42,606	4,75E-01	-9,88E-05	1,02E-04

Yaws, P452-477

Dari yaws, P7-29 didapat rata-rata :

Komponen	Tc (K)	Pc (atm)	μg (gr/cm ^{dt})
C ₂ H ₄	282,4	49,7	2,47E-04
N ₂	126,1	33,5	1,02E-04
Jumlah			3,49E-04

Sehingga untuk umpan campuran diperoleh :

$$T_c = 280,4027482 \text{ K}$$

$$P_c = 49,34965694 \text{ atm}$$

$$\mu\text{g} = 2,45\text{E-}04 \text{ gr/cm.dt}$$

$$T_r = T/T_c = 2,400119129$$

$$P_r = P/P_c = 0,020263565$$

- Menghitung Volumetrik Kecepatan Gas Umpan

Menghitung kecepatan volumetrik gas umpan (Q)

$$Q = \frac{M}{\rho} = 7,309736 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Katalis

Jenis : Zeolite

Bentuk : Serbuk

Densitas Padatan, ρ_s : 1100 kg/ m³

Diameter Partikel, d_p : 2,E-04 m

Porositas Awal, ϵ_f : 0,31

Porositas Fluida Min, ϵ_m : 0,65

(Sumber : Sutarti 1994)

4. Menghitung kecepatan fluidisasi minimum (U_{mf})

$$U_{mf} = \left[\frac{d_p \times (\rho_s - \rho_g) \times g}{24,5 \times \rho_g} \right]^{1/2}$$

Keterangan :

d_p = diameter partikel katalis (m)

U_{mf} = kecepatan pada saat fluidisasi minimum (m/s)

ρ_g = densitas campuran gas (kg/m³)

ρ_s = densitas katalis (kg/m³)

Sehingga,

$$U_{mf} = 0,4141 \text{ m/s}$$

Maka kecepatan minimum yang harus dicapai gas agar terjadi fluidisasi yaitu 0,4141 m/s.

5. Menentukan kecepatan terminal

$$U_t = \left[\frac{3,1 \times g \times (\rho_s - \rho_g) \times d_p}{\rho_g} \right]^{1/2}$$

(Kunii, 1977 :76)

Sehingga,

$$U_t = 3,60881028 \text{ m/s}$$

Maka kecepatan maksimum yang harus dicapai agar katalis yang terfluidisasi tidak ikut terbawa reaktor dan bisa jatuh kembali yaitu 3,60881028 m/s.

6. Menghitung diameter zona reaksi (d_t)

Untuk menghindari terikutnya partikel keluar dari reaktor maka kecepatan gas fluidisasi harus dijaga antara kecepatan minimum fluidisasi (U_{mf}) dan kecepatan terminal (U_t).

$$U_{mf} = 0,4141 \text{ m/s}$$

$$U_t = 3,60881028 \text{ m/s}$$

$$\frac{U_t}{U_{mf}} = 8,714929719 \text{ m/s}$$

Untuk reaktor fluidized bed dengan cyclone dipasang di luar termasuk dalam desain reaktor bubbling bed external cyclone maka: $U_0 < 20 U_{mf}$. (Perry, 17-5).

Diambil $U_0 = 1,5 U_{mf}$

$$U_0 = 1,5 \times 0,4141 \text{ m/s} = 0,621142751 \text{ m/s}$$

Untuk diameter partikel $< 0,8 \text{ mm}$ maka harga U_0 yang diizinkan antara 0,1 m/s sampai 5 m/s.

$$\boxed{A = \frac{Q}{U_0}} = 0,647243297 \text{ m}^2$$

$$d_t = \left[\frac{4A}{\pi} \right]^{0.5} = 0,908027397 \text{ m}$$

7. Menghitung Transport Disengaging Height (TDH)

$$U_{mf} = 0,4141 \text{ m/s}$$

$$d_t = 0,908027397 \text{ m}$$

Berdasarkan Kunni (Gambar 5, halaman 173), diperoleh nilai dari (TDH/dt) yaitu

1,6

$$\text{TDH} = 1,452843836 \text{ m}$$

Dengan faktor keamanan 10%, maka $\text{TDH} = 1,1 \times 1,452843836 = 1,598128219 \text{ m}$

Maka tinggi yang dibutuhkan untuk gas keluar pada bagian atas reaktor dihitung dari permukaan katalis adalah 1,598128219 m.

8. Menghitung tebal shell

Tebal dinding reaktor (*shell*)

Dapat dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \times r_t}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C$$

(Brownell & Young, 1959 : 254)

Tebal dinding reaktor (shell)

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Plate Carbon Steel SA Grade A* dengan :

P : Tekanan desain reaktor = 1 atm = 14,23 psi

r_t : *Inside radius of shell* = $(d_i / 2)$

f : Tekanan maksimum diijinkan sesuai bahan yang dipakai = 10.200 psi

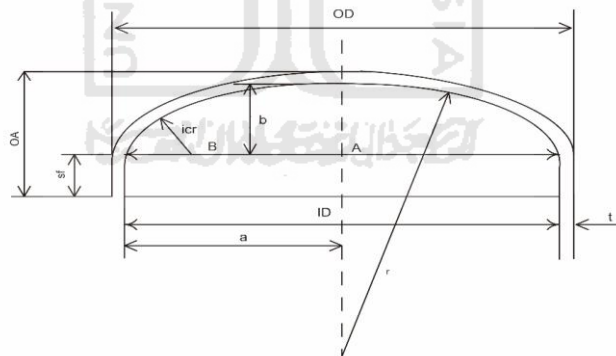
E : Efisiensi pengelasan = 0,8

C : Faktor korosi = 0,125

Maka,

$t_s = 0,156291399$ in, digunakan tebal shell standard 0,1875 in

• **Menghitung tebal dan tinggi head**



- Torispherical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,020689 atm) – 200 psig (13,60919 atm).

- Elliptical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig (Brownell and Young, 1959).

Karena tekanan operasi di reactor = 1 atm maka di gunakan Elliptical Flanged and Dished Head . .

Tebal head atas

Untuk menghitung diameter luar digunakan persamaan :

$$OD = df + 2t_s$$

$$OD = 1,2 \text{ m} + (2 \times 0,156291399) \text{ m} = 47,55667729 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young (Table 5.7, halaman 90), untuk OD yang mendekati (48 in) dan tebal shell 3/16 in diperoleh nilai :

$$\text{Jari -jari sudut dalam dish head : } i_{rc} = 4 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\text{Jari -jari dish head : } r_c = 48 \text{ in}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{i_{rc}}} \right) = 1,602802865 \text{ m}$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2f \cdot E - 0,2W} = 0,001708706 \text{ m}$$

digunakan tebal head standard 3/16 in = 0,0047625 m

Tebal head bawah

Untuk menghitung diameter luar digunakan persamaan :

$$OD = dt + 2t_s$$

$$OD = 0,908027397 \text{ m} + (2 \times 0,003969802) \text{ m} = 47,55667729 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young (Table 5.7, halaman 90), untuk OD yang mendekati (48 in) dan tebal shell 3/16 in diperoleh nilai :

Jari -jari sudut dalam dish head : $icr = 2 \frac{1}{2}$

Jari -jari dish head : $rc = 40$ in

$$W \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right) = 0,04445 \text{ m}$$

$$th = \frac{P.rc.W}{2f.E - 0,2W} = 0,0015547 \text{ m}$$

digunakan tebal head standard 3/16 in = 0,0047625 m

Tinggi head atas

Dalam perancangan ini, dipilih *torispherical flanged and dished head*, sehingga :

$$Di = 1,2 \text{ m}$$

$$OD = Di + 2 th = 1,2 \text{ m} + (2 \times 0,001708706 \text{ m}) = 47,37863829 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 48 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young (Tabel 5.6, halaman 88), untuk tebal head 3/16 in, diperoleh harga $sf = 1 \frac{1}{2}$ -2 in dan $icr = 9/16$ in = 0,0142875 m

$$a = \frac{ID}{2} = 0,6 \text{ m} = 47,37863829 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 23,05954724 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 47,4375 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$b = rc - AC = 0,166225641 \text{ m}$$

$$\text{dipilih } sf = 2 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$$

$$Lh = th + b + sf$$

$$\text{Dengan faktor keamanan } 10\%, \text{ maka } Lh = 0,240607782 \text{ m}$$

Tinggi head bawah

Dalam perancangan ini, dipilih *torispherical flanged and dished head*, sehingga :

$$Di = 0,908027397 \text{ m}$$

$$OD = Di + 2th = 0,908027397 + (2 \times 0,001708706) \text{ m} = 35,8715 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 36 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young (Tabel 5.6, halaman 88), untuk tebal head 3/16 in, diperoleh harga $sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ in}$ dan $icr = 9/16 \text{ in} = 0,0142875 \text{ m}$

$$a = \frac{ID}{2} = 0,6 \text{ m} = 17,87455507 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 15,37455507 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 39,4375 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 0,922457036 \text{ m}$$

$$b = rc - AC = 0,093542964 \text{ m}$$

$$\text{dipilih } sf = 2 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$$

$$Lh = th + b + sf$$

$$\text{Dengan faktor keamanan } 10\%, \text{ maka } Lh = 0,160487423 \text{ m}$$

9. Menghitung tinggi zona reaksi (L_t)

$$\ln \frac{C_{AO}}{C_A} = \left[\gamma_b \cdot k + \frac{1}{\frac{1}{K_{bc}} + \frac{1}{\gamma_c \cdot k + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce}} + \frac{1}{\gamma_e \cdot k}}}} \right] \times \frac{L_t}{U_b}$$

(Kunii & Levenspiel,1991)

Keterangan :

k = Kecepatan reaksi kimia

K_{bc}, K_{ce} = Koefisien perpindahan massa (s^{-1})

L_t = Tinggi dari bubbling bed (cm)

U_b = Kecepatan gelembung (cm/s)

γ_b = Rasio padatan yang terdispersi dalam gelembung dan volume gelembung dalam *bed*

γ_c = Ratio padatan yang terdispersi dalam gas dan volume gelembung dalam *bed*

γ_e = Ratio antara padatan yang terdispersi dalam emulsi dan volume gelembung dalam *bed*

- $U_b = U_0 - U_{mf} + U_{br}$

(Kunii & Levenspiel,1991)

Dimana:

$$U_{br} = 0,711 (g \cdot d_b)^{1/2}$$

Mencari d_b (diameter gelembung) menggunakan Fig. 4.14 buku Kunii (1977 : 122).

$$\frac{d_{b \max}}{d_p} = 600$$

$$d_{b \max} = 600 \times 0,002 \text{ cm} = 1,2 \text{ cm}$$

$$U_{br} = 0,711 (980 \cdot 1,2)^{1/2} = 24,3822209 \text{ cm/s}$$

Maka:

$$U_b = 45,08697927 \text{ cm/s}$$

$$\frac{U_b - U_{mf}}{U_{br}}$$

$$\gamma_b = \frac{(1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta)0,015}{\delta}, \text{ (Karena } u_b > 5 U_{mf} / \epsilon_{mf} \text{ , atau golongan fast bubbles, maka } \epsilon_{mf} = 0,65 \text{)}$$

$$\text{maka, } \gamma_b = 0,000932475$$

$$\gamma_c = (1 - \epsilon_{mf}) \left(\frac{3U_{mf}/\epsilon_{mf}}{U_{br} - U_{mf}/\epsilon_{mf}} + \alpha \right), \text{ (Kunii \& Levenspiel, 1991)}$$

α (fw) dicari dari Fig.5.8 Kunii & Levenspiel(1991:124), α (fw)=0,23

$$\text{maka, } \gamma_c = 2,824703615$$

$$\gamma_e = \frac{(1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta)}{\delta} - (\gamma_c + \gamma_b), \text{ (Kunii \& Levenspiel, 1991)}$$

$$\text{maka, } \gamma_e = -2,763471063$$

$$K_{bc} = 4,5 \frac{U_{mf}}{d_b} + 5,85 \frac{\rho^{1/2} g^{1/4}}{d_b^{5/4}}$$

ρ = Koefisien difusi molekuler 0,204 cm²/s

maka, $k_{bc} = 167,0563503$

$$K_{ce} = 6,78 \left(\frac{\epsilon_{mf} \cdot \rho \cdot U_b}{d_b^3} \right)^{1/2}$$

maka, $K_{ce} = 12,61116351/s$

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A)$$

$$\frac{C_{A0}}{C_A} = \frac{1}{1 - X_A}$$

Dengan $k = 0,0098 \text{ s}^{-1}$ dan $X_A = 0,523$, maka

$$L_t = 393,7860914 \text{ cm} = 3,93786 \text{ m}$$

Dengan faktor keamanan 10%, maka $L_t = 4,331647005 \text{ m}$

Sehingga, tinggi total reaktor = $L_h + L_t + TDH = 6,090262648 \text{ m}$

10. Menghitung tinggi dan diameter freeboard

• Tinggi freeboard

Berdasarkan hasil penelitian Choi et al. (1991), menyatakan bahwa dalam perancangan reaktor fluidized bed digunakan tinggieeboard dengan rentang antara 1,97 – 9,1 m. Dalam hal ini, untuk efisiensi dari reaktor yang bagus digunakan $(L_t/L_f)^2 = 1$, maka dapat diperoleh :

$$L_t = L_f = 4,331647005 \text{ m}$$

• Diameter freeboard

Untuk menghindari terjadinya entrainment atau aliran partikel padat pada freeboard, maka kecepatan gas pada freeboard (U_c) < U_t .

$$A_f = Q/v_0 = 0,970864946, V_t/U_{mf} = 9,46 \text{ diambil } V_0 = 1 \cdot U_{mf}$$

Maka untuk menghitung diameter freeboard :

$$df = \left[\frac{4 \times A_f}{\pi} \right]^{1/2} = 1,112101898 \text{ m}$$

11. Menghitung kebutuhan katalis

Untuk menghitung kebutuhan katalis :

$$W = At \times L_m \times (1 - \epsilon_m) \times \rho_s$$

$$\text{Dimana, } At = \frac{1}{4} \times \pi \times dt^2 = 0,647243297 \text{ m}$$

$$\frac{L_t}{L_m} = \frac{(1 - \epsilon_m)}{(1 - \epsilon_{mf})} = \frac{\rho_m}{\rho_f}$$
$$1 - \delta = \frac{(1 - \epsilon_m)}{(1 - \epsilon_{mf})} = \frac{\rho_m}{\rho_f}$$
$$L_t = \frac{L_{mf}}{(1 - \delta)} = \frac{L_m (1 - \epsilon_m)}{(1 - \delta)(1 - \epsilon_{mf})}$$

$$L_m = 0,326661579$$

$$\text{Maka, } W = At \times L_m \times (1 - \epsilon_m) \times \rho_s = 162,8007286 \text{ kg}$$

12. Menghitung dimensi jaket pendingin (Dj)

Karena reaksi yang terjadi didalam reaktor bersifat eksotermis, maka panas yang dilepaskan dari reaksi harus ditransfer (diserap) dari reaktor untuk mencegah kenaikan temperature. Koil atau jaket pendingin digunakan untuk menjaga temperature reaktor tetap stabil.

Pendingin reaktor digunakan untuk menjaga suhu konstan, yaitu 400oC, dowtherm A sebagai pendingin :

a. Menghitung luas perpindahan panas

$A = \text{Luas selimut} + \text{Luas Penampang Bawah Reaktor}$

$$= OD \times HL + (\pi/4 \times OD^2) = 2,101211163 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan range $U_D = 250\text{-}500 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$

Dipilih $U_D = 500 \text{ W/m}^2\cdot\text{K} = 2839,15 \text{ BTU/h}\cdot\text{ft}^2\cdot\text{F}$

Q yang dilepas = 51.430,04018 Btu/jam

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta_{LMTD}} = 0,000740415 \text{ ft}^2 = 0,002428562 \text{ m}^2$$

A kebutuhan < A tersedia

Maka, Jacket pendingin bisa digunakan

b. Menghitung Tebal Jacket

untuk menghitung tebal jacket dilakukan dengan cara trial error diameter baru ($D_{\text{vessel}} + \text{jaket}$).

$V_{\text{pendingin}} = V_{\text{reaktor} + \text{jaket}} - V_{\text{reaktor}}$

$V_{\text{pendingin}} = \text{massa pendingin} / \text{densitas pendingin}$

Jumlah Pendingin :

$$m = Q / c_p \cdot \Delta T$$

C_p dowtherm A = 97704,735 kJ/kmol.K

$$m = 0,105276454 \text{ kg/jam}$$

Densitas : 0,869 kg/L

$$\text{Volume air pendingin} = (m) / \rho = 150,9693 \text{ L/jam}$$

$$\text{Volume jacket} = \text{volume air pendingin} = 150,9693 \text{ L/jam}$$

Volume jacket = volume pendingin di shell + volume pendingin pada bottom

$$\text{Volume jaket} = (\pi / 4) (D_j^2 - OD^2)h + 0,000049 (D_j^3 - OD^3)$$

$$OD \text{ shell} = ID \text{ shell} + 2 \text{ ts}$$

$$\text{Tinggi jaket pendingin} = \text{tinggi zona reaksi (L}_f) = 4,331647005 \text{ m}$$

$$\text{Trial nilai } D_j \text{ sampai konvergen, diperoleh } D_j = 0,922776 \text{ m}$$

$$\text{Jari-jari jaket (r}_j) = D_j/2 = 0,461383211 \text{ m}$$

$$\text{Tebal ruang jaket} = (D_j - OD)/2 = 0,003399711 \text{ m}$$

$$\text{Luas jaket} = 2 \pi r_j h + \pi r_j^2 = 0,668425828 \text{ m}^2$$

$$\text{Tebal jaket} = \text{tebal shell reaktor} = 0,156291399 \text{ in}$$

13. Menghitung dimensi *gas distribution plate*

a. Menghitung ΔP melalui distributor

Persamaan yang digunakan:

$$\Delta P / L_{mf} = (1 - \epsilon_{mf}) \times (\rho_s - \rho_g) \times (g/gc) \quad (\text{Kunii, 1969: 72})$$

$$\rho_g = 0,512955604 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_s = 1.100 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_s - \rho_g = 1099,487044 \text{ kg/m}^3$$

$$L_{mf} / L_f = 1 - \delta = 0,150825577$$

$$L_{mf} / (7,87) = 0,150825577$$

$$L_{mf} = 0,653323159 \text{ m}$$

Maka di peroleh, $\Delta P = 0,118802435 \text{ atm}$

b. Menghitung koefisien orifice

$$N_{Re} = \frac{d_t \times \rho_g \times U_{mf}}{\mu_g}$$

$$N_{Re} = 31217$$

Berdasarkan Kunii (halaman 105), dengan $N_{Re} > 3000$ diperoleh nilai koefisien orifice (C_d) sebesar 0,6

c. Menghitung U_{or}

$$U_{or} = C_d \left[\frac{2 \times g_c \times \Delta P}{\rho_g} \right]^{1/2} = 1,278356746 \text{ m/s}$$

d. Menghitung jumlah lubang (N_{or})

$$N_{or} = \frac{4 \times U_o}{U_{or} \times \pi \times D_{or}^2} = 27509783,89/m^2$$

$$\text{Luas penampang lingkaran bawah} = \frac{\pi d_t^2}{4} = 0,651683639 \text{ m}^2$$

$$\text{Maka, total jumlah lubang} = 42213402,68 \text{ lubang}$$

14. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor

Kecepatan volumetrik umpan masuk :

$$Q = 1447,309736 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume Katalis} = 1,480006624 \text{ m}^3$$

$$\tau = \frac{\text{Volume katalis}}{Q \text{ umpan masuk}} = 3,681329375 \text{ sekon}$$

15. Menghitung volume dalam reaktor

Volume reaktor (V_r) adalah volume vessel reaktor ditambah dengan volume kedua head (Brownell & Young, 1979),

$$\begin{aligned}V_r &= V_{\text{head atas}} + V_{\text{TDH}} + V_{\text{reaksi}} + V_{\text{head bawah}} \\&= [0,000049 \times (d_t)^2] + \left[\frac{\pi}{4} \times (d_t)^2 \times (L_{\text{TDH}} - L_f)\right] + \frac{\pi}{3} \times L_f \times \frac{1}{4} (d_f^2 + d_f d_t + d_t^2) + \left[\frac{\pi}{4} \times (d_t)^2 \times L_t\right] + [0,000049 \times (d_t)^2] \\&= 2803,62949 \text{ L}\end{aligned}$$

Dengan volume reaktor = 2803,62949 L, maka dapat di cari tekanan dalam reaktor :

$$V = 2,80362949 \text{ m}^3 = 2803,62949 \text{ liter}$$

$$R = 0,082 \text{ liter.atm/mol.K}$$

$$T = 673 \text{ K}$$

$$n = 26,0203125 \text{ kmol/jam} = 7,227864583 \text{ mol/s}$$

$$P = \frac{nRT}{V} = 0,59974 \text{ atm}$$

