

**PRA RANCANGAN  
UNIT NAPHTHA HYDROTREATER  
DENGAN KAPASITAS 3.000 TON/HARI**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Strata-1  
Konsentrasi Teknik Kimia Jurusan Teknik Kimia



oleh:

Nama : Chepi Putri Asnilia

Nama : Febriani Nurjanah

No. Mahasiswa : 04 521 059

No. Mahasiswa : 04 521 068

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2009**

**PRA RANCANGAN  
UNIT NAPHTHA HYDROTREATER  
DENGAN KAPASITAS 3.000 TON/HARI**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Strata-1  
Konsentrasi Teknik Kimia Jurusan Teknik Kimia



oleh:

Nama : Chepi Putri Asnilia

Nama : Febriani Nurjanah

No. Mahasiswa : 04 521 059

No. Mahasiswa : 04 521 068

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2009**

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL  
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Chepi Putri Asnilia

Nama : Febriani Nurjanah

No. Mahasiswa : 04 521 059

No. Mahasiswa : 04 521 068

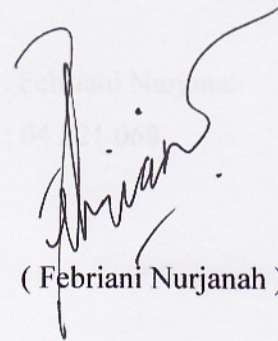
Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Yogyakarta, 03 Maret 2009



(Chepi Putri Asnilia)



(Febriani Nurjanah)

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN  
UNIT NAPHTHA HYDROTREATER  
KAPASITAS 3.000 TON/HARI**

**TUGAS AKHIR**



oleh:

Nama : Chepi Putri Asnilia

Nama : Febriani Nurjanah

No. Mahasiswa : 04 521 059

No. Mahasiswa : 04 521 068

Yogyakarta, Februari 2009

Pembimbing

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Arif Hidayat', is written over a faint circular stamp of the university.

(Arif Hidayat, ST., MT)

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**PRA RANCANGAN  
UNIT NAPHTHA HYDROTREATER  
KAPASITAS 3.000 TON/HARI**

**TUGAS AKHIR**

oleh :

Nama : Chepi Putri Asnilia  
No. Mahasiswa : 04 521 059

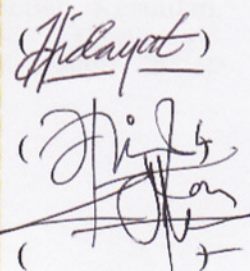
Nama : Febriani Nurjanah  
No. Mahasiswa : 04 521 068

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai  
Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Strata-1  
Konsentrasi Teknik Kimia Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 03 Maret 2009

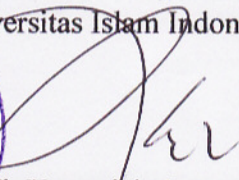
Tim Penguji,

1. Arif Hidayat, ST., MT.
2. Ariany Zulkania, ST., M.Eng.
3. DR. Ir. Farham HM. Saleh, MSIE.



Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



  
Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.

## MOTTO

نُ ثَلَاثٍ؛ صَدَقَةٌ جَارِيَةٌ أَوْ عِلْمٌ يُنْتَفَعُ بِهِ أَوْ وَلَدٌ صَالِحٌ يَدْعُو إِذَا مَاتَ الْإِنْسَانُ انْقَطَعَ عَمَلُهُ إِلَّا مِنْ  
لَهُ

“Jika manusia mati terputuslah amalnya kecuali tiga: shadaqah jariyah, atau ilmu yang dia amalkan atau anak shalih yang mendoakannya.” (*HR. Muslim*)

طَرِيقًا يَلْتَمِسُ فِيهِ عِلْمًا سَهَّلَ اللَّهُ لَهُ بِهِ طَرِيقًا إِلَى الْجَنَّةِ مَنْ سَلَكَ

Barangsiapa menempuh jalan untuk mencari ilmu, maka Allah mudahkan baginya jalan menuju Surga.” (*HR. Muslim*)

“Seorang Optimis Akan Mendapatkan Kesempatan Dalam Setiap Kesulitan, Sedangkan Seorang Pesimis Akan Mendapatkan Kesulitan Dalam Setiap Kesempatan”.

## KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Wr. Wb.

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT, atas limpahan rahmat-Nya kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul Pra Rancangan Unit *Naphtha Hydrotreater* dengan kapasitas 3.000 ton/hari ini disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat dibangku kuliah dan sebagai satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Atas terselesainya laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Unit Pabrik ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu dalam kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc., selaku Dekan FTI.
2. Ibu Dra. Kamariah Anwar, MS., selaku ketua jurusan Teknik Kimia.
3. Bapak Arif Hidayat, ST., MT., selaku dosen pembimbing yang penuh kesabaran dan kebijaksanaan dalam membimbing hingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
4. Orang tua dan saudara-saudari kami yang dengan tulus memberikan dorongan dan motivasi, baik berupa materil maupun mental.

5. Seluruh civitas akademika di lingkungan jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Semua pihak yang telah membantu penulis hingga terselesaikannya laporan ini.

Kami menyadari sepenuhnya bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Unit Pabrik ini masih banyak kekurangan dan kelemahan, serta jauh dari kesempurnaan. Untuk itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi kesempurnaan laporan ini.

Besar harapan kami semoga laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Unit Pabrik ini dapat bermanfaat bagi pembaca dan bagi yang memerlukannya.

Wassalamualaikum Wr. Wb.

Yogyakarta, 03 Maret 2009

Penyusun



# DAFTAR ISI

<b>LEMBAR JUDUL</b>	i
<b>LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN TA PRA NCANGAN PABRIK</b>	ii
<b>LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING</b>	iii
<b>LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI</b>	iv
<b>MOTTO</b>	v
<b>KATA PENGANTAR</b>	vi
<b>DAFTAR ISI</b>	viii
<b>DAFTAR TABEL</b>	x
<b>DAFTAR GAMBAR</b>	xii
<b>ABSTRAKSI</b>	xiii
<b>BAB I    PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	2
<b>BAB II   PERANCANGAN PRODUK</b>	
2.1 Spesifikasi Bahan	6
2.2 Pengendalian Produksi	8
<b>BAB III  PERANCANGAN PROSES</b>	
3.1 Uraian Proses	15

3.2	Spesifikasi Alat / Mesin Produk	21
3.3	Perancangan Produksi	40
<b>BAB IV</b>	<b>PERANCANGAN PABRIK</b>	
4.1	Lokasi Pabrik	44
4.2	Tata Letak Pabrik ( <i>Plant Layout</i> )	47
4.3	Tata Letak Mesin / Alat Proses ( <i>Machines Layout</i> )	51
4.4	Spesifikasi Alat Utilitas	52
4.5	Pelayanan Teknik (Utilitas)	100
4.6	Organisasi Perusahaan	111
4.7	Evaluasi Ekonomi	139
<b>BAB V</b>	<b>PENUTUP</b>	
5.1	Kesimpulan	154
	<b>DAFTAR PUSTAKA</b>	156
	<b>LAMPIRAN - LAMPIRAN</b>	159

## DAFTAR TABEL

Tabel 3.1. Neraca massa total	18
Tabel 3.2. Neraca massa reaktor	19
Tabel 3.3. Neraca massa separator	20
Tabel 3.4. Neraca panas reaktor	20
Tabel 3.5. Neraca panas separator	21
Tabel 4.1. Perincian luas tanah bangunan pabrik	48
Tabel 4.2. Perincian kebutuhan listrik untuk alat proses	107
Tabel 4.3. Perincian kebutuhan listrik untuk alat utilitas	107
Tabel 4.4. Penjadwalan tugas pegawai shift	127
Tabel 4.5. Jabatan dan prasyarat	128
Tabel 4.6. Perincian jumlah karyawan proses	131
Tabel 4.7. Perincian jumlah karyawan kantor	132
Tabel 4.8. Perincian golongan gaji karyawan	134
Tabel 4.9. Hasil perhitungan <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	147
Tabel 4.10. Hasil perhitungan <i>Fixed Capital</i> (FC)	148
Tabel 4.11. Hasil perhitungan <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	148
Tabel 4.12. Hasil perhitungan <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	148
Tabel 4.13. Hasil perhitungan <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	149
Tabel 4.14. Hasil perhitungan total <i>Manufacturing Cost</i> (MC)	149
Tabel 4.15. Hasil perhitungan <i>Working Capital</i> (WC)	149
Tabel 4.16. Hasil perhitungan <i>General Expense</i> (GE)	150

Tabel 4.17. Hasil perhitungan total <i>Production Cost</i> (PC)	150
Tabel 4.18. Hasil perhitungan <i>Variable Cost</i> (Va)	150
Tabel 4.19. Hasil perhitungan <i>Regulated Cost</i> (Ra)	151

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Diagram alir kualitatif	13
Gambar 2.2	Diagram alir kuantitatif	14
Gambar 4.1	<i>Layout</i> tata letak pabrik	50
Gambar 4.2	<i>Layout</i> alat-alat proses	51
Gambar 4.3	Diagram alir pengolahan air	99
Gambar 4.4	Struktur organisasi perusahaan	138
Gambar 4.5	Grafik hubungan antara BEP dan SDP terhadap % kapasitas	153

## ABSTRAKSI

*Untreated Naphtha atau Light Naphtha Oil (LNO) adalah salah satu fraksi minyak bumi yang memiliki kandungan sulfur atau belerang cukup tinggi. Untuk mengurangi kadar dari sulfur yang terkandung dalam Untreated Naphtha dilakukan proses Hidrodesulfurisasi sehingga dapat menghasilkan suatu produk yaitu bahan bakar mesin motor.*

*Treated Naphtha / Light Naphtha Oil (LNO) adalah salah satu komponen pembuatan minyak bensin yang dibuat dengan memproses untreated Naphtha yang berasal dari salah satu produk Crude Distilling Unit dimana dalam proses tersebut berfungsi untuk menurunkan kadar senyawa sulfur sehingga didapat Treated Naphtha / Light Naphtha Oil (LNO) dengan kadar sulfur sesuai spesifikasi minyak bensin di pasaran. Proses desulfurisasi ini berlangsung dalam fase gas pada reaktor fixed bed yang bekerja secara adiabatik.*

*Unit Naphtha Hydrotreater dengan kapasitas 3.000 ton/hari ini membutuhkan bahan baku Untreated Naphtha sebanyak 990.000 ton/tahun dan Hydrogen Rich Gas sebanyak 6.026 ton/tahun, steam sebanyak 405.266 ton/tahun dan listrik sebesar 458 KWh.*

*Pabrik direncanakan didirikan di Cilacap, luas tanah yang diperlukan 18.400 m<sup>2</sup>. Pabrik direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari dan 330 hari dalam 1 tahun, kecuali pada saat penjadwalan Turn Around pemeliharaan pabrik. Tenaga kerja yang diperlukan adalah 145 orang.*

*Modal tetap sebesar Rp 3.742.942.511.650. Modal kerja sebesar Rp 4.428.374.292.848,25. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 812.676.723.043,75 dan keuntungan sesudah pajak adalah Rp 406.338.361.521,88. Return On Investment sebelum pajak 22,01 % dan sesudah pajak 11 %. Pay Out Time sebelum pajak adalah 3,15 tahun dan setelah pajak 4,79 tahun. Discounted Cash Flow sebesar 28,80 %. Break Even Point adalah pada 41,27 % sedangkan Shut Down Point pada 22,72 % kapasitas.*

*Berdasarkan pertimbangan hasil evaluasi ekonomi, maka disimpulkan bahwa pabrik ini cukup layak untuk dikaji lebih lanjut dan menarik untuk didirikan.*

## ABSTRACT

*Untreated Naphtha or Light Naphtha Oil (LNO) is one of Petroleum fractions that as sulphur content. Hydrodesulphurisation is one of process to decrease sulphur content on gasoline in order to produce fuel gasoline oil for motor engine fuel.*

*Treated naphtha / Light Naphtha Oil (LNO) is one of component to make gasoline using processing at untreated naphtha that is one of product in Crude Distilling unit function of this process is to decrease sulphur content to obtain treated naphtha with sulfur content whiches suitable with specification of gasoline oil in market. Hydrodesulphurisation process use fixed bed adiabatic reactor.*

*Naphtha Hydrotreater unit with capacity 3.000 ton/day needed raw material or untreated naphtha as much as 990.000 ton/year and Hydrogen Rich Gas as much as 6.026 ton/year, steam as much as 405.266 ton/year and electrycal as much as 458 kW.*

*This plant is planned to be built in Cilacap, Central Java, that need land area of 18.400 m<sup>2</sup>. The operation of factory is planned for 24 hour/day and 330 day/year except in schedule of turn around to maintain factory untensile. The Labour needed are 145 person.*

*Fixed capital are Rp 3.742.942.511.650, working capital are Rp 4.428.374.292.848,25. The result of economic evaluation show that profit before taxes are Rp 812.676.723.043,75 and profit after taxes are Rp 406.338.361.521,88. Return on investment before taxes are 22,01 % and after taxes 11 % Pay out time before taxes are 3,15 year, after taxes 4,79 year. Discounted cash flow fate at 28,80 %, Break event point ( BEP ) at 41,27 % capacit, on the other hand Shut down point ( SDP ) at 22,72 % capacity.*

*Based on the economic evaluation result there for concluded that this plant interest to build up.*

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 LATAR BELAKANG PENDIRIAN PABRIK**

Sejalan dengan pesatnya laju pertumbuhan ekonomi di Indonesia, maka kebutuhan akan bahan bakar minyak sebagai sumber energi juga mengalami kenaikan yang cukup pesat.

Kenaikan kebutuhan BBM selama Pembangunan Jangka Panjang Tahun I sebesar 7,91 % pertahun adalah suatu kenaikan yang cukup tinggi selama kurun waktu 25 tahun, kebutuhan BBM awal PJP I sebesar 6.523.800 kilo liter menjadi 43.729.420 kilo liter pada akhir PJP I / akhir pelita V (1993/1994). Proyeksi kebutuhan BBM pada akhir pelita VI (1998/1999) sebesar 53.523.920 kilo liter dan pada akhir pelita VII (2003/2004) sebesar 67.546.420 kilo liter.

Segmen pasar BBM untuk transportasi lebih besar dari pada segment pasar BBM untuk industri, listrik dan rumah tangga. Disamping segment pasarnya yang besar laju konsumsinya juga lebih besar. Pola penggunaan minyak bensin atau *Gasoline* dalam negeri pada tahun 2001 sebesar 13.095,99 juta liter, tahun 2002 sebesar 13.732,39 juta liter, tahun 2003 sebesar 14.647,49 juta liter, tahun 2004 sebesar 16.418,02 juta liter, tahun 2005 sebesar 17.480,33 juta liter, tahun 2006 sebesar 17.566,06 juta liter, ini tidak sebanding dengan pola produksi bensin dari kilang minyak yang ada.

Antara lain dengan dasar - dasar pertimbangan itulah perlu dibangun kilang - kilang minyak baru untuk mengimbangi kenaikan kebutuhan bahan bakar minyak



tersebut khususnya minyak bensin. *Treated Naphtha / Light Naphtha Oil (LNO)* adalah salah satu komponen blending pembuatan minyak bensin yang dibuat dengan memproses untreated Naphtha yang berasal dari salah satu produk Crude Distilling Unit yang berkapasitas 31.510 ton/hari. Unit *Naphtha Hydrotreater* berfungsi untuk menurunkan kadar senyawa sulfur sehingga didapat *Treated Naphtha / Light Naphtha Oil (LNO)* dengan kadar sulfur sesuai spesifikasi minyak bensin di pasaran.

Pemilihan lokasi pabrik di Cilacap, Jawa Tengah berdasar pada sudah tersedianya bahan baku, cukup tersedia air, sistem pemipaan distribusi produk yang sudah ada dan dekat dengan pelabuhan.

## 1.2 TINJAUAN PUSTAKA

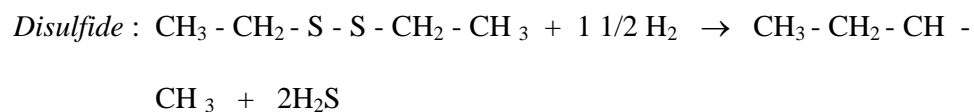
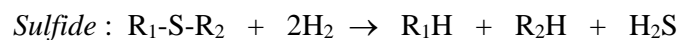
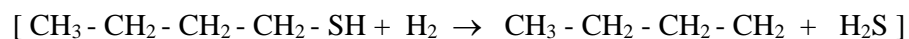
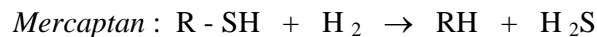
*Untreated Naphtha* atau *Light Naphtha* adalah salah satu produk *Crude Distilling Unit* yang memiliki kandungan sulfur atau belerang cukup tinggi. Untuk mengurangi kadar dari *sulfur* yang terkandung dalam *Untreated Naphtha* dilakukan proses *Hydrodesulfurisasi* sehingga dapat menghasilkan suatu produk yaitu bahan bakar mesin motor.

*Untreated Naphtha* mengandung sejumlah senyawa yang tidak jenuh dan senyawa pengotor atau *impurities*. Mutu *Untreated Naphtha* dapat diperbaiki dengan menggunakan proses *hydrotreating*. *Hydrotreating* digunakan untuk merubah senyawa tidak jenuh menjadi jenuh dan untuk memisahkan zat – zat pengotor dari minyak. Proses tersebut dilakukan di unit *Naphtha Hydrotreater*. Proses untuk menurunkan kadar dari senyawa pengotor / *impurities* dalam minyak

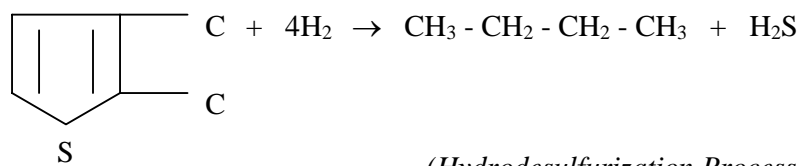
bumi disebut *treating*, bila prosesnya menggunakan gas Hidrogen disebut *Hydrotreating*.

Proses *Hydrotreating* untuk menurunkan kadar *sulfur* dalam suatu senyawa disebut *Hydrodesulfurisasi*. Unit *Naphtha Hydrotreater* melakukan proses hidrogenasi dengan menggunakan katalis tertentu dengan suhu dan tekanan yang tinggi. Dalam unit ini terjadi reaksi pengikatan unsur-unsur seperti *sulfur*, nitrogen, dan oksigen yang bersenyawa dengan hidrokarbon dalam beberapa bentuk seperti : *cyclic sulfide*, *thiophenic mercaptan*, *sulfide* yang perlu dihilangkan dan dijenuhkan untuk menstabilkan hidrokarbon tersebut, dengan H<sub>2</sub> sebagai unsur pengikat dari unsur-unsur tersebut di atas. *Feed Untreated Naphtha* dari *Crude Distilling Unit* adalah hasil proses pemecahan sehingga akan menghasilkan ikatan-ikatan rangkap yang belum stabil, bila hal ini langsung dipakai akan mengakibatkan dekolonisasi.

Mekanisme reaksinya antara lain sebagai berikut:



*Thiophenics :*



(*Hydrodesulfurization Process Guide*, 1977).

Kondisi operasi pada proses *Hydrodesulfurisasi* dalam *vapor phase hydrotreater* adalah :

### **Tekanan Reaktor**

Tekanan reaktor ditentukan berdasarkan pertimbangan kualitas produk. Reaksi penghilangan *sulfur* dengan mereaksikan antara hidrokarbon dan non hidrokarbon dengan gas *hydrogen*, bila suhu operasi dan tekanan makin tinggi maka hasilnya akan semakin optimum.

Tekanan operasi untuk fraksi berat antara 700 - 1000 psi.

Pada kondisi operasi tekanan yang tinggi dan *pressure drop* yang rendah 2 kurang dari 3 kg/cm, akan terjadi kesempurnaan reaksi, karena katalis dalam jangka waktu yang lama tak mengalami regenerasi.

(AIChE journal, 1973)

### **Suhu Reaktor**

Suhu memiliki efek yang signifikan terhadap kesempurnaan reaksi, karena berhubungan dengan kerja dari katalis. Dengan naiknya suhu meningkat pula konversi reaksi desulfurisasi. Namun kondisi operasi harus tetap diperhatikan jangan sampai melewati batas yang akan menyebabkan *cracking* / perengkahan yang dapat menimbulkan deposit pada katalis yang disebabkan karena suhu yang tidak dijaga.

(AIChE journal, 1973)

### **Rasio Hidrogen**

Hidrogen minimum untuk rasio umpan didasarkan pada konsumsi hidrogen dan kualitas dari produk yang diinginkan. Kemurnian hidrogen

minimum 70% agar tidak membahayakan katalis. Tujuan *hydrogen recycle* adalah untuk menghindari terbentuknya *coke* pada katalis. Pada rasio yang rendah akan mempercepat terbentuknya *coke* pada katalis. Sedangkan rasio yang tinggi dapat meningkatkan konversi, namun tidak mempengaruhi kondisi operasi tetapi mempengaruhi kekuatan alat.

(AIChE journal, 1973)

### **Perlindungan Katalis**

Katalis adalah suatu zat yang dapat mempercepat laju reaksi, sehingga suatu reaksi dapat berjalan dengan cepat. Deaktivasi katalis ditandai dengan penurunan efektivitas relatif dari katalis pada kondisi proses *fixed* setelah digunakan dalam beberapa periode.

Penyebab dari deaktivasi katalis adalah akumulasi *coke* pada pusat aktivitas dan pada puncak *bed* katalis. Yang kedua, kombinasi kimia dari unsur yang terkandung dalam umpan dan komponen katalis (kontaminan), seperti arsen, timbal, kalsium, sodium, *silicon* dan *phosphor*. Pada operasi normal, level karbon mencapai 5% dan masih dapat ditoleransi jika tidak berakibat penurunan yang signifikan dari desulfurisasi. Pemakaian katalis pada unit *Naphtha Hidroteater* adalah *Cobalt Molybdenum*, dan sebagai penyangga / supportnya digunakan  $Al_2O_3$ . Katalis jenis ini cukup efisien dan efektif karena mudah untuk diregenerasi.

(AIChE journal, 1973)

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Bahan

##### 2.1.1 Bahan Baku

###### a. Untreated Naphtha ( Light Naphtha Oil )

Rumus molekul	: $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_3$
Wujud	: cair
Kenampakan	: jernih/ bening
Bau	: seperti kerosene
Berat Molekul	: 100 kg/kmol
Kandungan Sulfur	: 2 %
Vapour density ( udara = 1 )	: 2,5 kg/m <sup>3</sup>
Titik beku	: -70 °C
Titik didih	: 98,4 °C
Specific gravity pada 60/60 <sup>0</sup> F	: 0,650
R.V.P at 100 <sup>0</sup> F	: 13,0 Psi (max)

###### b. HRG ( Hidrogen Rich Gas )

Komponen	BM	fraksi mol	kgmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	2	0,9445	135,7364	271,4728
CH <sub>4</sub>	16	0,0088	1,2716	20,3457

$C_2H_6$	30	0,0043	0,6248	18,7452
$C_3H_8$	44	0,0020	0,2850	12,5407
i. $C_4H_{10}$	58	0,0059	0,8441	48,9569
n. $C_4H_{10}$	58	0,0069	0,9976	57,8581
i. $C_5H_{12}$	72	0,0031	0,4494	32,3602
n. $C_5H_{12}$	72	0,0014	0,1973	14,2069
$C_6H_{14}$	86	0,0230	3,3059	284,3090

### 2.1.2 Spesifikasi Produk

#### Treated naphtha oil

Rumus molekul	: $CH_3CH_2CH_2CH_2CH_2CH_2CH_3$
Wujud	: cair
Kenampakan	: kuning
Bau	: khas bensin
Berat Molekul	: 100 kg/kmol
Kandungan Sulfur	: 272 ppm
Vapour density ( udara = 1 )	: 2,5 kg/m <sup>3</sup>
Titik beku	: -70 °C
Titik didih	: 98,4 °C
Research octane number	: 88 (min)
R.V.P at 100 °F	: 62 Kpa (max)
Lead content	: 0,30 gr/l (max)

(Pertamina, 2007)

### 2.1.3 Spesifikasi Katalisator

Jenis Katalisator	: Cobalt Molybdenum dengan penyangga Alumina
Komposisi	: 19,8 Co ; 80,2 Mo
Bentuk	: Silinder ( <i>extrude</i> )
Diameter ( Dp )	: 2,8 mm
Panjang	: 5 mm
<i>Bulk Density</i>	: 0,63 kg/L
Luas Permukaan Spesifik	: 276,0 m <sup>2</sup> /g
<i>Spesific pore Volume</i>	: 0,51 mg/L

(Hague, 1970)

## 2.2 Pengendalian Produksi

### 2.2.1 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau di *sett* baik

itu *flow rate* bahan baku/produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal/tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat control yang dijalankan yaitu, control terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat control yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

#### *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

#### *Flow Control*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

#### *Ratio Control*

Merupakan alat yang berfungsi untuk memisahkan gas sesuai dengan perbandingan jumlah aliran yang diinginkan.

#### *Level Indicator*

Merupakan suatu alat yang berfungsi untuk menunjukkan ketinggian suatu fluida dalam suatu alat tertentu.

#### *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Jika



belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standart dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilakukan pengendalian produksi sebagai berikut :

### **2.2.2 Pengendalian Kualitas**

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada unit NHT ini meliputi :

#### **a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada

kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada supplier.

b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan NHT di unit ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

Bahan-bahan tersebut antara lain :

*Cobalt molibdenum* (Co-Mo), sebagai katalisator

*Water*, sebagai pendingin pada cooler dan condenser

*Steam*, sebagai pemanas pada heater dan vaporizer

*Industrial diesel oil* (IDO), sebagai bahan bakar diesel (genset)

c. Pengendalian Kualitas Bahan selama Proses

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu diadakan pengendalian/pengawasan bahan selama proses berlangsung, terutama kandungan senyawa logam yang terikat dalam *Untreated Naphtha* sebagai contoh: N, O, S.

d. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi *Naphtha treated / Light Naphtha Oil* (LNO bebas *Sulfur*).

e. Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemandahan (dari satu tempat ke tempat lain).

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama LNO pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*day tank*) ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke mobil truk untuk didistribusikan.

### **2.2.3 Pengendalian Kuantitas**

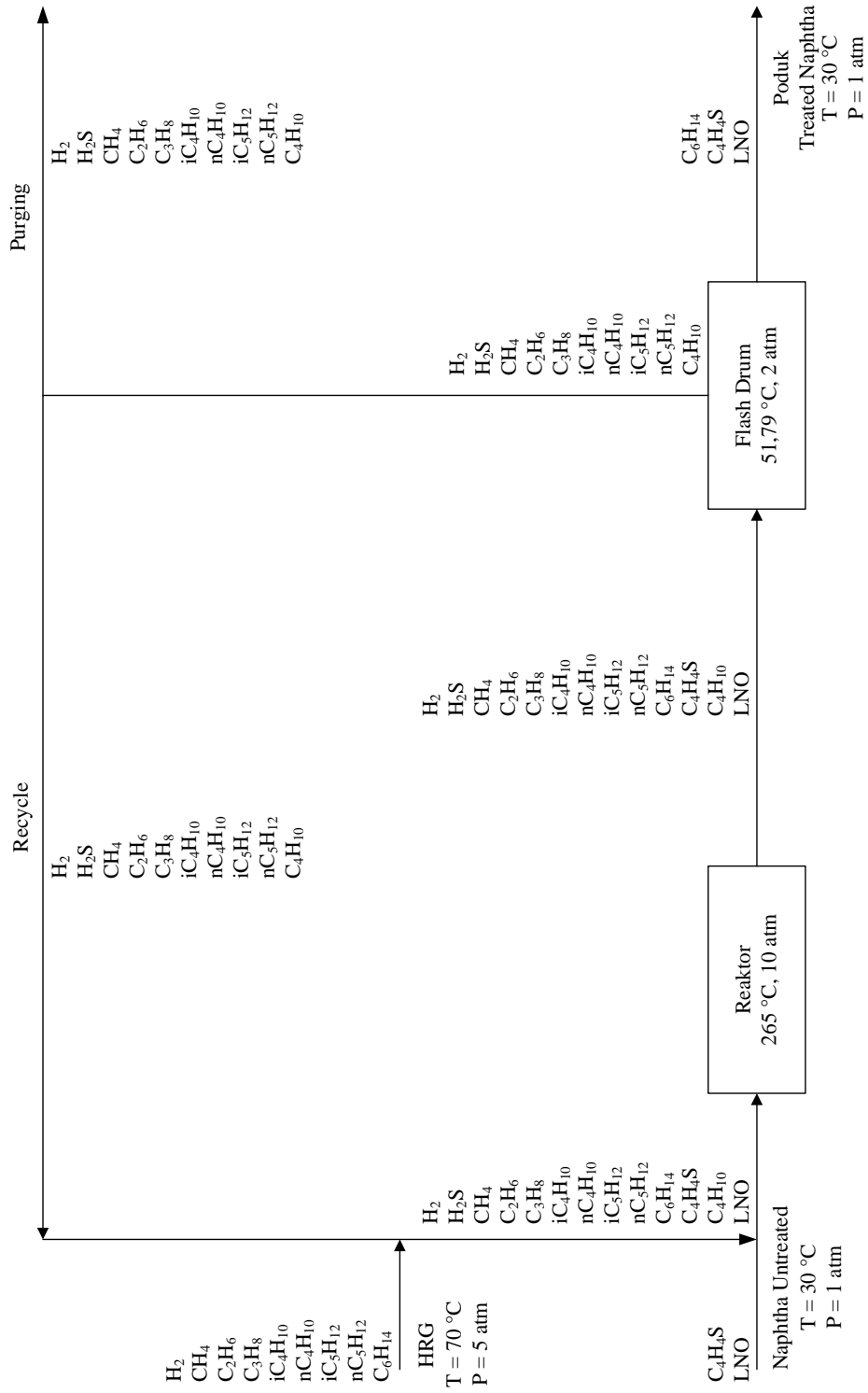
Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama, dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan.

### **2.2.4 Pengendalian Waktu**

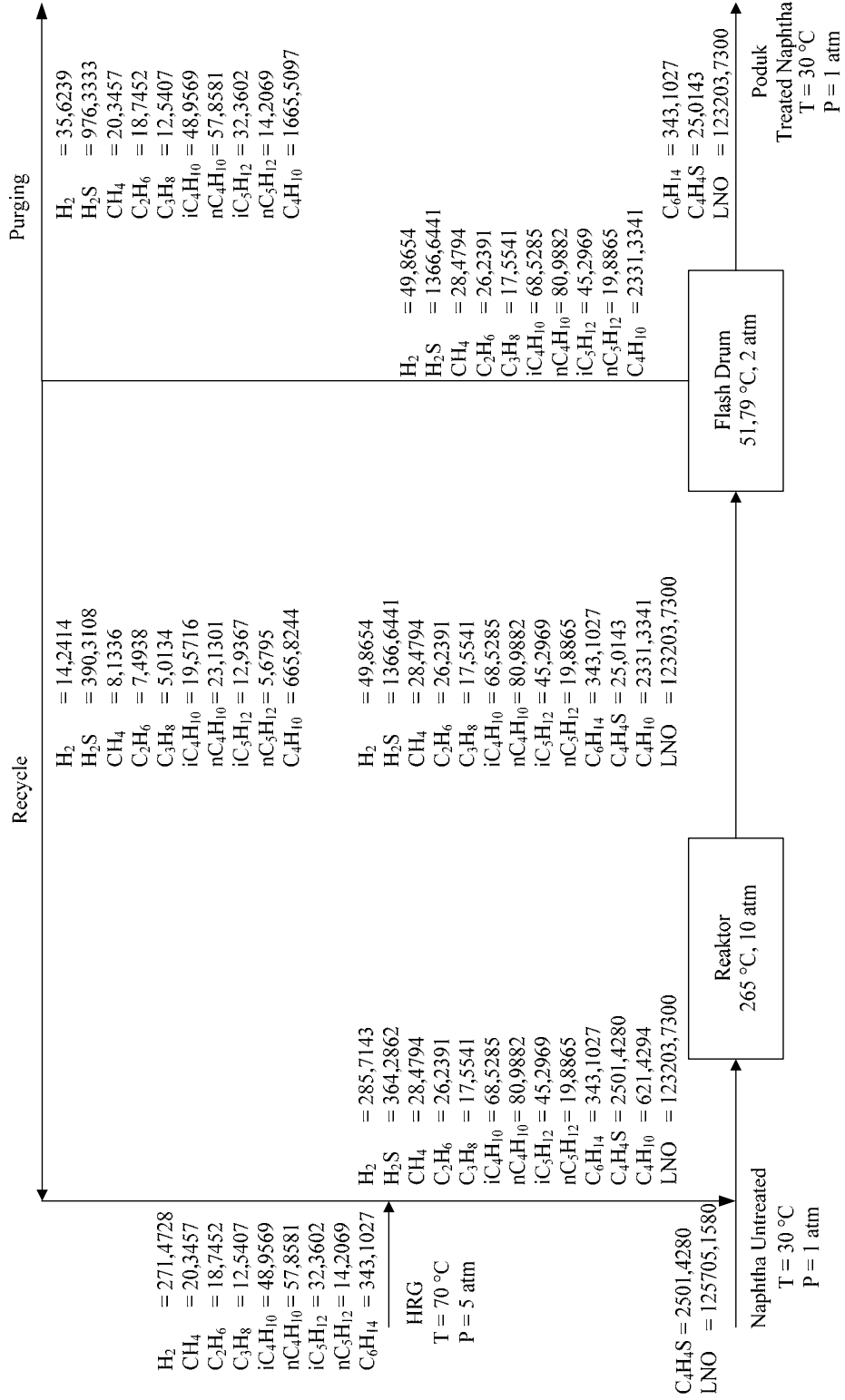
Untuk mencapai kualitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

### **2.2.5 Pengendalian Bahan Proses**

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan proses harus mencukupi, untuk itu diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan, supaya proses produksi dapat berjalan secara kontinyu:



Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif Unit NHT



Gambar 2.2 Diagram Alir Kuantitatif Unit NHT

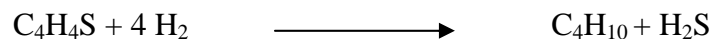
## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 URAIAN PROSES

Pada proses penghilangan kandungan sulfur dalam naphtha dengan proses desulfurisasi, *Untreated Naphtha* dan HRG ( *Hydrogen Rich Gas* ) dialirkan ke dalam reaktor dengan katalis *Cobalt Molybdenum*. Reaksi berlangsung pada suhu 265 °C dan tekanan 10 atm dalam fase gas. Setelah terjadi reaksi di dalam reaktor kemudian untuk memisahkan gas dan cairan digunakan separator drum ( *flash drum*), 29 % hasil atas separator drum dimasukkan lagi bersama bahan ke dalam reaktor sebagai umpan *recycle*, dan sisanya di *purging* ke *fuel gas* dan digunakan sebagai bahan bakar *furnace* pada unit lain. Hasil bawah *separator* produk berupa *Naphtha treated* di simpan dalam tangki penyimpanan produk.

Reaksi yang terjadi adalah:



##### 3.1.1 Langkah Proses

Secara garis besar proses desulfurisasi *untreated naphtha* dibagi menjadi 3 tahap yaitu:

1. Tahap penyiapan bahan baku

Bahan baku *Untreated Naphtha* yang masih mengandung *Sulfur* yang

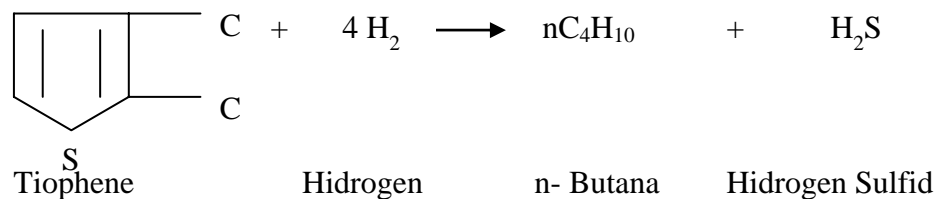
berasal dari *Crude Distilling Unit* masuk ke tangki bahan baku (T-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Kemudian umpan ditekan sampai pada tekanan 10 atm dengan menggunakan pompa (P-02). Setelah itu umpan *Untreated Naphtha* dipanaskan dengan menggunakan media pemanas *steam* melalui *Heat Exchanger* (HE-03), *Heat Exchanger* (HE-04), dan *Heat Exchanger* (HE-05) hingga suhu mencapai 202,74 °C. Kemudian umpan *Untreated Naphtha* di uapkan ke dalam *Vaporizer* (VAP-01) dengan menggunakan *steam* yang selanjutnya dipisahkan uap dan cairannya didalam *Separator* (SP-01) yang akan diumpankan ke *Heat Exchanger* (HE-06) untuk di panaskan kembali sampai mencapai suhu 265 °C dan berada dalam fase gas.

Gas kaya H<sub>2</sub> (HRG) yang berasal dari unit *platforming* dicampur dengan *recycle gas* dari hasil atas *Flash Drum* (FD-01) yang telah ditekan dengan *Compressor* (K-02) sampai pada tekanan 5 atm. Kemudian campuran gas ditekan dengan *Compressor* (K-01) sampai mencapai tekanan 10 atm. Campuran ini kemudian dipanaskan dengan menggunakan *Heat Exchanger* (HE-01) dan *Heat Exchanger* (HE-02) menggunakan media pemanas berupa *steam*.

## 2. Tahap reaksi

Tahap reaksi ini bertujuan untuk mereaksikan *Untreated Naphtha* (yang dalam hal ini diwakili oleh tiophene) dan H<sub>2</sub> membentuk nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub>

yang terbebas dari *sulfur* dengan katalis *Cobalt Molybdenum*. Reaksi ini terjadi pada fase gas pada suhu 265 °C dan tekanan 10 atm dengan menggunakan reaktor *Fixed Bed* non adiabatik (R-01) dengan sifat reaksi endotermis dan kondisi operasi non *isothermal*. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Produk hasil reaktor (R-01) ini diekspansi sampai 2 atm menggunakan *Expander Valve* (EV-01) dan didinginkan dengan menggunakan *Cooler* (CL-01), *Condensor* (CD-01), dan *Cooler* CL-02 sampai terjadi perubahan fase hingga mencapai 51,79 °C sebagai umpan *Flash Drum* (FD-01) untuk dipisahkan antara fase uap dan cairannya. Uap yang keluar dari hasil atas *Flash Drum* (FD-01) sebagian di *recycle* untuk campuran gas hidrogen (HRG) dan sebagian lagi dialirkan ke *Fuel Gas System* untuk keperluan bahan bakar *Furnace* pada unit lain.

### 3. Tahap pemurnian produk

Hasil bawah *Flash Drum* (FD-01) yang berupa produk *Treated Naphtha/Light Naphtha Oil* (LNO) diturunkan suhunya dengan menggunakan *Cooler* (CL-03) hingga mencapai suhu 30 °C dan diumpankan ke *Expansion Valve* (EV-02) hingga mencapai tekanan 1



atm. Kemudian produk disimpan dalam Tangki produk (T-02) untuk diproses kembali pada unit berikutnya.

### 3.1.2 Neraca Massa

#### 3.1.2.1 Neraca Massa Total

Neraca massa total pada proses pembuatan *Treated Naphtha / Light Naphtha Oil* (LNO) disajikan pada tabel berikut ini:

**Tabel 3.1** Neraca massa total

Komponen	Masuk		Keluar			
			Top FD		Bottom FD	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Naphtha, C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1232,0373	123203,7300	0,0000	0,0000	1232,0373	123203,7300
C <sub>4</sub> H <sub>4</sub> S	29,7789	2501,4280	0,0000	0,0000	0,2978	25,0143
H <sub>2</sub>	142,8571	285,7143	24,9327	49,8654	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	1,7800	28,4794	1,7800	28,4794	0,0000	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,8746	26,2391	0,8746	26,2391	0,0000	0,0000
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,3990	17,5541	0,3990	17,5541	0,0000	0,0000
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,1815	68,5285	1,1815	68,5285	0,0000	0,0000
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,3963	80,9882	1,3963	80,9882	0,0000	0,0000
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,6291	45,2969	0,6291	45,2969	0,0000	0,0000
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,2762	19,8865	0,2762	19,8865	0,0000	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	3,9896	343,1027	0,0000	0,0000	3,9896	343,1027
H <sub>2</sub> S	10,7143	364,2862	40,1954	1366,6441	0,0000	0,0000
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	10,7143	621,4294	40,1954	2331,3341	0,0000	0,0000
SUB TOTAL		127606,6631		4034,8161		123571,8469
<b>TOTAL</b>	<b>127606,6631</b>		<b>127606,6631</b>			

### 3.1.2.2 Neraca Massa Peralat

#### A. Reaktor *Fixed Bed Single Tube* (R)

Tabel 3.2 Neraca massa reaktor

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
Naphtha, C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	123203,7300	123203,7300
C <sub>4</sub> H <sub>4</sub> S	2501,4280	25,0143
H <sub>2</sub>	285,7143	49,8654
CH <sub>4</sub>	28,4794	28,4794
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	26,2391	26,2391
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	17,5541	17,5541
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	68,5285	68,5285
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	80,9882	80,9882
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	45,2969	45,2969
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	19,8865	19,8865
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	343,1027	343,1027
H <sub>2</sub> S	364,2862	1366,6441
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	621,4294	2331,3341
<b>Total</b>	<b>127606,6631</b>	<b>127606,6631</b>

#### B. Flash Drum (FD)

Tabel 3.3 Neraca massa flash drum

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam		
		Bottom FD	Top FD	
			Recycle	Purging
Naphtha, C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	123203,7300	123203,7300	0,0000	0,0000
C <sub>4</sub> H <sub>4</sub> S	25,0143	25,0143	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub>	49,8654	0,0000	14,2414	35,6239
CH <sub>4</sub>	28,4794	0,0000	8,1336	20,3457
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	26,2391	0,0000	7,4938	18,7452
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	17,5541	0,0000	5,0134	12,5407
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	68,5285	0,0000	19,5716	48,9569
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	80,9882	0,0000	23,1301	57,8581
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	45,2969	0,0000	12,9367	32,3602
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	19,8865	0,0000	5,6795	14,2069
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	343,1027	343,1027	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> S	1366,6441	0,0000	390,3108	976,3333
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2331,3341	0,0000	665,8244	1665,5097
<b>sub total</b>	<b>127606,6631</b>	<b>123571,8469</b>	<b>1152,3354</b>	<b>2882,4807</b>
<b>Total</b>	<b>127606,6631</b>	<b>127606,6631</b>		

### 3.1.3 Neraca Panas

#### A. Reaktor *Fixed Bed Single Tube* (R)

**Tabel 3.4** Neraca panas reaktor

Input ( Kj /jam )		Output ( Kj / jam )	
Panas Masuk	25,5194	Panas Keluar	11,3172
Beban Panas	14,2022	Heat Lose	0,0000
Total	11,3172	Total	11,3172

#### B. Flash Drum (FD)

**Tabel 3.5** Neraca panas flash drum

Input ( Kj /jam )		Output ( Kj / jam )	
Panas Masuk	11,3036	Panas Keluar	11,3036
Beban Panas	0,0000	Heat Lose	0,0000
Total	11,3036	Total	11,3036

## 3.2 SPESIFIKASI ALAT PROSES

### 1. Reaktor (R-01)

Tugas : Untuk mereaksikan senyawa *sulfur* yang terkandung dalam umpan *Untreated Naphtha* sebanyak 127.606,6631 kg/jam.

Jenis : *Fixed Bed Single Tube Reaktor*

Kondisi Operasi : - Tekanan = 10 atm  
- Suhu = 265 °C

- Fase = gas

Tebal Dinding : 1/4 in  
 Tinggi *Head* : 8,9944 in  
 Tebal *Head* : 3/8 in

***Isolasi***

Tebal : 2,5401 in  
 Bahan isolasi : *Asbestos*  
 Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade-C*  
 Jumlah : 1 buah  
 Harga : \$ 79.210,1169

**2. *Flash Drum (FD-01)***

Tugas : Memisahkan uap dan cairan yang keluar dari  
 CD-01 pada suhu 51,79 °C sebanyak  
 127.606,6631 kg/jam.

Jenis : *Horizontal Separator Tank*

Kondisi Operasi : - Tekanan = 2 atm  
 - Suhu = 51,79 °C

Diameter Tangki : 105,7368 in  
 Tinggi Tangki : 370,0786 in  
 Tebal Dinding : 3/16 in

Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade-C</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 53.072,5428

### 3. *Heat Exchanger (HE-01)*

Tugas : Memanaskan bahan baku dari *storage* & hasil *recycle* dari 73,1366 °C menjadi 135 °C, pada P 10 atm dengan arus sebanyak 1.805,9165 kg/jam.

Jenis : *Shell and tube Heat Exchanger*

Massa *steam* : 163,2394 kg/jam

#### *Tube Side*

Panjang : 12 ft

*Outside Diameter, OD* : 0,75 in

BWG : 16

*Inside Diameter, ID* : 0,62 in

Jumlah *Tube* : 353

*Passes* : 2

Susunan : *Triangular pitch*

#### *Shell Side*

IDs : 23,25 in

*Passes* : 1

Bahan	: <i>Stainles Steel</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 28.237,7005

#### 4. *Heat Exchanger (HE-02)*

Tugas : Memanaskan bahan baku dari HE-01 dari 135 °C menjadi 202,74 °C, pada P 10 atm dengan arus sebanyak 37.445,3927 kg/jam.

Jenis : *Shell and tube Heat Exchanger*

Massa *steam* : 3393,2814 kg/jam

##### ***Tube Side***

Panjang : 12 ft

*Outside Diameter, OD* : 0,75 in

BWG : 16

*Inside Diameter, ID* : 0,62 in

Jumlah *Tube* : 373

*Passes* : 2

Susunan : *Triangular pitch*

##### ***Shell Side***

IDs : 23,25 in

*Passes* : 1

Bahan : *Stainles Steel*

Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 29,183.6759

### 5. *Heat Exchanger (HE-03)*

Tugas	: Memanaskan bahan baku dari T-01 sebelum masuk ke HE-04 dari 30 °C menjadi 100 °C, pada P 10 atm dengan arus sebanyak 125.000 kg/jam.
-------	--

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Massa *steam* : 7523,3868 kg/jam

#### ***Tube Side***

Panjang : 6 ft

*Outside Diameter, OD* : 0,75 in

BWG : 16

*Inside Diameter, ID* : 0,62 in

Jumlah *Tube* : 629

*Passes* : 2

Susunan : *Triangular pitch*

#### ***Shell Side***

IDs : 31 in

*Passes* : 1

Bahan : *Stainles Steel*

Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 26.352,4584

#### 6. *Heat Exchanger (HE-04)*

Tugas	: Memanaskan bahan baku dari HE-03 sebelum masuk ke HE-05 dari 100 °C menjadi 160 °C, pada P 10 atm dengan arus sebanyak 125.000 kg/jam.
-------	--

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Massa *steam* : 8268,2386 kg/jam

##### ***Tube Side***

Panjang : 6 ft

*Outside Diameter, OD* : 0,75 in

BWG : 16

*Inside Diameter, ID* : 0,62 in

Jumlah *Tube* : 669

*Passes* : 2

Susunan : *Triangular pitch*

##### ***Shell Side***

IDs : 31 in

*Passes* : 1

Bahan : *Stainles Steel*



Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 27.352,3275

### 7. *Heat Exchanger (HE-05)*

Tugas	: Memanaskan bahan baku dari HE-04 sebelum masuk ke VAP-01 dari 160 °C menjadi 202,74 °C, pada P 10 atm dengan arus sebanyak 125.000 kg/jam.
-------	--

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Massa *steam* : 7124,6380 kg/jam

#### ***Tube Side***

Panjang : 6 ft

*Outside Diameter, OD* : 0,75 in

BWG : 16

*Inside Diameter, ID* : 0,62 in

Jumlah *Tube* : 637

*Passes* : 2

Susunan : *Triangular pitch*

#### ***Shell Side***

IDs : 31 in

*Passes* : 1

Bahan : *Stainles Steel*

Jumlah : 1 buah  
 Harga : \$ 26.549,5952

### 8. *Heat Exchanger (HE-06)*

Tugas : Memanaskan bahan baku dari HE-02 dan SP-01 dari 202,74 °C menjadi 265 °C, pada P 10 atm dengan arus sebanyak 162.445,3927 kg/jam.

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Massa steam : 22467,1340 kg/jam

#### ***Tube Side***

Panjang : 6 ft

*Outside Diameter, OD* : 0,75 in

BWG : 16

*Inside Diameter, ID* : 0,62 in

Jumlah *Tube* : 616

*Passes* : 2

Susunan : *Triangular pitch*

#### ***Shell Side***

IDs : 31 in

*Passes* : 1

Bahan : *Stainles Steel*

Jumlah : 1 buah  
 Harga : \$ 26.012,2635

### 9. *Heat Exchanger (HE-07)*

Tugas : Memanaskan suhu hasil keluran dari FD-01 dari 57,125 °C menjadi 70 °C, pada P 5 atm dengan arus sebanyak 4.034,8161 kg/jam.

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Massa *steam* : 40,4937 kg/jam

Panjang : 12 ft

*Exchanger, IPS* : 2 x 1,25 in Sc. No. 40

*Outher pipe* : OD : 2,38 in

: ID : 2,067 in

*Inner pipe* : OD : 1,66 in

: ID : 1,380 in

*Flow area* : *Annulus* : 1,19 in<sup>2</sup>

*Pipe* : 1,5 in<sup>2</sup>

Bahan : *Stainles Steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 2.735,1689

**10. Vaporizer (VAP-01)**

Tugas	: Menguapkan umpan R-01 sebesar 150.000 Kg/jam pada P 10 atm.
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Massa <i>steam</i>	: 11,1096 kg/jam
Panjang	: 20 ft
<i>Exchanger, IPS</i>	: 2 x 1,25 in Sc. No. 40
<i>Outher pipe</i>	: OD : 2,38 in : ID : 2,067 in
<i>Inner pipe</i>	: OD : 1,66 in : ID : 1,380 in
<i>Flow area</i>	: <i>Annulus</i> : 1,19 in <sup>2</sup> <i>Pipe</i> : 1,5 in <sup>2</sup>
Bahan	: <i>Stainles Steel</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 60.345,4210

**11. Separator (SP-01)**

Tugas	: Memisahkan uap dan cairan sebanyak 150.000 kg/jam yang akan menuju R-01.
Jenis	: <i>Silinder vertical, thorispherical dished head</i>
Kondisi Operasi	: - Tekanan =10 atm

- Suhu = 202,74 °C

Waktu Tinggal	: 2 menit
Diameter Tangki	: 48 in
Tinggi Tangki	: 191,80 in
Tebal Dinding	: 0,25 in
Tebal <i>Head</i>	: 0,375 in
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 grade-C</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 9.110,7272

## 12. *Cooler (CL-01)*

Tugas	: Menjenuhkan suhu keluaran R-01 dari 192,94 °C menjadi 120,77 °C sebelum masuk CD-01 sebesar 127.606,6631 kg/jam pada P 2 atm.
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Massa air	: 91.077,85 kg/jam
<b><i>Tube Side</i></b>	
Panjang	: 12 ft
<i>Outside Diameter, OD</i>	: 0,75 in
BWG	: 16
<i>Inside Diameter, ID</i>	: 0,62 in
Jumlah <i>Tube</i>	: 494

<i>Passes</i>	: 2
Susunan	: <i>Triangular pitch</i>
<b><i>Shell Side</i></b>	
IDs	: 33 in
<i>Passes</i>	: 1
Bahan	: <i>Stainles Steel</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 32,574.1220

### 13. Cooler (CL-02)

Tugas	: Mendinginkan suhu keluaran CD-01 pada 120,77 °C - 51,79 °C pada P 2 atm sebesar 127.606,6631 kg/jam menuju ke FD-01.
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Massa air	: 17517,5243 kg/jam
<b><i>Tube Side</i></b>	
Panjang	: 20 ft
<i>Outside Diameter, OD</i>	: 0,75 in
BWG	: 16
<i>Inside Diameter, ID</i>	: 0,62 in
Jumlah <i>Tube</i>	: 302
<i>Passes</i>	: 2

Susunan : *Triangular pitch*

***Shell Side***

IDs : 21,25 in

*Passes* : 1

Bahan : *Stainles Steel*

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 32,937.2344

**14. Cooler (CL-03)**

Tugas : Mendinginkan produk hasil bawah FD-01  
dari suhu 51,79C °C menjadi 30 °C P 2 atm  
sebesar 49.428,7388 kg/jam.

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Massa air : 11236,3549 kg/jam

***Tube Side***

Panjang : 20 ft

*Outside Diameter, OD* : 0,75 in

BWG : 16

*Inside Diameter, ID* : 0,62 in

Jumlah *Tube* : 239

*Passes* : 2

Susunan : *Triangular pitch*

***Shell Side***

IDs	: 19,25 in
<i>Passes</i>	: 1
Bahan	: <i>Stainles Steel</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 28.595,2391

**15. Condensor (CD-01)**

Tugas	: Mengembunkan sebagian besar keluaran CL-01 dari 120,77 °C – 120,77 °C pada P 2 atm dengan arus sebesar 17,5541 kg/jam.
Jenis	: <i>Double pipe Heat Exchanger</i>
Massa air	: 14,6245 kg/jam
Panjang	: 20 ft
<i>Exchanger, IPS</i>	: 2 x 1,25 in Sc. No. 40
<i>Outher pipe</i>	: OD : 2,38 in : ID : 2,067 in
<i>Inner pipe</i>	: OD : 1,66 in : ID : 1,380 in
<i>Flow area</i>	: <i>Annulus</i> : 1,19 in <sup>2</sup> <i>Pipe</i> : 1,5 in <sup>2</sup>
Bahan	: <i>Stainles Steel</i>





<i>Power</i> motor yang digunakan	: 5,6181 Hp
Digunakan <i>power</i> motor standar	: 7,5 Hp
Harga	: \$ 127,1635

### 18. Pompa (P-01)

Tugas	: Mengalirkan umpan <i>LNO untreated</i> dari unit CDU II ke tangki bahan baku (T-01) sebanyak 125.000 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Tipe Pompa	: <i>Radial flow, Single Stage, single Suction</i>
Kapasitas	: 0,7471 gpm
<i>Head</i> Pompa Total	: 16,3018 m
<i>Specific Head</i>	: 152,9642 rpm
<i>Power</i> Pompa	: 14,8507 HP
Efisiensi Pompa	: 50 %
Kecepatan Putaran	: 3500 rpm
<i>Power</i> Motor	: 19 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 36,4330

**19. Pompa (P-02)**

Tugas	: Mengalirkan umpan <i>LNO untreated</i> dari tangki bahan baku (T-01) ke HE-03 sebanyak 125.000 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Tipe Pompa	: <i>Radial flow, Single Stage, single Suction</i>
Kapasitas	: 0,7471 gpm
<i>Head</i> Pompa Total	: 2,1331 m
<i>Specific Head</i>	: 703,0875 rpm
<i>Power</i> Pompa	: 1,9432 HP
Efisiensi Pompa	: 50 %
Kecepatan Putaran	: 3500 rpm
<i>Power</i> Motor	: 3 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 36,4330

**20. Pompa (P-03)**

Tugas	: Mengalirkan produk hasil bawah FD-01 ke CL-03 sebanyak 49.428,7388 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Tipe Pompa	: <i>Radial flow, Single Stage, single Suction</i>

Kapasitas	: 0,2195 gpm
<i>Head</i> Pompa Total	: 16,2898 m
<i>Specific Head</i>	: 82,9675 rpm
<i>Power</i> Pompa	: 5,8681 HP
Efisiensi Pompa	: 50 %
Kecepatan Putaran	: 3500 rpm
<i>Power</i> Motor	: 8 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 17,4739

#### **21. Pompa (P-04)**

Tugas	: Mengalirkan produk dari CL-03 ke tangki penyimpanan produk (T-02) sebanyak 49.428,7388 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Tipe Pompa	: <i>Radial flow, Single Stage, single Suction</i>
Kapasitas	: 0,2163 gpm
<i>Head</i> Pompa Total	: 17,2897 m
<i>Specific Head</i>	: 78.7448 rpm
<i>Power</i> Pompa	: 6,2283 HP
Efisiensi Pompa	: 50 %
Kecepatan Putaran	: 3500 rpm

<i>Power Motor</i>	: 8 HP
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 17,3162

## 22. Tangki (T-01)

Tugas	: Menyimpan bahan baku LNO ( <i>Light Naphtha Oil</i> ) selama 2 hari dengan laju produk 125.000 kg/jam.
Jenis	: Tangki Silinder Vertikal ( Flat Bottom )
Kapasitas	: 34.178,1943 m <sup>3</sup>
Kondisi	: T = 30°C ; P = 1 atm
Diameter	: 48,7680 m
Tinggi	: 18,288 m
Bentuk <i>Head</i>	: <i>Conical Head</i>
Banyak <i>Plate</i>	: 6
Tebal <i>plate</i> yang digunakan	: 1/4", 3/8", 1/2", 5/8", 3/4", 7/8".
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 grade-C</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 2.413.564,7773

**23. Tangki (T-02)**

Tugas	: Menyimpan produk Treated LNO ( <i>Light Naphtha Oil</i> ) selama 6 hari dengan laju produk 49.428,7388 kg/jam.
Jenis	: Tangki Silinder Vertikal ( Flat Bottom )
Kapasitas	: 34.178,19429 m <sup>3</sup>
Kondisi	: T = 30°C ; P = 1 atm
Diameter	: 48,7680 m
Tinggi	: 18,288 m
Bentuk <i>Head</i>	: <i>Conical Head</i>
Banyak <i>Plate</i>	: 6
Tebal <i>plate</i> yang digunakan	: 1/4", 3/8", 1/2", 5/8", 3/4", 7/8".
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 grade-C</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 2.695.945,8398

**24. Expander valve (EV-01)**

Tugas	: Menurunkan tekanan campuran gas keluar reaktor sebanyak 127.606,6631 kg/jam dari 10 atm menjadi 2 atm.
Jenis	: <i>Globe valve</i>
Debit	: 10.534.601,5670 ft <sup>3</sup> /jam

Pipa standar	: NPS = 22 in
	ScN = 10
	ID = 21,5 in
	OD = 22 in
	a't = 363 in <sup>2</sup>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 17,4739

#### **25. Expansion valve (EV-02)**

Tugas	: Menurunkan tekanan cairan hasil bawah FD-01 sebanyak 49.428,7388 kg/jam dari 2 atm menjadi 1 atm.
Jenis	: <i>Globe valve</i>
Debit	: 121.357,4312 ft <sup>3</sup> /jam
Pipa standar	: NPS = 24 in
	ScN = 20
	ID = 23,35 in
	OD = 24 in
	a't = 425 in <sup>2</sup>
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

Harga : \$ 17,3162

### 3.3 PERANCANGAN PRODUKSI

#### 3.3.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan ( *minyak bensin* ) di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan bensin dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan peningkatan pemakaian bensin sebagai bahan bakar untuk industri maupun untuk keperluan transportasi dan rumah tangga. Diperkirakan kebutuhan minyak bensin akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya pemakaian alat transportasi. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 3.000 ton/hari.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

#### 1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam "Statistik Perdagangan Indonesia" tentang kebutuhan *Minyak Bensin* di Indonesia dari tahun cenderung meningkat diperkirakan kebutuhan minyak bensin pada tahun 2010 sebesar 8484906,65 Ton/Tahun.

#### 2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku *LNO untreated* dan *HRG (Hydrogen Rich Gas)* dapat diperoleh



dari *CDU II* PERTAMINA UP IV Cilacap, yang sudah beroperasi dengan kapasitas produksi sebesar 218.000 barel/hari.

### 3. Kapasitas pabrik yang sudah beroperasi

Pabrik yang sudah beroperasi dalam *Treating* bensin antara lain :

PERTAMINA UP I, II, III, IV, V yang sudah ada di Indonesia.

### 3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

#### a) Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.

Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa

kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.

- Mencari daerah pemasaran.

#### b) Kemampuan Unit

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

##### Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

##### Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat

##### Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Unit *Naphtha Hydrotreater* dengan kapasitas 990.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di desa Lomanis, Kecamatan Cilacap Tengah, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah sebagai perluasan Unit *Naphtha Hydrotreater* yang sudah ada di Pertamina UP IV Cilacap.

Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini adalah :

##### **4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Unit**

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

###### **1. Penyediaan bahan baku**

Bahan baku Unit *Naphtha Hydrotreater* ini di ambil dari Unit *Crude Distillate*. Bahan tersebut di hasilkan oleh Pertamina Uni Pengolahan IV Cilacap.

###### **2. Pemasaran**

Produk Unit *Naphtha Hydrotreater* adalah *Light Naphtha* dengan kadar

*sulfur* yang rendah. *Light Naphtha* ini digunakan sebagai komponen blending untuk pembuatan premium. Karena kebutuhan Bahan Bakar Minyak (BBM) yang terus meningkat sedangkan kapasitas produksinya terbatas, untuk itu diperlukan pembangunan unit pengolahan baru.

### 3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan air dapat dipenuhi dengan baik dan murah karena area kawasan ini memiliki sumber aliran sungai, yaitu sungai Donan. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan cukup mudah.

### 4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik, dengan didirikannya pabrik di Cilacap yang padat penduduknya memungkinkan untuk memperoleh tenaga kerja dengan mudah dan berkualitas baik dari kawasan Cilacap sendiri maupun dari daerah sekitar.

### 5. Transportasi

Lokasi unit harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar baik darat dan laut. Tersedianya sarana pelabuhan alami yang sangat ideal karena lautnya yang cukup dalam dan tenang karena terlindungi oleh Pulau Nusa Kambangan. Selain itu juga karena terdapatnya jaringan pipa Maos – Yogyakarta dan Cilacap – Padalarang sehingga akan sangat memudahkan penyaluran Bahan Bakar Minyak (BBM) menjadi lebih

mudah dan terkontrol.

#### 6. Letak Geografis

Daerah Cilacap merupakan satu Kabupaten Daerah Tingkat II di daerah Jawa Tengah yang terletak didaerah Pesisir Pantai Selatan Pulau Jawa yang memiliki pelabuhan alam yang sangat menunjang. Daerah Cilacap dan sekitarnya telah direncanakan oleh Pemerintah sebagai pusat pengembangan produksi untuk wilayah Jawa bagian Selatan.

Penentuan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting yang akan menentukan kelancaran perusahaan daam menjalankan operasinya. Dari pertimbangan tersebut maka dengan adanya area tanah yang tersedia dan memenuhi persyaratan untuk pembangunan sebuah pabrik.

#### 7. Pembuangan Limbah

Limbah yang sudah diolah berada dibawah ambang batas yang telah ditentukan, sehingga dapat langsung dibuang ke sungai.

### **4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Unit**

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

#### 1. Perluasan Areal unit.

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan pengembangan produksi Cilacap untuk kawasan Jawa bagian selatan, sehingga memungkinkan

adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

## 2. Perijinan

Lokasi unit dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik. Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi.
- b. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- c. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- d. Transportasi yang baik dan efisien.

## 3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas social seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

### **4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)**

Tata letak pabrik termasuk didalamnya adalah letak alat proses dan utilitas, pemipaan, gudang, perkantoran, jalan lalu lintas dalam pabrik, dan lain sebagainya ditata sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efisien dan efektif

sehingga dapat memberikan keamanan, kesehatan, keselamatan bagi karyawan dan lingkungan sekitarnya.

Faktor yang perlu diperhatikan dalam mengatur tata letak pabrik adalah :

1. Letak alat diusahakan berurutan sesuai dengan urutan kerja atau proses dan fungsinya serta sifat dan kondisi operasi alatnya.
2. Menyediakan ruang kosong yang cukup untuk kepentingan perbaikan, perawatan, dan penggantian alat-alat, juga dapat terjangkau oleh *instrument safety* dan *fire protection*.
3. *Piping* dan sarana transportasi dalam area diatur sehingga tidak tumpang tindih, untuk mempermudah pekerja mengadakan pengamatan atau inspeksi.
4. Jalan-jalan didalam pabrik dibuat lurus, lebar, lalu lintasnya diatur dengan baik, sehingga memperlancar arus jalan. Hal ini juga mempermudah mobil pemadam kebakaran lewat jika terjadi kebakaran.

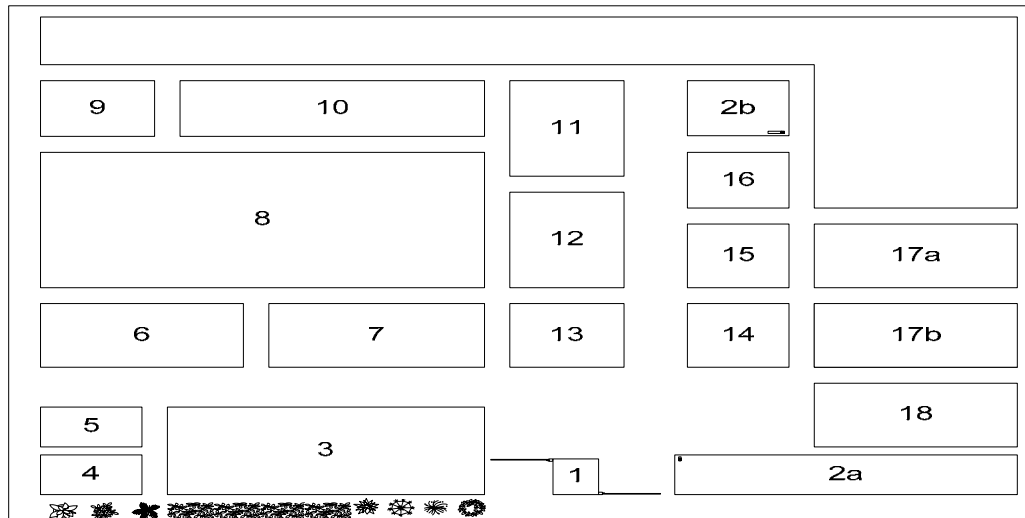
Tabel 4.1. Perincian luas tanah bangunan pabrik

Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
kantor utama	50	20	1000
keamanan/satpam	5	5	25
Mess	40	20	800
parkir Tamu	20	10	200
Parkir Truk	20	15	300
ruang timbang truk	5	15	75
kantor teknik dan produksi	20	20	400
Klinik	15	10	150
Masjid	15	20	300
Kantin	15	10	150
Bengkel	20	10	200
unit pemadam kebakaran	20	15	300
gudang alat	20	15	300
gudang bahan kimia	25	15	375
Laboratorium	15	20	300
Utilitas	40	25	1000
daerah proses	60	80	4800
Control Room	25	10	250
control Utilitas	10	10	100
tangki bahan baku	25	35	875
tangki produk	20	25	500
jalan dan taman	50	30	1500
Perluasan pabrik	90	50	4500
<b>Luas Tanah</b>			<b>18400</b>



## LAY OUT UNIT NAPHTHA HYDROTERATER

### KAPASITAS 3.000 TON/HARI



**Gambar 4.1.** *Layout* tata letak pabrik

Skala 1 : 100

- |                             |                            |
|-----------------------------|----------------------------|
| 1. Pos penjagaan/keamanan   | 8. Area proses             |
| 2. Area parker              | 9. Tangki bahan baku       |
| a. Parkir karyawan dan tamu | 10. Area utilitas          |
| b. Parkir truk              | 11. Bengkel                |
| 3. Kantor                   | 12. Gudang bahan kimia     |
| 4. Kantin                   | 13. Ruang control utilitas |
| 5. Mushola                  | 14. Polilnik               |
| 6. Laboratorium             | 15. Unit pemadam kebakaran |
| 7. Ruang control            | 16. Ruang timbang truk     |

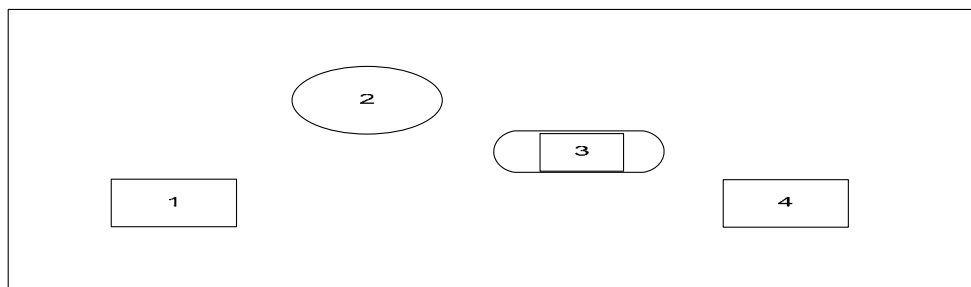
- 17. a. Kantor teknik dan produksi
- 18. Gedung serba guna
- b. Mess tamu
- 19. Area perluasan

#### 4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Tata letak alat-alat proses diusahakan sesuai dengan urutan kerja dan fungsi masing-masing alat.

Tata letak yang baik yaitu :

1. Keterkaitan kegiatan yang terencana
2. Pola aliran bahan yang terencana
3. Ruang yang luas untuk perawatan alat penukar panas
4. Aliran yang lurus
5. Jarak antar alat yang cukup
6. Metoda pemindahan yang terencana
7. Langkah balik seminimal mungkin
8. Pemindahan antar operasi minimum
9. Mudah untuk melakukan pengontrolan



**Gambar 4.2.** *Layout* alat-alat proses

keterangan :

1. Tangki bahan baku
2. Reaktor
3. Flash drum
4. Tangki produk

#### **4.4 Spesifikasi Alat Utilitas**

##### **1. BAK PENGENDAP AWAL**

Kode	:	BU-01
Fungsi	:	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan waktu tinggal 12 jam
Jenis	:	Bak persegi panjang yang diperkuat dengan beton bertulang
Dimensi	:	- Panjang : 17,9125 m - Lebar : 8,9562 m - Tinggi : 4,4781 m
Volume	:	718,4188 m <sup>3</sup>
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	Rp 215.525.641,1891

## 2. TANGKI FLOKULATOR

Kode	:	FKL
Fungsi	:	mencampur air dengan tawas 5% dan $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 5%
Jenis	:	<i>Tangki Silinder Berpengaduk</i>
Dimensi	:	- Diameter : 1,8535 m  - Tinggi : 1,8535 m
Volume	:	4,9983 m <sup>3</sup>
Jumlah	:	1 buah
Tipe Pengaduk	:	<i>Marine propeller dengan 3 blade, baffles 4</i>
Lebar baffle	:	0,1112 m
Power	:	150 Hp
Harga	:	\$ 7653,7314

## 3. CLARIFIER

Kode	:	CFU
Fungsi	:	Mengendapkan flok-flok yang terbentuk pada

pencampuran air dengan tawas dan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$

Tipe	:	<i>Circular clarifier</i>
Dimensi	:	- Diameter : 11,23 m ; 6,85 m - Kedalaman : 3,048 m - Tinggi <i>cone</i> : 4,57 m
Volume	:	239,43702 m <sup>3</sup>
Power motor	:	0,5 Hp
Harga	:	\$ 750.589,6455

#### **4. BAK PENAMPUNG SEMENTARA**

Kode	:	BU-02
Fungsi	:	Menampung sementara <i>Raw water</i> yang telah dihilangkan <i>suspended solid</i> -nya
Jenis	:	Bak Persegi
Dimensi	:	- Panjang : 4,9283 m - Lebar : 24,9283 m - Tinggi : 1,2321 m

Volume	:	29,9251 m <sup>3</sup>
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	Rp 8.977.541,7870

## 5. SAND FILTER

Kode	:	SF
Fungsi	:	Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di dalam <i>clarifier</i>
Jenis	:	Tangki dengan saringan pasir
Dimensi	:	- Diameter : 3,9490 m - Tinggi tumpukan pasir : 3,6667
Luas	:	12,2420 m <sup>2</sup>
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 245.020,0284

## 6. BAK PENAMPUNG SEMENTARA

Kode	:	BU-03
Fungsi	:	Menampung sementara <i>Raw water</i> yang telah disaring
Jenis	:	Bak Persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen
Dimensi	:	- Panjang : 4,9283 m - Lebar : 24,9283 m - Tinggi : 1,2321 m
Volume	:	29,9251 m <sup>3</sup>
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	Rp 8.977.541,7870

## 7. TANGKI KLORINATOR

Kode	:	TU-01
Fungsi	:	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga

Jenis	:	Tangki Silinder Berpengaduk
Luas area filter	:	34.6070 m <sup>2</sup>
Dimensi	:	- Diameter : 1,0075 m - Tinggi : 1,5112 m
Volume	:	1,2041 m <sup>3</sup>
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	\$ 23.516,0743

## **8. BAK DISTRIBUSI**

Kode	:	BU-04
Fungsi	:	Menyimpan sementara sebelum didistribusikan untuk kebutuhan air minum, rumah tangga, kantor dan umum
Tipe	:	Bak persegi yang dipekuat beton bertulang
Dimensi	:	- Panjang : 2,2920 m - lebar : 2,2920 m



- Tinggi : 4,5841 m

Volume : 24,0825 m<sup>3</sup>

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 7.224.750

### **9. BAK SIRKULASI AIR PENDINGIN (BU-05)**

Kode : BU-05

Fungsi : Menampung sementara air pendingin yang disirkulasi sebelum di *recovery* di *cooling water*

Tipe : Bak persegi yang dipekuat beton bertulang

Dimensi : - Panjang : 8,8111 m  
- lebar : 8,8111 m  
- Tinggi : 2,2028 m

Volume : 171.0120 m<sup>3</sup>

Jumlah : 1

Harga : Rp 51.303.589,0248

**10. COOLING TOWER (CTU-01)**

Kode	:	CTU-01
Fungsi	:	Me-recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 90°C menjadi 87°C
Jenis	:	<i>Induced Draft Cooling Tower</i> dengan Bahan Isian <i>Berl Saddle</i> 1 in
Jumlah air sirkulasi	:	91077,8529 kg/jam
Suhu masuk	:	90°C
Suhu keluar	:	87°C
Power fan	:	7,5 Hp
Tenaga Motor	:	10 Hp
Dimensi	:	Tinggi : 0,0091 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 75.532,7641

**11. COOLING TOWER (CTU-02)**

Kode	:	CTU-02
Fungsi	:	Me-recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 40°C menjadi 26°C
Jenis	:	Induced Draft Cooling Tower dengan Bahan Isian Berl Saddle 1 in
Jumlah air sirkulasi	:	4.126,4945 kg/jam
Suhu masuk	:	40°C
Suhu keluar	:	26°C
Power fan	:	5 Hp
Tenaga Motor	:	7,5 Hp
Dimensi	:	Tinggi : 0,6855 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 73.507,8904

**12. BAK AIR PENDINGIN (BU-06)**

Kode	:	BU-06
Fungsi	:	Menampung sementara air pendingin sebelum digunakan di pabrik
Tipe	:	Bak persegi yang dipekuat beton bertulang
Dimensi	:	- Panjang : 8,8111 m - lebar : 8,8111 m - Tinggi : 2,2028 m
Volume	:	171.01196 m <sup>3</sup>
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp 31.366.194.430,9868

**13. KATION EXCHANGER**

Kode	:	KEU
Fungsi	:	Mengikat kation dari air keluaran <i>anion exchanger</i>
Jenis	:	<i>Down Flow Cation Exchanger</i>

Volume : 6.22762 m<sup>3</sup>

Dimensi : - Diameter bed : 2.72518 m  
- Tinggi : 1.5682 m

Jumlah : 1 buah

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

Harga : \$ 266.962,9707

#### **14. ANION EXCHANGER**

Kode : AEU

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler

Jenis : *Down Flow Anion Exchanger*

Dimensi : - Diameter bed : 2.1109 m  
- Tinggi bed : 1,2010 m

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

Harga : \$ 400.444,4561

**15. DAERATOR**

Kode	:	DAU
Fungsi	:	Menghilangkan kandungan gas dalam air terlarut terutama $O_2$ , $CO_2$ , $NH_3$ , dan $H_2S$ .
Jenis	:	<i>Cold Water vacuum Deaerator</i>
Volume	:	17,48966 m <sup>3</sup>
Dimensi	:	- Diameter : 4,72015 m - Tinggi: 5,38895 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 266.962,9707

**16. TANGKI LARUTAN NaCl (TU-05)**

Kode	:	TU-05
Fungsi	:	Menyiapkan dan menyimpan larutan NaCl untuk regenerasi <i>ion exchanger</i>

Jenis : *Silinder vertikal*

Volume : 0,0275 m<sup>3</sup>

Dimensi : - Diameter : 0,44961 m  
- Tinggi : 0,89382 m

Jumlah : 1 buah

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

Harga : \$ 1994,0580

#### **17. TANGKI LARUTAN NAOH (TU-06)**

Kode : TU-06

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH  
untuk regenerasi *ion exchanger*

Jenis : *Silinder vertikal*

Volume : 0,39508 m<sup>3</sup>

Dimensi : - Diameter : 0,67090 m  
- Tinggi : 1,34180 m

Jumlah : 1 buah  
Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*  
Harga : \$ 2.534,1029

#### **18. TANGKI UMPAN BOILER (TU-07)**

Kode : TU-07  
Fungsi : Menampung air umpan boiler  
Jenis : *Tangki silinder pepengaduk*  
Volume : 15,35098 m<sup>3</sup>  
Dimensi : - Diameter : 3,08403 m  
- Tinggi : 4,62605 m  
Jumlah : 1 buah  
Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*  
Harga : \$ 22.778,35557

#### **19. BOILER FEED WATER TANK (TU-08)**

Kode : TU-08



Fungsi	:	Mencampur kondensat sirkulasi dan <i>make up</i> air umpan bioler sebelum diumpankan dibangkitkan sebagai steam dalam boiler
Jenis	:	<i>Tangki silinder pepengaduk</i>
Volume	:	15,35098 m <sup>3</sup>
Dimensi	:	- Diameter : 3,0840 m - Tinggi : 4,6261 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 63477.5868

## **20. BOILER-01**

Kode	:	BOU-01
		Menyediakan steam jenuh pada tekanan 10
Fungsi	:	atm
Tipe	:	<i>Firer tube boiler</i>
Jumlah	:	1 buah

Kapasitas steam	:	2341,12593 kg/jam
Tekanan	:	10 atm
Suhu	:	338°F
Bahan bakar	:	fuel gas
Kebutuhan bahan bakar	:	2914,31091 kg/jam
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 73.355,5664

## 21. BOILER-02

Kode	:	BOU-02
Fungsi	:	Menyediakan steam jenuh pada tekanan 10atm
Tipe	:	<i>Firer tube boiler</i>
Jumlah	:	1 buah
Kapasitas steam	:	3393,3190 kg/jam

Tekanan	:	10 atm
Suhu	:	473°F
Bahan bakar	:	fuel gas
Kebutuhan bahan bakar	:	2914,31091 kg/jam
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$91.654,2000

## **22. BOILER-03**

Kode	:	BOU-03
Fungsi	:	Menyediakan steam jenuh pada tekanan 10 atm
Tipe	:	<i>Firer tube boiler</i>
Jumlah	:	1 buah
Kapasitas steam	:	7532,4701 kg/jam
Tekanan	:	10 atm
Suhu	:	266°F

Bahan bakar : fuel gas

Kebutuhan bahan bakar : 2914,31091 kg/jam

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

Harga : \$ 147.784,3613

### **23. BOILER-04**

Kode : BOU-04

Menyediakan steam jenuh pada tekanan 10

Fungsi : atm

Tipe : *Firer tube boiler*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas steam : 8268,3302 kg/jam

Tekanan : 10 atm

Suhu : 374°F

Bahan bakar : fuel gas

Kebutuhan bahan

bakar : 2914,31091 kg/jam

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

Harga : \$ 156.369,9372

#### **24. BOILER-05**

Kode : BOU-05

Menyediakan steam jenuh pada tekanan 10

Fungsi : atm

Tipe : *Firer tube boiler*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas steam : 7124,7169 kg/jam

Tekanan : 10 atm

Suhu : 446°F

Bahan bakar : fuel gas

Kebutuhan bahan

bakar : 2914,31091 kg/jam

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

Harga : \$ 143.033,6182

## 25. BOILER-06

Kode : BOU-06

Menyediakan steam jenuh pada tekanan 10

Fungsi : atm

Tipe : *Firer tube boiler*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas steam : 22.467,3828 kg/jam

Tekanan : 10 atm

Suhu : 626°F

Bahan bakar : fuel gas

Kebutuhan bahan

bakar : 2914,31091 kg/jam

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

Harga : \$ 284910,8899

**26. BOILER-07**

Kode	:	BOU-07
		Menyediakan steam jenuh pada tekanan 10
Fungsi	:	atm
Tipe	:	<i>Firer tube boiler</i>
Jumlah	:	1 buah
Kapasitas steam	:	40,4942 kg/jam
Tekanan	:	10 atm
Suhu	:	266°F
Bahan bakar	:	fuel gas
Kebutuhan bahan bakar	:	2914,31091 kg/jam
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 6430,0296

**27. BOILER-08**

Kode	:	BOU-08
		Menyediakan steam jenuh pada tekanan 10
Fungsi	:	atm
Tipe	:	<i>Firer tube boiler</i>
Jumlah	:	1 buah
Kapasitas steam	:	11,1098 kg/jam
Tekanan	:	10 atm
Suhu	:	410°F
Bahan bakar	:	fuel gas
Kebutuhan bahan bakar	:	2914,31091 kg/jam
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 2.959,3789

**28. BLOWER (BWU)**

Kode	:	BWU
------	---	-----



Fungsi	:	Mengalirkan udara segar ke dalam Boiler
Tipe	:	<i>Centrifugal Blower</i>
Jumlah	:	1 buah
Kapasitas Blower	:	69943,46172 kg/jam
Tekanan	:	1 atm
Suhu	:	35°C
Head Blower	:	1563,27017 ft-lbf/lbm
Gas Horse Power	:	162,33 Hp
Power Motor	:	150 Hp
Harga	:	\$ 8.516,958

## **29. KOMPRESOR (KU)**

Kode	:	KU
Fungsi	:	Menyediakan udara tekan 4 atm untuk keperluan alat instrumentasi dan kontrol yang bekerja secara pneumatic
Tipe	:	<i>Single Stage Centrifugal Compressor</i>

Jumlah	:	1 buah
Kebutuhan udara		
total	:	13,44 m <sup>3</sup> /jam
Tekanan	:	3,7211 atm
Suhu	:	35°C
<i>Head Blower</i>	:	27.521,1960 ft-lbf/lbm
<i>Gas Horse Power</i>	:	2,30830 Hp
<i>Power Motor</i>	:	5 Hp
Harga	:	\$ 8.516,9582

### **30. TANGKI BAHAN BAKAR**

Kode	:	TU-09
Fungsi	:	Menyimpan kebutuhan bahan bakar
Jenis	:	<i>Tangki Silinder dengan conical roof</i>
Volume	:	1502,1533 m <sup>3</sup>
Dimensi	:	- Diameter : 17.21622 m

- Tinggi: 6.45608 m

Jumlah : 1 buah

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

Harga : \$ 356.319,5729

### **31. GENERATOR**

Kode : GU

Fungsi : Membangkitkan listrik untuk kebutuhan proses, umum dan utilitas

Jenis : *Generator Diesel*

Kebutuhan Bahan : 428,4318 kg/jam

Bakar

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 312.689,3064

### **32. TANGKI ALUM**

Kode : TU-02

Fungsi	:	Menampung tawas yang akan digunakan pada <i>flokulator</i>
Jenis	:	<i>Silinder vertikal with conical roof and flat bottom</i>
Volume	:	$1,51 \times 10^{-2} \text{ m}^3$
Dimensi	:	- Diameter : 0,2126 m - Tinggi: 0,4252 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 357,1685

### **33. TANGKI KAPORIT**

Kode	:	TU-04
Fungsi	:	Menampung kaporit yang akan digunakan pada bak penampung 05
Jenis	:	<i>Silinder vertikal with conical roof and flat bottom</i>

Volume	:	$1,51 \times 10^{-2} \text{ m}^3$
Dimensi	:	- Diameter : 0,2126 m - Tinggi: 0,4252 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 357,1685

#### **34. POMPA UTILITAS – 01**

Kode	:	PU-01
Fungsi	:	Mengalirkan air dari sungai menuju Bak Pengendap awal (BU- 01) dengan kecepatan 49875,23215 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	- Diameter Nominal : 6 in - <i>Inside Diameter (ID)</i> : 6,065 in - <i>Schedule Number</i> : 40

Spesifikasi pompa : - Kapasitas pompa: 182,9658 gpm

- Head pompa :

- *Velocity head* : 0,0585 ft
- *Static head* : 4,47812 ft
- *Pressure head* : 0 ft
- *Friction head* : 8,9178 ft
- *Total Head* : 13,4544 ft

Power pompa : 3,3953 Hp

Power motor : 5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 637.525,3947

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

### 35. POMPA UTILITAS – 02

Kode : PU-02

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Pengendap awal (BU- 01) menuju *Flokulator*

dengan kecepatan 4987,23215 kg/jam

Tipe : *Centrifugal pump*

Dimensi pipa : - Diameter Nominal : 6 in

- *Inside Diameter (ID)* : 6,065 in

- *Schedule Number* : 40

- Kapasitas pompa: 182,9658 gpm

Spesifikasi pompa : - Head pompa :

- *Velocity head* : 5,6234 ft
- *Static head* : 1,8535 ft
- *Pressure head* : 0 ft
- *Friction head* : 0,1757 ft
- *Total Head* : 7,6526 ft

Power pompa : 1,9312 Hp

Power motor : 5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 2396,7966

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

### 36. POMPA UTILITAS – 03

Kode : PU-03

Fungsi : Mengalirkan air dari *Flokulator* menuju  
Clarifier dengan kecepatan 49875,23215  
kg/jam

Tipe :  
*Centrifugal pump*

Dimensi pipa :  
- Diameter Nominal : 6 in  
  
- *Inside Diameter (ID)* : 6,065 in  
  
- *Schedule Number* : 40

Spesifikasi pompa :  
- Kapasitas pompa: 182,9658 gpm

- Head pompa :

- *Velocity head* : 5,6234 ft
- *Static head* : 1,8535 ft
- *Pressure head* : 0 ft
- *Friction head* : 0,1757 ft



- Total Head : 7,6526 ft

Power pompa	:	1,9312 Hp
Power motor	:	5 Hp
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	\$ 2396,7966
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>

### 37. POMPA UTILITAS – 04

Kode	:	PU-04
Fungsi	:	Mengalirkan air dari <i>Clarifier</i> menuju Bak penampung (BU-02) dengan kecepatan 49875,23215 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	- Diameter Nominal : 6 in - <i>Inside Diameter (ID)</i> : 6,065 in - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	- Kapasitas pompa: 182,9658 gpm

- Head pompa :

- *Velocity head* : 5,6234 ft
- *Static head* : 1,8535 ft
- *Pressure head* : 0 ft
- *Friction head* : 0,1757 ft
- *Total Head* : 7,6526 ft

Power pompa	:	1,9312 Hp
Power motor	:	5 Hp
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	\$ 2396,7966
Bahan	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Konstruksi		

### **38. POMPA UTILITAS – 05**

Kode	:	PU-05
Fungsi	:	Mengalirkan air dari Bak Penampung

(BU- 02) menuju *Sand Filter* dengan

kecepatan 49875,23215 kg/jam

Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	- Diameter Nominal : 6 in - <i>Inside Diameter</i> (ID) : 6,065 in - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	- Kapasitas pompa: 182,9658 gpm - Head pompa : <ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Velocity head</i> : 5,6234 ft</li> <li>• <i>Static head</i> : 1,8535 ft</li> <li>• <i>Pressure head</i> :0 ft</li> <li>• <i>Friction head</i> : 0,1757 ft</li> <li>• Total Head : 7,6526 ft</li> </ul>
Power pompa	:	1,9312 Hp
Power motor	:	5 Hp
Jumlah	:	1 buah
		\$ 2396,7966

Harga : *Carbon steel SA 285 Grade C*

Bahan :

### 39. POMPA UTILITAS – 06

Kode : PU-06

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Penampung sementara (BU- 03) menuju bak sirkulasi air pendingin (BU-05) dengan kecepatan 35627,49238 kg/jam

Tipe : *Centrifugal pump*

Dimensi pipa :

- Diameter Nominal : 6 in
- *Inside Diameter (ID)* : 6,065 in
- *Schedule Number* : 40
- Kapasitas pompa: 130,6984 gpm

Spesifikasi pompa :

- Head pompa :
  - *Velocity head* : 0,0298 ft
  - *Static head* : 0 ft

- *Pressure head* :0 ft
- *Friction head* : 0,1932 ft
- *Total Head* : 0,2230 ft

Power pompa		0,0402 Hp
Power motor	:	0,5 Hp
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	\$ 1958,7180
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
	:	

#### **40. POMPA UTILITAS – 07**

Kode	:	PU-07
Fungsi	:	Mengalirkan air dari Bak Penampung sementara (BU- 03) menuju tangki klorinator dengan kecepatan 4.013,7500 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>

Dimensi pipa	:	- Diameter Nominal : 2 in
		- <i>Inside Diameter (ID)</i> : 2,375 in
		- <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	- Kapasitas pompa: 14,7243 gpm
		- Head pompa :
		<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Velocity head</i> :0,0163 ft</li> <li>• <i>Static head</i> : 1,5112 ft</li> <li>• <i>Pressure head</i> :0 ft</li> <li>• <i>Friction head</i> : 0,08166 ft</li> <li>• Total Head : 1,6092 ft</li> </ul>
Power pompa	:	0,0338 Hp
Power motor	:	0,5 Hp
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	\$ 528,4829
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>

#### 41. POMPA UTILITAS – 08

Kode	:	PU-08
Fungsi	:	Mengalirkan air <i>Cooling Tower</i> untuk menyuplai cooler-cooler dan kembali ke Bak penampung air pendingin (BU-05) dengan kecepatan 142509,96951 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	- Diameter Nominal : 10 in - <i>Inside Diameter (ID)</i> : 10,02 in - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	- Kapasitas pompa: 522,7935 gpm - Head pompa : <ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Velocity head</i> : 0,0641 ft</li><li>• <i>Static head</i> : 0 ft</li><li>• <i>Pressure head</i> : 0 ft</li><li>• <i>Friction head</i> : 0,4072 ft</li><li>• Total Head : 0,4713 ft</li></ul> 0,2549 Hp

Power pompa	:	0,5 Hp
Power motor	:	1 buah
Jumlah	:	
Harga	:	\$ 4499,9523
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>

#### 42. POMPA UTILITAS – 09

Kode	:	PU-09
Fungsi	:	Mengalirkan air dari Tangki Klorinator (TU-01) menuju Bak Distribusi dengan kecepatan 142509,96951 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	- Diameter Nominal : 10 in - <i>Inside Diameter (ID)</i> : 10,02 in - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	- Kapasitas pompa: 522,7935 gpm - Head pompa :



- *Velocity head* : 0,0641 ft
- *Static head* : 0 ft
- *Pressure head* : 0 ft
- *Friction head* : 0,4072 ft
- *Total Head* : 0,4173 ft

Power pompa	:	0,2549 Hp
Power motor	:	0,5 Hp
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	\$ 4499,9523
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>

#### 43. POMPA UTILITAS – 10

Kode	:	PU-10
Fungsi	:	Mengalirkan air dari bak air pendingin (BU- 05) menuju <i>cooling tower</i> dengan kecepatan 91077,85291 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>

Dimensi pipa	:	- Diameter Nominal : 10 in
		- <i>Inside Diameter</i> (ID) : 10,02 in
	:	- <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	- Kapasitas pompa: 334,1164 gpm
		- Head pompa :
		<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Velocity head</i> : 0,0262 ft</li> <li>• <i>Static head</i> : 0,0091 ft</li> <li>• <i>Pressure head</i> : 0 ft</li> <li>• <i>Friction head</i> : 0,31189 ft</li> <li>• <i>Total Head</i> : 0,1562 ft</li> </ul>
Power pompa	:	0,0034 Hp
Power motor	:	0.0502 Hp
		1 buah
Jumlah	:	
		\$ 3439,9207
Harga	:	
		<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Bahan Konstruksi	:	

**44. POMPA UTILITAS – 11**

Kode	:	PU-11
Fungsi	:	Mengalirkan air dari bak air pendingin (BU- 05) menuju <i>cooling tower</i> dengan kecepatan 87044,98453 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	- Diameter Nominal : 10 in  - <i>Inside Diameter</i> (ID) : 10,02 in
Spesifikasi pompa	:	- <i>Schedule Number</i> : 40  - Kapasitas pompa: 319,3219 gpm  - Head pompa : <ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Velocity head</i> : 0,0239 ft</li><li>• <i>Static head</i> : 0,6855 ft</li><li>• <i>Pressure head</i> : 0 ft</li><li>• <i>Friction head</i> : 0,1096 ft</li><li>• Total Head : 0,8191 ft</li></ul>
Power pompa	:	0,2546 Hp

Power motor : 0,5 Hp  
Jumlah : 1 buah  
Harga \$ 4648,5226  
Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

#### 45. POMPA UTILITAS – 12

Kode : PU-12  
Fungsi : Mengalirkan air dari tangki anion ke tangki kation dengan kecepatan 87044,98453 kg/jam  
Tipe : *Centrifugal pump*  
Dimensi pipa :  
- Diameter Nominal : 10 in  
- *Inside Diameter (ID)* : 10,02 in  
Spesifikasi pompa :  
- *Schedule Number* : 40  
- Kapasitas pompa: 319,3219 gpm  
- Head pompa :  
• *Velocity head* : 0,0239 ft

- *Static head* : 0,6855 ft
- *Pressure head* : 0 ft
- *Friction head* : 0,1096 ft
- *Total Head* : 0,8191 ft

Power pompa : 0,2546 Hp

Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 4648,5226

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

#### **46. POMPA UTILITAS – 13**

Kode : PU-13

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki kation menuju *daerator* dengan kecepatan 35627,49238 kg/jam

Tipe : *Centrifugal pump*

Dimensi pipa : - Diameter Nominal : 6 in

- *Inside Diameter (ID)* : 6,065 in

- *Schedule Number* : 40

Spesifikasi pompa : - Kapasitas pompa: 130,6984 gpm

- Head pompa :

- *Velocity head* : 0,0298 ft

- *Static head* : 4 ft

- *Pressure head* : 0 ft

- *Friction head* : 0,1932 ft

Power pompa • Total Head : 4,2230 ft

Power motor : 0,8013 Hp

Jumlah : 1,5 Hp

Harga : 1 buah

Bahan Konstruksi : \$ 1958,7180

*Carbon steel SA 285 Grade C*

#### **47. POMPA UTILITAS – 14**

Kode : PU-14

Fungsi : Mengalirkan air dari *daerator* menuju tangki

		umpan boiler dengan kecepatan 35627,49238
Tipe	:	kg/jam
Dimensi pipa	:	<i>Centrifugal pump</i>
		- Diameter Nominal : 6 in
		- <i>Inside Diameter (ID)</i> : 6,065 in
Spesifikasi pompa	:	- <i>Schedule Number</i> : 40
		- Kapasitas pompa: 130,6984 gpm
		- Head pompa :
		<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Velocity head</i> : 0,0298 ft</li> <li>• <i>Static head</i> : 4 ft</li> <li>• <i>Pressure head</i> : 0 ft</li> <li>• <i>Friction head</i> : 0,1932 ft</li> </ul>
Power pompa	:	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Total Head : 4,2230 ft</li> </ul>
Power motor	:	0,8013 Hp
Jumlah	:	0,1667 Hp

Harga : 1 buah

Bahan Konstruksi : \$ 1958,7180

*Carbon steel SA 285 Grade C*

#### **48. POMPA UTILITAS – 15**

Kode : PU-15

Fungsi : Mengalirkan air dari *Boiler Feed Water Tank* menuju Boiler dengan kecepatan 51169,94886 kg/jam

:

*Centrifugal pump*

Tipe :

- Diameter Nominal : 8 in

Dimensi pipa

- *Inside Diameter (ID)* : 7,981 in

:

- *Schedule Number* : 40

- Kapasitas pompa: 187,7154 gpm

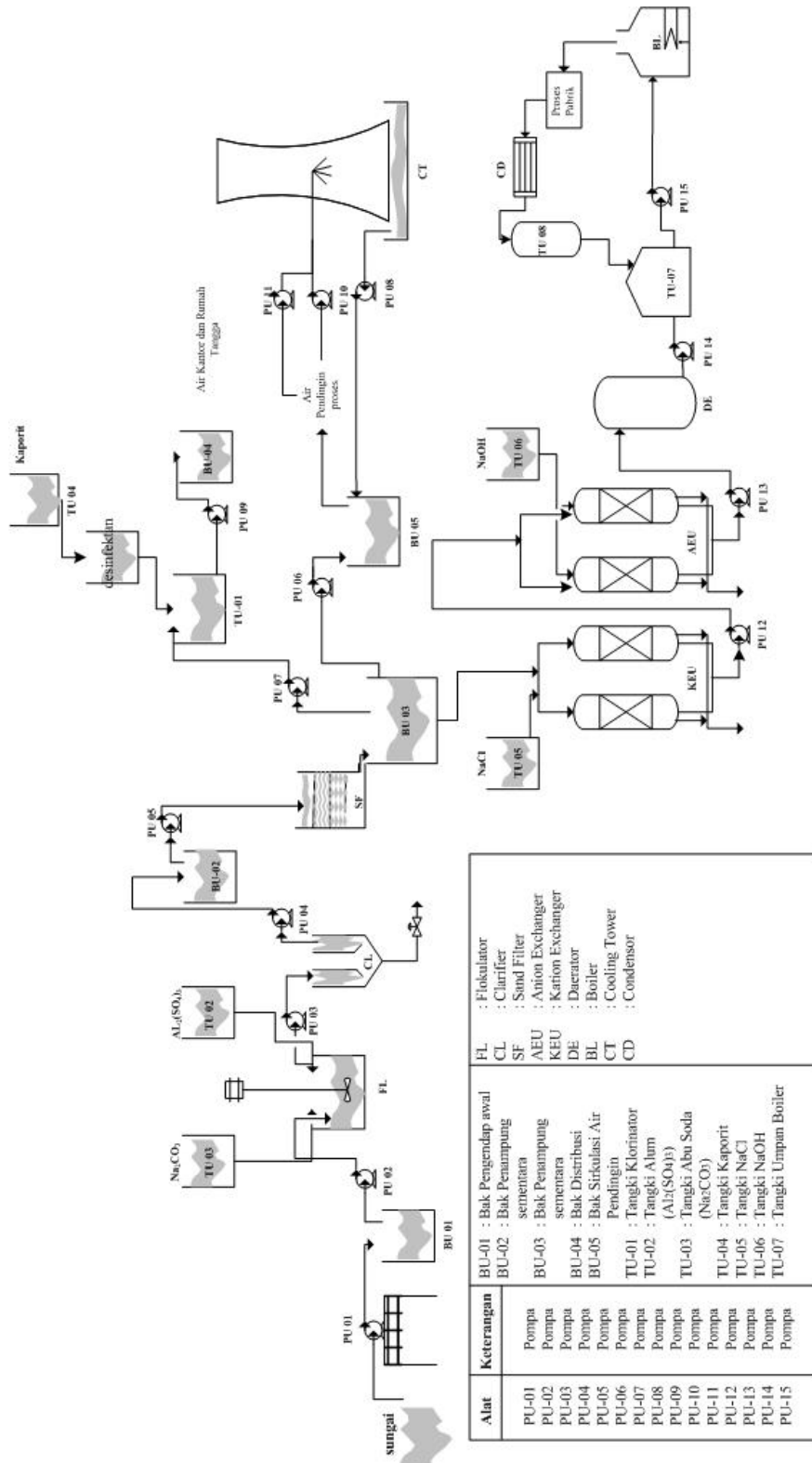
- Head pompa :

Spesifikasi pompa

- *Velocity head* : 0,0205 ft
- *Static head* : 9 ft
- *Pressure head* : 0 ft



		<ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Friction head</i> : 0,1042 ft</li><li>• <i>Total Head</i> : 9,1247 ft</li></ul>
	:	
	:	2,4025 Hp
Power pompa	:	3 Hp
Power motor		1 buah
Jumlah	:	\$ 2433,9393
Harga	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Bahan Konstruksi	:	



Alat	Keterangan	
PU-01	Pompa	BU-01 : Bak Pengendap awal
PU-02	Pompa	BU-02 : Bak Penampung sementara
PU-03	Pompa	BU-03 : Bak Penampung sementara
PU-04	Pompa	BU-04 : Bak Disribusi Air Pendingin
PU-05	Pompa	BU-05 : Bak Sirkulasi Air Pendingin
PU-06	Pompa	TU-01 : Tangki Klorinator (Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> )
PU-07	Pompa	TU-02 : Tangki Abu Soda (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> )
PU-08	Pompa	TU-03 : Tangki Kaporit
PU-09	Pompa	TU-04 : Tangki NaCl
PU-10	Pompa	TU-05 : Tangki NaOH
PU-11	Pompa	TU-06 : Tangki Urupan Boiler
PU-12	Pompa	
PU-13	Pompa	
PU-14	Pompa	
PU-15	Pompa	

HL	: Flokulator
CL	: Clarifier
SF	: Sand Filter
AEU	: Anion Exchanger
KEU	: Kation Exchanger
DE	: Daerator
BL	: Boiler
CT	: Cooling Tower
CD	: Condensor

Gambar 4.3 Diagram alir pengolahan air

#### 4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk menjalankan suatu proses produksi dalam suatu industri kimia, selain bahan baku dan bahan pembantu juga diperlukan bahan penunjang untuk kelancaran produksi lainnya, seperti: penyediaan air (air pendingin, air sanitasi, air umpan *boiler*), *steam* listrik dan pengadaan bahan bakar.

Unit pendukung proses ini disebut dengan unit utilitas. Dalam Unit *Naphtha Hydroterater* unit utilitasnya meliputi:

1. Unit pengadaan dan pengolahan air

Berfungsi untuk menyediakan dan mengolah air sanitasi, air pendingin, dan air proses (menghasilkan *steam*).

2. Unit pembangkit steam

Berfungsi sebagai pembangkit tenaga *steam* di *boiler* dan *blower*.

3. Unit pengadaan bahan bakar

Berfungsi menyediakan bahan bakar untuk *boiler* dan *generator*

4. Unit pengadaan udara tekan

Udara tekan digunakan untuk menjalankan sistem instrumentasi diseluruh area proses dan utilitas.

5. Unit penyedia dan penyaluran listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak alat proses maupun untuk penerangan listrik, disuplai dari *self generator* yang mampu memenuhi semua kebutuhan listrik pabrik.

## 6. Unit pengolahan limbah cair

Berfungsi untuk mengolah limbah cair yang dihasilkan dari alat proses sebelum dibuang ke lingkungan.

### **4.5.1 Unit Pengadaan dan pengolahan air**

Dalam memenuhi kebutuhan air, suatu industri pada umumnya menggunakan air sumur, air danau, air sungai, atau air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air.

Dalam perancangan unit NHT ini sumber air yang digunakan berasal dari air sungai di sekitar pabrik. Sebelum digunakan, di olah terlebih dahulu menjadi air bersih melalui empat tahapan, antara lain:

#### 1. Tahapan pengendapan

Tujuan dari pengendapan ini adalah untuk memisahkan suspensi lumpur dan kotoran.

#### 2. Tahapan penggumpalan

Tujuan dari panggumpalan ini adalah untuk menyatukan partikel halus yang tidak mengendap pada tahap pertama.

#### 3. Tahapan penyaringan

Tujuan dari penyaringan adalah untuk menyaring partikel halus yang tidak menyatu.

#### 4. Tahapan klorinasi, pelunakan dan daerasi

Tujuan dari tahap ini adalah membebaskan air dari mikroorganisme mineral-mineral dengan gas-gas terlarut.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

##### 1. Air proses dan air pendingin

Sumber air diambil dari air sungai yang telah mengalami pengolahan sehingga memenuhi syarat sebagai air proses dan air pendingin.

Pada umumnya air digunakan sebagai pendingin karena beberapa faktor :

- Air mudah diperoleh dalam jumlah yang besar
- Mudah dalam pengaturan dan pengolahan
- Dapat menyerap panas persatuan volume yang tinggi
- Tidak terdekomposisi

Air pendingin digunakan pada *heat exchanger* dan kondenser. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam air proses dan air pendingin adalah:

- Kesadahan (*hardness*) yang dapat menimbulkan kerak pada alat proses
- Besi, *Aluminium*, Asam organik dan beberapa logam yang larut dalam air yang dapat menyebabkan korosifitas

- Minyak yang merupakan penyebab terganggunya *film corotion inhibitor*, menurunkannya *heat transfer coefficient* dan dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan

## 2. Air umpan *reboiler*

Air yang digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu dilakukan pengolahan secara kimiawi.

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan *boiler* adalah sebagai berikut:

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi didalam *boiler* disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas yang terlarut, seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, dan NH<sub>3</sub>

- Zat yang menyebabkan kerak ( *scale forming* )

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat.

- Zat yang dapat menyebabkan *foaming*

Air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tak larut dalam jumlah yang besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi.

## 3. Air untuk kebutuhan umum (sanitasi)

Merupakan air yang digunakan untuk air untuk minum, karyawan, perumahan, keperluan laboratorium, bengkel, kebersihan, pertanaman dan lain-lain. Syarat air sanitasi meliputi :

a. Syarat fisik

- Suhu dibawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung zat organik dan zat anorganik
- Tidak beracun

c. Syarat bakteriologi

- Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri pantogen

Kebutuhan air meliputi:

- |   |  |
|---|--|
| a. Air untuk <i>make up boiler feed water</i> | = 10.233,9898 kg/jam                               |
| b. Air untuk <i>make up cooling water</i>     | = 35.627,4924 kg/jam                               |
| c. Air untuk keperluan umum                   | = <u>4.013,7500 kg/jam</u> +<br>49.875,2322 kg/jam |

#### 4.5.2 Unit Pembangkit *Steam*

*Steam* yang harus dibangkitkan adalah *steam* jenuh sebanyak 51169,94886 kg/jam untuk keperluan pemanas pada *heat exchanger*. Kebutuhan *steam* dipenuhi oleh 8 buah *boiler*.

#### 4.5.3 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada *generator*. Bahan bakar yang digunakan untuk *generator* adalah *fuel gas* dengan spesifikasi sebagai berikut:

- Jenis bahan bakar : *fuel gas*
- NHV : 18.358,7278 Btu/lb
- Densitas : 840 Kg/m<sup>3</sup>
- Kebutuhan *fuel gas* : 49,0698 Kg/jam

#### 4.5.4 Unit Pengadaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan untuk memenuhi kebutuhan instrumen, dengan tekanan sebesar 4 atm. Total kebutuhan udara instrumen adalah sebesar 14,784 m<sup>3</sup>/jam , yang dipenuhi oleh kompresor.



#### 4.5.5 Unit Penyediaan dan Penyaluran Listrik

Kebutuhan tenaga listrik di suatu industri dapat diperoleh dari :

1. Disuplai dari PLN
2. Pembangkit tenaga listrik sendiri

Pada perancangan Unit *Naphtha Hydrotreater* kebutuhan tenaga listrik dipenuhi dari PLN dan *generator set* sebagai cadangan untuk menghindari gangguan-gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. *Generator AC* yang digunakan jenis *generator AC 3 fase* yang mempunyai keuntungan:

- Tenaga listrik stabil
- Daya kerja lebih besar
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit
- Motor tiga fase harganya lebih murah dan sederhana

Kebutuhan listrik Unit *Naphtha Hydrotreater* ini dapat dibagi sebagai berikut:

1. Listrik untuk keperluan proses sebesar 294,4054 Kw
2. Kebutuhan listrik untuk penerangan, kantor, laboratorium, dan lain-lain sebesar 73,60134 Kw
3. Kebutuhan listrik untuk keperluan instrumentasi dan ruang kontrol sebesar 14,72027 Kw

Adapun perincian kebutuhan listrik untuk alat proses dan alat utilitas disajikan pada tabel dibawah ini:

**Tabel 4.2** Perincian kebutuhan listrik untuk alat proses

<b>No</b>	<b>Alat Proses</b>	<b>Jumlah Daya</b>
1	Pompa-01	20,0000 Hp
2	Pompa -02	3,000 Hp
3	Pompa-03	10,0000 Hp
4	Pompa-04	10,000 Hp
5	Kompresor-01	3,000 Hp
6	Kompresor-02	7,500 Hp
	Total	53,5000 Hp

**Tabel 4.3** Perincian kebutuhan listrik untuk alat utilitas

<b>No</b>	<b>Alat Proses</b>	<b>Jumlah Daya</b>
1	Premix Tank	100,0000 Hp
2	Clarifier	0,5000 Hp
3	Tangki Klorinator	0,7500 Hp
4	Cooling Tower (Fan)	20,000 Hp
5	Cooling Tower (Fan)	7,5000 Hp
6	Blower	150,0000 Hp
7	Kompresor Udara	4,0000 Hp

8	Pompa U-01	3,0000 Hp
9	Pompa U-02	1,5000 Hp
10	Pompa U-03	1,5000 Hp
11	Pompa U-04	0,5000 Hp
12	Pompa U-05	1,5000 Hp
13	Pompa U-06	0,5000 Hp
14	Pompa U-07	0,5000 Hp
15	Pompa U-08	0,5000 Hp
16	Pompa U-09	1,0000 Hp
17	Pompa U-10	0,5000 Hp
18	Pompa U-11	0,5000 Hp
19	Pompa U-12	1,0000 Hp
20	Pompa U-13	1,0000 Hp
21	Pompa U-14	1,0000 Hp
22	Pompa U-15	3,0000 Hp
	Total	300.2500 Hp

Total Pemakaian listrik = kebutuhan proses + kebutuhan utilitas

$$= 53,500 \text{ Hp} + 300,2500 \text{ Hp}$$

$$= 353.7500 \text{ Hp} = 289,8981 \text{ Kw}$$

### **Kebutuhan Listrik Alat Instrumentasi dan Kontrol**

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat instrumentasi dan kontrol diperkirakan sebesar 5% dari kebutuhan alat proses dan utilitas = 19,45625 Hp atau sebesar 14,49491 kw.

### **Kebutuhan Listrik Laboratorium, Rumah Tangga dan lain – lain**

Jumlah kebutuhan listrik untuk laboratorium, rumah tangga dan lain-lain diperkirakan sebesar 25% dari kebutuhan alat proses dan utilitas = 97,28125 Hp atau sebesar 72,47453 kw

### **Kebutuhan Listrik Total**

Jumlah kebutuhan listrik total sebesar : 505,8625 Hp

Faktor daya diperkirakan 80% : 632,3281 Hp

Energi sebesar ini diperoleh dengan membeli dari PLN, namun juga disediakan generator cadangan berkeuatan 2000 kVA jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik kurang.

#### **4.5.6 Unit Pengolahan Limbah Cair**

Limbah merupakan suatu masalah yang membutuhkan perhatian besar, sehingga perlu penanganan khusus dalam pengolahannya agar tidak mencemari lingkungan disekitarnya. Unit *Naphtha Hydrotreater* menghasilkan limbah cair.

Limbah cair dihasilkan dari sistem pendinginan, air berminyak dari pompa, air sanitasi, air hujan, dan air buangan laboratorium. Air buangan sanitasi, laboratorium dan air hujan yang berasal dari seluruh kawasan pabrik dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi *chlorin*. *Chlorin* ini berfungsi sebagai disinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain. Pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak dibagian atas dialirkan ketungku pembakar, sedangkan air dibagian bawah dialirkan kepenampungan akhir, kemudian dibuang.

Air buangan dari alat proses diharapkan tidak mengandung zat-zat yang dapat mencemari lingkungan di sekitar pabrik.

### ***Laboratorium***

Keberadaan laboratorium dalam suatu pabrik sangat penting untuk mengendalikan mutu hasil produksi. Laboratorium memiliki program-program kerja untuk menganalisa arus-arus disetiap unit yang dianggap penting dan berpengaruh. Dengan data yang diperoleh dari laboratorium, maka proses produksi akan dijaga dan dikontrol mutu produk sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Disamping

itu berperan dalam pengendalian pencemaran lingkungan, baik udara maupun limbah cair.

Tugas-tugas laboratorium antara lain :

1. Memeriksa bahan baku dan bahan penunjang yang akan digunakan
2. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
3. Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
4. Memeriksa kadar zat-zat yang dapat mengakibatkan pencemaran pada buangan pabrik

## **4.6 Organisasi Perusahaan**

### **4.6.1 Bentuk Perusahaan**

Untuk perusahaan-perusahaan berskala besar biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/ korporasi). PT merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Bentuk Perseroan Terbatas memiliki cirri-ciri sebagai berikut:

1. Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan itu oleh

pemerintah, maka ijin diberikan. Dengan ijin ini, perusahaan secara sah dilindungi hukum dalam mengatur pengelolaan intern perusahaan.

## 2. Badan hukum terpisah dari pemiliknya (Pemegang Saham)

Maksudnya adalah perusahaan ini didirikan bukan terdiri dari perkumpulan pemegang saham, tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila terjadi seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kekuatan hukum. Kegiatan-kegiatan tidak terpengaruh olehnya.

## 3. Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar

Perseroan terbatas cocok untuk perusahaan berskala besar dengan aktivitas – aktivitas yang kompleks. Berdasarkan keterangan diatas maka Unit *Naphtha Hydroterater* yang didirikan direncanakan mempunyai :

- a. Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT/Korporasi)
- b. Lapangan usaha : Industri *Naphtha Hydroterater*
- c. Lokasi perusahaan : Cilacap, Jawa Tengah

Alasan dipilihnya perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa pertimbangan sebagai berikut:

- a. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan

- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- c. Pemilik dan pemegang perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi dewan komisaris.
- d. Kelangsungan hidup perusahaan, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya maupun karyawan perusahaan.
- e. Efisiensi dari manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris juga direktur utama yang cakap dan berpengalaman.
- f. Lapangan usaha lebih luas, suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

#### **4.6.2 Struktur Perusahaan**

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang ada dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut. Karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi didalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:



1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Pendelegasian wewenang
3. Pembagian tugas kerja yang jelas
4. Kesatuan pemerintah atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
5. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan pedoman terhadap azas-azas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *Line and Staff*. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasannya saja.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau *line*, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai *staff*, yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Dewan Komisaris mewakili para pemegang saham dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya. Tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik & Produksi dan Direktur

Keuangan & Umum. Direktur Teknik & Produksi membawahi kepala bagian produksi; teknik; keselamatan; kesehatan kerja dan lingkungan, serta kepala bagian litbang. Direktur Keuangan & Umum membawahi kepala bagian pemasaran, administrasi & keuangan serta kepala bagian personalia & umum. Masing-masing kepala bagian membawahi kepala seksi. Kepala seksi ini akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur perusahaan tersebut adalah sebagai berikut berikut :

1. Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, dan wewenang
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

### **4.6.3 Tugas dan Wewenang**

#### **4.6.3.1 Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian pabrik dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang berwenang untuk :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

#### **4.6.3.2 Dewan Komisaris**

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber – sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas Direktur
3. Membantu Direktur dalam tugas-tugas yang penting.

#### **4.6.3.3 Direktur Utama**

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaan kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham
4. Mengkoordinir kerjasama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum

#### **4.6.3.4 Direktur**

Bertugas membantu Direktur Utama didalam pelaksanaan operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Disini terdapat dua direktur, antara lain:

1. Direktur Teknik dan Produksi, Tugasnya:

- a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang operasi dan teknik
  - b. Mengkoordinasi, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
2. Direktur Keuangan dan Umum, Tugasnya:
- a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
  - b. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

#### **4.6.3.5 Kepala Bagian**

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

Kepala bagian terdiri dari:

##### **1. Kepala Bagian Produksi**

Kepala Bagian Produksi bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksinya.

Kepala Bagian Produksi membawahi:

##### **a. Seksi Laboratorium**

Tugas Seksi Laboratorium :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa produk
- Mengawasi kualitas buangan pabrik

## 2. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertugas bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi.

Tugas Kepala Bagian Teknik :

- a. Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas
- b. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

- a. Seksi Pemeliharaan Peralatan

Tugas Seksi Pemeliharaan Peralatan antara lain:

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Memperbaiki peralatan pabrik

## 3. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan dan Lingkungan membawahi :

- a. Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Tugas Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja antara lain:

- Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
- Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.
- Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja
- Menciptakan suasana aman dilingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

b. Seksi Pengolahan Limbah

Tugas Seksi Pengolahan Limbah antara lain:

- Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan diseluruh pabrik
- Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

4. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang) bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan.

Kepala Bagian Litbang membawahi:

a. Seksi Penelitian

Tugas Seksi Penelitian antara lain:

Melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi dan efektivitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

b. Seksi Pengembangan

Tugas Seksi Pengembangan antara lain:

Merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan plant, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

5. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

a. Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain:

- Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli
- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

b. Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran:

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.



- Mengatur distribusi barang dari gudang.

6. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan bertanggung jawab langsung kepada Manajer Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan membawahi:

a. Seksi Administrasi

Tugas Seksi Administrasi antara lain:

Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah pajak.

b. Seksi Kas

Tugas Seksi kas antara lain:

- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan
- .Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang, dan membuat prediksi keuangan masa depan.

7. Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala Bagian personalia dan Umum bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan.

Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi:

a. Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain:

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

b. Seksi Humas

Tugas Seksi Humas antara lain:

Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

c. Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain:

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada diperusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan kedalam lingkungan perusahaan.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

#### **4.6.3.6 Kepala Seksi**

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar

diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagiannya masing-masing sesuai dengan seksinya.

#### **4.6.4 Status Karyawan dan Sistem Penggajian**

Pada Unit *Naphtha Hydrotreater* ini, sistem penggajian karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian.

Menurut status karyawan dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

1. Karyawan Tetap

Adalah karyawan yang telah memenuhi syarat-syarat yang ditentukan, diterima, dipekerjakan, dan mendapat balas jasa serta terikat dalam hubungan kerja dengan perusahaan untuk jangka waktu yang tidak terbatas.

2. Karyawan Harian

Adalah karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan dalam jangka waktu yang terbatas, hubungan kerja diatur dalam suatu perjanjian, dengan berpedoman pada Peraturan Menteri Tenaga Kerja No. PER/02/MEN/1993. Hak-hak karyawan kontrak dapat disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan dalam kontrak tersebut.

3. Karyawan Borongan

Adalah karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan atas dasar pekerjaan harian yang bersifat insidental atau sewaktu-waktu dan tidak terus-

menerus, maksimal selama tiga bulan disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan didalam kontrak yang dimaksud.

#### 4.6.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Unit *Naphtha Hydrotreater* beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang lain dapat digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shutdown*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

##### 1. Karyawan Non-Shif

Karyawan non-shift adalah para karyawan yang tidak menagani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non-shift yaitu direktur, staf ahli, kepal bagian, kepala seksi, bagian pemasaran, bagian administrasi, personalia dan umum. Karyawan non-shift dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut :

Jam kerja

Hari Senin – Kamis : Jam 08.00 – 15.00

Dengan waktu istirahat 12.00 – 13.00

Hari Jumat : Jam 08.00 – 17.00

Dengan waktu istirahat 11.30 – 13.00

Hari Sabtu : Jam 08.00 – 15.00

Dengan waktu istirahat 12.00 – 13.00

## 2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift antara lain operator produksi, sebagian seksi proses, sebagian seksi laboratorium, sebagian seksi pemeliharaan, sebagian seksi utilitas, sebagian karyawan K3 dan lingkungan, serta seksi keamanan. Karyawan shift bekerja selama 8 jam dalam sehari, dengan pengaturan jam shift sebagai berikut :

Shift I : Jam 07.00 – 15.00 WIB

Shift II : Jam 15.00 – 23.00 WIB

Shift III : Jam 23.00 – 07.00 WIB

Kelompok kerja regu/shift diatur secara bergiliran dengan 5 hari kerja 1 hari libur untuk shift I dan 5 hari kerja 2 hari libur untuk shift II dan shift III.

Pengaturan tugas seorang pegawai shift:

- 5 hari tugas sebagai shift I : 1 hari libur
- 5 hari tugas sebagai shift II : 2 hari libur
- 5 hari tugas sebagai shift III : 2 hari libur

- 5 hari tugas sebagai shift I : 1 hari libur, dst.

Hari minggu dan hari libur umum, petugas shift tidak libur.

**Tabel 4.4.** Penjadwalan tugas pegawai shift

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A	I	I	I	I	I	-	II	II	II	II
B	-	II	II	II	II	II	-	-	III	III
C	II	-	-	III	III	III	III	III	-	-
D	III	III	III	-	-	I	I	I	I	I

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
A	II	-	-	III	III	III	III	III	-	-
B	III	III	III	-	-	I	I	I	I	I
C	I	I	I	I	-	-	II	II	II	II
D	-	II	II	II	II	II	-	-	III	III

Keterangan :

A,B,C,D : Regu yang bertugas

1 , 2, 3, ..... : Hari berurutan ke...

I , II, III, ... : shift

- : libur

Hari ke 21 kembali lagi seperti hari 1 dan seterusnya.

#### 4.6.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

##### 4.6.6.1 Jabatan dan Prasyarat

**Tabel 4.5** Jabatan dan prasyarat

No	Jabatan	Prasyarat
1	Direktur	Sarjana Teknik Kimia
2	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Sekretaris	Akademi sekretaris
5	Kepala Bagian Umum dan Personalia	Sarjana Psikologi
6	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
7	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Bagian Administrasi & Keuangan	Sarjana Ekonomi

9	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Kimia
10	Kepala Bagian Litbang	Sarjana Teknik Kimia
11	Kepala Bagian K3	Sarjana Teknik lingkungan
12	Kepala Seksi Humas	Sarjana Komunikasi
13	Kepala Seksi Personalia	Sarjana Psikologi
14	Kepala Seksi Keamanan	Sarjana Muda / D3
15	Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi
16	Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Administrasi Negara
17	Kepala Seksi Kas	Sarjana Ekonomi
18	Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia
19	Kepala Seksi Penelitian	Sarjana Teknik Kimia
20	Kepala Seksi Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
21	Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Teknik Kimia
22	Kepala Seksi Produksi	Sarjana Teknik Kimia
23	Kepala Seksi Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
24	Kepala Seksi Pengendalian proses	Sarjana Teknik Kimia
25	Kepala Seksi K3	Sarjana Teknik Lingkungan
26	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	Sarjana Teknik Lingkungan
27	Karyawan Personalia	SMU/Sederajat



28	Karyawan Humas	SMU/Sederajat
29	Karyawan Keuangan/kas	SMU/Sederajat
30	Karyawan Administrasi	SMU/Sederajat
31	Karyawan Pemasaran	SMU/Sederajat
32	Karyawan Pembelian	SMU/Sederajat
33	Karyawan utilitas	SMU/Sederajat
34	Karyawan Produksi	SMU/Sederajat
35	Karyawan Penelitian	SMU/Sederajat
36	Karyawan Pengolahan Limbah	SMU/Sederajat
37	Karyawan K3	SMU/Sederajat
38	Karyawan Pengendalian Proses	SMU/Sederajat
39	Karyawan Pemadam kebakaran	SMU/Sederajat
40	Karyawan Pemeliharaan Alat	SMU/Sederajat
41	Karyawan Laboratorium	SMU/Sederajat
42	Medis	Dokter
43	Paramedis	Akademi Perawat
44	Sopir	SMP/SMU
45	<i>Cleaning Service</i>	SMP/SMU

#### 4.6.6.2 Perincian Jumlah Karyawan

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

**Tabel 4.6** Perincian jumlah karyawan proses

No	Nama alat	Jumlah alat	Jumlah orang
1	Reaktor	1	4
2	Flash Deum	1	3
3	Separator	2	4
4	Heat Exchanger	7	9
5	Condenser	2	4
7	Tangki	2	2
8	Laboran		3
9	Cooling tower	2	2
10	Air Plant	1	1
11	Boiler	3	3
12	Generator	1	3
13	Water Treating	1	4
	Jumlah		42

Untuk perincian jumlah karyawan kantor dapat dijabarkan sebagai berikut :

**Tabel 4.7** Perincian jumlah karyawan kantor

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Sekretaris	2
5	Kepala Bagian Umum dan personalia	1
6	Kepala Bagian Pemasaran	1
7	Kepala Bagian Keuangan	1
8	Kepala Bagian Teknik	1
9	Kepala Bagian Produksi	1
10	Kepala Bagian k3	1
11	Kepala Bagian Litbang	1
12	Kepala Seksi Personalia	1
13	Kepala Seksi Humas	1
14	Kepala Seksi Keamanan	1
15	Kepala Seksi Pembelian	1
16	Kepala Seksi Pemasaran	1
17	Kepala Seksi Administrasi	1
18	Kepala Seksi Kas/anggaran	1
19	Kepala Seksi Produksi	1

**Lanjutan Tabel 4.7**

No	Jabatan	Jumlah
20	Kepala Seksi Pengendalian proses	1
21	Kepala Seksi Laboratorium	1
22	Kepala Seksi Penelitian	1
23	Kepala Seksi Pengembangan	1
24	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
25	Kepala Seksi Utilitas	1
26	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	1
27	Karyawan Personalia	4
28	Karyawan Humas	3
29	Karyawan Security/keamanan	9
30	Karyawan Pembelian	4
31	Karyawan Pemasaran	4
32	Karyawan Administrasi	3
33	Karyawan kas	3
34	Karyawan Produksi	32
35	Karyawan Pengendalian	4
36	Karyawan Laboratorium	6
37	Karyawan Pemeliharaan	4
38	Karyawan Utilitas	12
39	Karyawan KKK	3

40	Karyawan penelitian	4
41	Karyawan Pemadam kebakaran	4
42	Dokter	1
43	Perawat	3
44	Sopir	4
45	Cleaning Service	10
	Total	144

Untuk Perincian Jumlah gaji karyawan disajikan dalam tabel dibawah ini :

**Tabel 4.8** Perincian golongan gaji karyawan

No	Jabatan	Gaji per bulan
1	Direktur	Rp 20.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	Rp 15.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	Rp. 15.000.000
4	Sekretaris	Rp. 1.800.000
5	Kepala Bagian Umum dan personalia	Rp. 8.000.000

**Lanjutan Tabel 4.8**

No	Jabatan	Gaji per bulan
6	Kepala Bagian Pemasaran	Rp. 8.000.000
7	Kepala Bagian Keuangan	Rp. 8.000.000
8	Kepala Bagian Teknik	Rp. 8.000.000
9	Kepala Bagian Produksi	Rp. 8.000.000
10	Kepala Bagian K3	Rp. 8.000.000
11	Kepala Bagian litbang	Rp. 8.000.000
12	Kepala Seksi Personalialia	Rp. 4.500.000
13	Kepala Seksi Humas	Rp. 4.500.000
14	Kepala Seksi Keamanan	Rp. 4.500.000
15	Kepala Seksi Pembelian	Rp. 4.500.000
16	Kepala Seksi Pemasaran	Rp. 4.500.000
17	Kepala Seksi Administrasi	Rp. 4.500.000
18	Kepala Seksi Kas/anggaran	Rp. 4.500.000
19	Kepala Seksi Proses	Rp. 4.500.000
20	Kepala Seksi Pengendalian proses	Rp. 4.500.000

**Lanjutan Tabel 4.8**

No	Jabatan	Gaji per bulan
21	Kepala Seksi Laboratorium	Rp. 4.500.000
22	Kepala Seksi Penelitian	Rp. 4.500.000
23	Kepala Seksi Pengembangan	Rp. 4.500.000
24	Kepala Seksi Pemeliharaan	Rp. 4.500.000
25	Kepala Seksi Utilitas	Rp. 4.500.000
26	Kepala seksi Pengolahan Limbah	Rp. 4.500.000
27	Karyawan Personalia	Rp. 2.000.000
28	Karyawan Humas	Rp. 2.000.000
29	Karyawan Security/keamanan	Rp. 2.000.000
30	Karyawan Pembelian	Rp. 2.000.000
31	Karyawan Pemasaran	Rp. 2.000.000
32	Karyawan Administrasi	Rp. 2.000.000
33	Karyawan kas	Rp. 2.000.000
34	Karyawan Proses	Rp. 2.500.000
35	Karyawan Pengendalian	Rp. 2.500.000
36	Karyawan Laboratorium	Rp. 2.000.000

37	Karyawan Pemeliharaan	Rp. 2.000.000
38	Karyawan Utilitas	Rp. 2.000.000
39	Karyawan KKK	Rp. 2.000.000
40	Karyawan Litbang	Rp. 2.000.000
41	Karyawan Pemadam kebakaran	Rp. 2.000.000
42	Dokter	Rp. 4.500.000
43	Perawat	Rp. 2.000.000
44	Sopir	Rp. 1.000.000
45	Cleaning Service	Rp. 750.000.

#### 4.6.7 Jaminan Sosial

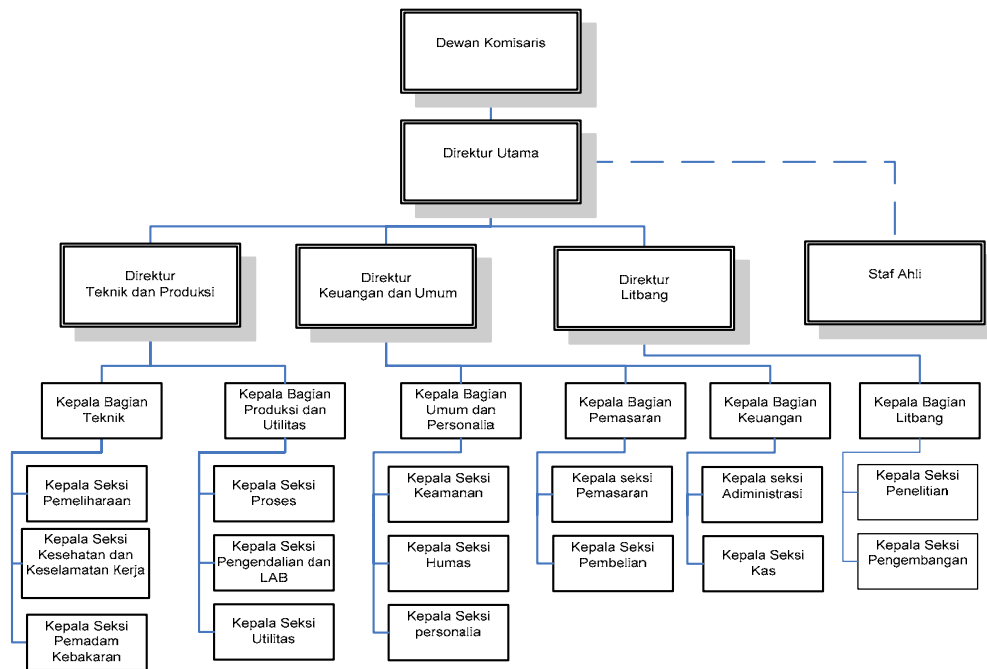
Jaminan sosial merupakan hal yang penting untuk diperhatikan dalam suatu perusahaan. Jadi disamping gaji yang diterima setiap bulan, perusahaan juga memberikan jaminan lain yang berupa :

Tunjangan : - Jabatan

- Anak, istri
- Perumahan/ kesehatan
- Transportasi



## STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN



**Gambar 4.4.** Struktur Organisasi Perusahaan

Keterangan : - - - - - : Orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

\_\_\_\_\_ : Orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rang mencapai tujuan

#### 4.7 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi terhadap suatu pabrik bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang memenuhi uji kelayakan untuk didirikan ataukah tidak. Uji kelayakan ini meliputi besaran-besaran yang masing-masing dinyatakan dalam bentuk angka-angka yaitu : *Return of Investment (ROI)*, *Return of Sales*, *Pay Out Time (POT)*, *Break Even Point (BEP)*, *Shut Down Point (SDP)*, *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*. Untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak maka dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

1. *Return Of Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Break Even Point*
4. *Shut Down Point*
5. *Discounted Cash Flow*

Untuk meninjau faktor-faktor di atas perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*).
  - b. Modal kerja (*Working Capital*).
2. Penentuan biaya produksi total (*Production Cost*) yang terdiri atas:
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*).

- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*).
- 3. Total penjualan/pendapatan.
- 4. Analisa kelayakan.

#### 4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga.

Dalam menentukan harga peralatan, digunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$N_x = N_y \times \frac{E_x}{E_y}$$

Dimana :  $N_x$  : nilai indeks pada tahun x.

$N_y$  : nilai indeks pada tahun y.

$E_x$  : harga alat pada tahun x.

$E_y$  : harga alat pada tahun y.

Jenis indeks yang digunakan adalah “*Chemical Engineering Plant Cost Index (CEP Cost Index)*”. Data *CEP Cost Index* adalah sebagai berikut (*Chemical Engineering*, Juli 2000):

Tahun 1987 = 324,0000

Tahun 1988 = 343,0000

Tahun 1989 = 355,0000

Tahun 1990 = 357,6000

Tahun 1991 = 361,3000

Tahun 1992 = 358,2000

Tahun 1993 = 359,2000

*Evaluasi cost index* didekati dengan persamaan linear (*least square method*), diekstrapolasi untuk tahun 2012 sehingga diperoleh harga index sebesar 449.92.

Harga alat dihitung dengan cost index mengikuti persamaan :

$$Cx = Cy \left( \frac{Ix}{Iy} \right)$$

dengan :

Cx = harga alat tahun x ;      Ix = index harga tahun x

Cy = harga alat tahun y ;      Iy = index harga tahun y

Harga alat untuk jenis yang sama dengan kapasitas berbeda dihitung dengan cara *six tenth factor* :

$$C_b = C_a \left( \frac{I_b}{I_a} \right)^z$$

dengan :

$C_b$  = harga alat pada kapasitas  $I_b$

$C_a$  = harga alat pada kapasitas  $I_a$

$z$  = eksponen, bergantung pada jenis alat, umumnya  $z = 0,6$

Harga peralatan berpedoman pada Aries & Newton, “*Chemical Engineering Cost Estimation*” tahun 1954, dengan indeks harga sebesar 86,1.

#### 4.7.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam evaluasi ekonomi ini yakni :

Kapasitas produksi : 990.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 hari

Nilai kurs 1 US\$ : Rp. 11.800,00

Pabrik didirikan : Tahun 2012

Ongkos buruh asing : 25 US\$/man-hour.

Ongkos buruh Indonesia : Rp. 25.000/man-hour

Komposisi buruh : 95% tenaga Indonesia dan 5% tenaga asing.

Perbandingan manhour asing terhadap manhour lokal adalah 1 : 2.

Umur alat umumnya 10 tahun.

### **4.7.3 Perhitungan Biaya**

Perhitungan biaya terdiri atas:

1. *Fixed Capital Investment*

*Fixed Capital Investment* adalah investasi yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.

2. *Working Capital*

*Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari pabrik selama waktu tertentu.

3. *Manufacturing Cost*

*Manufacturing Cost* merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*, yang berkaitan dengan produk.

4. *Direct Manufacturing Cost*

*Direct Manufacturing Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

5. *Indirect Manufacturing Cost*

*Indirect Manufacturing Cost* adalah pengeluaran sebagai akibat tidak langsung dari suatu operasi pabrik.

6. *Fixed manufacturing Cost*

*Fixed Manufacturing Cost* adalah harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

7. *General Expense*

*General Expense*/pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan, yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

#### 4.7.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik tergolong layak atau tidak untuk didirikan, maka dilakukan evaluasi/analisa kelayakan yang meliputi:

1. *Return Of Investment (ROI)*

*Return of Investment* adalah kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan. ROI dinyatakan dalam bentuk persentase terhadap modal tetap, yang dirumuskan sebagai berikut :

$$\text{ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

Harga ROI minimum sebelum pajak untuk industri dengan resiko tinggi adalah 44% dan untuk resiko rendah 11%.

$$\text{ROI sebelum pajak : ROI} = \frac{\text{Profit before taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\text{ROI sesudah pajak : ROI} = \frac{\text{Profit after taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

## 2. *Pay Out Time* (POT)

*Pay Out Time* adalah jumlah tahun yang dibutuhkan untuk pengembalian *Capital Investment* dengan keuntungan per tahun sebelum dikurangi penyusutan. POT dirumuskan sebagai berikut :

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit} + 0,1\text{FCI}}$$

Harga POT maksimum sebelum pajak untuk industri beresiko tinggi adalah 2 tahun dan untuk resiko rendah adalah 5 tahun.

$$\text{POT sebelum pajak : POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit before taxes} + 0,1 \text{ FCI}}$$

$$\text{POT sesudah pajak : POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit after taxes} + 0,1 \text{ FCI}}$$



### 3. *Break Event Point* (BEP)

*Break Even Point* adalah titik impas, yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan ataupun kerugian.

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa} + 0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \times 100\%$$

### 4. *Shut Down Point* (SDP)

*Shut Down Point* adalah titik dibawah BEP, dimana pada titik tersebut total pengeluaran tetap per tahun akan sama dengan selisih antara penjualan dan biaya total per tahun. SDP dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \times 100\%$$

### 5. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Dihitung dengan persamaan :

$$\text{FC} + \text{WC} = \text{C} \times \left[ \frac{1}{1+i} + \frac{1}{(1+i)^2} + \dots + \frac{1}{(1+i)^n} \right] + \frac{\text{WC} + \text{SV}}{(1+i)^n}$$

Dimana :  $n$  = umur pabrik (tahun)

Dengan cara *trial & error* diperoleh harga  $i$ .

#### 4.7.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian unit *Naphtha Hydrotreater* memerlukan rencana biaya PPC, FC, MC, WC, *General Expense*. Hasil rancangan masing-masing perhitungan disajikan pada **Tabel 4.9** sampai **Tabel 4.19**.

**Tabel 4.9** Hasil perhitungan *Physical Plant Cost* (PPC)

<i>No</i>	<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost</i>	
		<i>\$</i>	<i>Rp</i>
1	Harga alat (DEC)	75,644,393.63	
2	Instalasi	7,624,954.88	101.181.940.912,80
3	Pemipaan	53,162,879.84	116.991.619.180,43
4	Instrumentasi	9,168,100.51	9.485.806.960,58
5	Isolasi	4,992,529,98	15.809.678.267,63
6	Listrik	6,051,551.49	
7	Bangunan		93.000.000.000,00
8	Utilitas	5.877.759,91	48.822.812.008,39
9	Biaya pembelian dan perbaikan tanah		60.000.000.000,00
	<b>Total PPC</b>	<b>162,522,170.23</b>	<b>445.291.857.329,82</b>

**Tabel 4.10** Hasil perhitungan *Fixed Capital* (FC)

<i>No</i>	<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost</i>	
		<i>\$</i>	<i>Rp</i>
2	<i>Direct Plant Cost</i>	203,152,712.78	144.465.647.412,37
3	<i>Constructor's fee</i>	20,315,271.28	14.446.564.741,24
4	<i>Contingency Cost</i>	30,472,906.92	21.669.847.111,86
	Total FC	<b>253,940,890.98</b>	<b>695.768.527.077,84</b>

**Tabel 4.11** Hasil perhitungan *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

<i>No</i>	<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost (Rp)</i>
1	<i>Raw Material</i>	10.497.127.769.197.90
2	<i>Labour Cost</i>	5.041.200.000,00
3	Supervisi	504.120.000,00
4	<i>Maintenance</i>	302.472.000,00
5	<i>Plant Supplies</i>	45.370.800,00
6	<i>Royalti and Patent</i>	371.399.940.000,00
7	Utilitas	5.319.896.298,00
	Total DMC	<b>10.825.740.768.295.90</b>

**Tabel 4.12** Hasil perhitungan *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

<i>No</i>	<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost (Rp)</i>
1	<i>Payroll Overhead</i>	1.008.240.000,00
2	Laboratorium	1.008.240.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	2.520.600.000,00
4	<i>Packaging and Shipping</i>	1.586.999.700.000,00
	Total IMC	<b>1.591.536.780.000,00</b>

**Tabel 4.13** Hasil perhitungan *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

<i>No</i>	<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost (Rp)</i>
1	<i>Depreciation</i>	369.227.104.063,12
2	<i>Property Taxes</i>	73.845.420.816,62
3	<i>Insurance</i>	36.992.710.406,31
	Total FMC	<b>479.995.235.282,06</b>

**Table 4.14** Hasil perhitungan total *Manufacturing Cost* (MC)

<i>No</i>	<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost (Rp)</i>
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	<b>10.825.740.768.295,90</b>
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	<b>1.591.536.780.000,00</b>
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	<b>479.995.235.282,06</b>
	Total MC	<b>12.897.272.783.577,90</b>

**Tabel 4.15** Hasil perhitungan *Working Capital (WC)*

<i>No</i>	<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost (Rp)</i>
1	<i>Raw Material Inventory</i>	874.760.647.433,16
2	<i>In Process Inventory</i>	8.060.795.486,74
3	<i>Product Inventory</i>	1.074.772.731.964,83
4	<i>Available Cash</i>	1.322.499.750.000,00
5	<i>Extended Credit</i>	1.074.772.731.964,83
	Total WC	<b>4.354.866.656.852,67</b>

**Tabel 4.16** Hasil perhitungan *General Expense*

<i>No</i>	<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost (Rp)</i>
1	Administrasi	515.890.911.343,12
2	<i>Sales Expense</i>	902.809.094.850,46
3	<i>Research</i>	515.890.911.343,12
4	<i>Finance</i>	241,414,130,924.51
	Total	2,176,005,048,461.20

**Tabel 4.17** Hasil perhitungan total *Production Cost*

<i>No</i>	<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost (Rp)</i>
1	<i>Manufacturing Cost</i>	12.897.272.783.577,90
2	<i>General Expense</i>	2,176,005,048,461.20
	Total	15,073,277,832,039.10

**Tabel 4.18** Hasil perhitungan *Variabel Cost* (Va)

<i>No</i>	<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost (Rp)</i>
1	<i>Raw Material</i>	10,497,127,769,197.90
2	<i>Utilitas</i>	5,319,896,298.00
3	<i>Transport and Packaging</i>	1,586,999,700,000.00
4	<i>Royalty and Patent</i>	317,399,940,000.00
	<b>Total</b>	<b>12,406,847,305,496</b>

**Tabel 4.19** Hasil perhitungan *Regulated Cost* (Ra)

<i>No</i>	<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost (Rp)</i>
1	<i>Labour Cost</i>	5,041,200,000.00
2	<i>Supervision</i>	504,120,000.00
3	<i>Payroll Overhead</i>	1,008,240,000.00
4	<i>General Expense</i>	7.529.073.435,12
5	<i>Maintenance</i>	2,176,005,048,461.20
6	<i>Plant Supplies</i>	45,370,800.00
7	<i>Laboratorium</i>	1,008,240,000.00
8	<i>Plant Overhead</i>	1,008,240,000.00
	<b>Total</b>	<b>2,186,435,291,261</b>

#### 4.7.6 Hasil analisa Kelayakan

Dari analisa kelayakan pabrik, diperoleh hasil sebagai berikut :

Total Production Cost = Rp. 15,073,277,832,039.10

Profit before taxes = Rp. 796.719.167.960,87

Profit after taxes = Rp. 398.359.583.980,44

ROI before taxes = 22.01 %

ROI after taxes = 11 %

POT before taxes = 3,1668 tahun

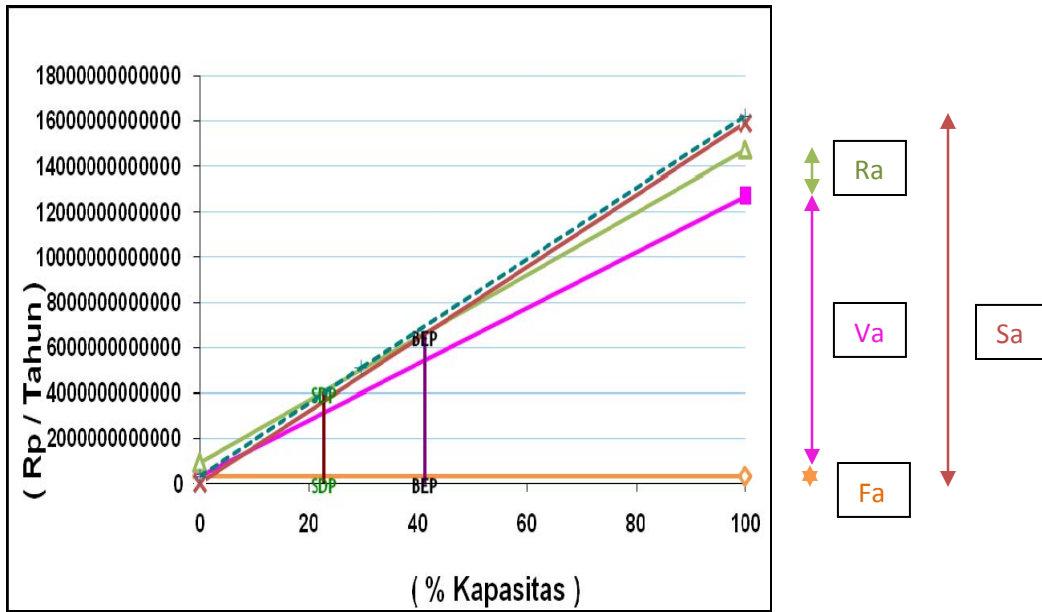
POT after taxes = 4,8102 tahun

Break Even Point (BEP) = 41,34 %

Shut Down Point (SDP) = 22,74 %

Discounted Cash Flow (DCF) = 28,80 %

Berdasarkan hasil tersebut diatas, dapat disimpulkan bahwa Unit *Naphtha Hydrotreater* ini menarik untuk didirikan.



Gambar 4.5 Grafik hubungan antara BEP dan SDP terhadap % kapasitas

Keterangan :

- : Fixed annual (Fa)
- : Variabel annual (Va)
- : Regulated annual (Ra)
- : Sales annual (Sa)



## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Ditinjau dari proses yang beroperasi pada tekanan moderat, prospek pemasaran yang cerah, pengadaan bahan baku yang relative mudah serta pembuangan limbah yang telah disesuaikan dengan standar perlindungan pabrik, maka pabrik ini digolongkankan dalam kualifikasi pabrik yang beresiko rendah. Hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:

1. Keuntungan yang diperoleh:
  - Sebelum pajak Rp. 796.719.167.960,87/tahun
  - Sesudah pajak Rp. 398.359.583.980,44/tahun
2. Return On Investment (ROI):
  - Sebelum pajak 22,01 %
  - Sesudah pajak 11 %
3. Pay Out Time (POT):
  - Sebelum pajak 3,1668 tahun
  - Sesudah pajak 4,8102 tahun
4. Break Even Point ( BEP ) pada 41,34 % dan Shut Down Point ( SDP ) adalah 22,74 %

5. Discounted Cash Flow Rate ( DCFR ) sebesar 28,80 %. Suku bunga deposito di bank saat ini 8-10 % (Media Massa: Bisnis Indonesia, edisi 14 September 2006)

Dari hasil analisa ekonomi diatas dapat diambil kesimpulan bahwa Unit Naphtha Hydrotreater dengan kapasitas 3000 ton/hari ini layak didirikan. Untuk itu disarankan kepada para pengusaha dan pemilik modal untuk mempertimbangkan dan mengkaji lebih lanjut tentang pendirian Unit Naphtha Hydrotreater ini.

### DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., *"Chemical Engineering Cost Estimation"*, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1955.
- Biro Pusat Statistik, *"Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia"*, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta, 2000-2004.
- Bland, F. William, and Davidson Robert L., *"Petroleum Processing Handbook"*, Mc Graw Hill Book Company, USA, 1967.
- Brown, G.G., *"Unit Operation"*, Modern Asia Edition, John Willey and Sons. Inc., New York, 1978.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., *"Process Equipment Design"*, 2<sup>nd</sup> Ed., John Willeyand Sons. Inc., New York, 1959.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., *"Chemical Engineering Design"*, 6<sup>nd</sup> Ed., vol 6, Pergamon Pess, Oxford, 1983.
- Fogger, Scott H., *"Elements of Chemical Reaction Engineering"*, 3<sup>rd</sup> ed, Prentice Hall International Inc., USA, 1999.
- Geankoplis, J.Christie., *"Transport Process and Unit Operation"*, Prentice Hall International, 1978.
- Hague , 1970, *"Hydrotreating / Hydrodesulphurization Process Guide"* 2<sup>nd</sup> ed, Shell Internationale Petroleum Maatschapij B.V., Netherland.
- Kern, D.Q., *"Process Heat Transfer"*, International Student Edition, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1983.

- Ketta, Mc. J. John, *"Chemical Processing Handbook"*, Marcel Dekker Inc, New York, 1993.
- Kirk, K.E., and Ortmer, D.F., *"Encyclopedia of Chemical Technology"*, John Wiley and Sons. Inc., New York.
- Ludwing, E.E., *"Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant"*, vol 1,2,3, Gulf Publishing Company, Houston, 1965.
- Perry, J.H., and Chilton, C.H., *"Chemical Engineering Hand Book"*, 6<sup>th</sup> Ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1984.
- Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., *"Plant Design and Economic for Chemical Engineer's"*, 3<sup>rd</sup> ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1968.
- Powell, S., *"Water Condition for Industry"*, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York. 1954.
- Rase, H.F., *"Chemical Reaktor Design for Process Plant vol. I and II, Principles and Techniques"*, Wiley and Sons, Inc, New York, 1977.
- Rase, H.F., and Barrow M.H., *"Project Engineering of Process Plants"*, Wiley and Sons, Inc, New York, 1957.
- Schmidt, F. Paul, *"Fuel Oil Manual"*, 3<sup>rd</sup> edition, Industrial Press inc, USA, 1969.
- Shreve, R.N., and Brink, J.A., *"Chemical Process Industries"*, 4<sup>rd</sup> edition, Mc Graw Hill International Book Company, New York, 1977.
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., *"Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic"*, 3<sup>rd</sup> edition, Mc. Graw Hill Book Kogokusha Ltd,

Tokyo,1975.

Sularso., "*Pompa dan Kompresor*", cetakan VI, P.T. Pradnya Paramita, Jakarta, 1996.

Treyball, E., "*Mass Transfer Operation*", International Student Edition, Koagakusha Company, Tokyo.

Ullrich, G.D., "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*", John Willey and Sons. Inc., New York, 1984.

Wallas, S.M., "*Chemical Process Equipment*", Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company, Tokyo, 1959.

Wijayanti, D.A dan Khuzimah S., "*Evaluasi Performance Katalis (R – 134) Pada Unit CCR di Kilang Paraxylene Cilacap*",Laporan Kerja Praktek PT PERTAMINA (PERSERO) Unit Pengolahan IV, Cilacap.2007.

# LAMPIRAN

## LAMPIRAN A

### REAKTOR

Tugas : Menghilangkan senyawa sulfur yang terkandung dalam umpan *naphtha* dengan gas  $H_2$ , menjadi gas  $H_2S$ . Umpan sebanyak 125.000 kg/jam dengan kandungan sulfur 2 %.

Jenis : Reaktor Katalitik *Fixed Bed Singletube*.

Kondisi operasi reaksi desulfurisasi dari *naphtha* adalah :

Suhu umpan : 265 °C

Tekanan : 10 atm

Fase : Gas

Katalisator : Co/Mo dengan penyangga Alumina

Bentuk : Silinder

Diameter : 2,8 mm

Panjang : 5 mm

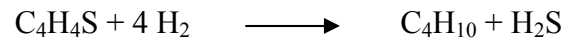
Bulk density : 0,63 kg/m<sup>3</sup>

Reaksi : Endotermis

Reaktan mendifusi ke katalis dan reaksi terjadi pada permukaan katalis. Reaktor beroperasi secara non isothermal dan non adiabatik. Reaktan masuk pada suhu 265 °C dan tekanan 10 atm. Konversi yang didapat adalah 99 %, karena masih ada sebagian

reaktan yang belum bereaksi maka diperlukan *recycle* reaktan dari hasil atas *Flash drum*.

Persamaan reaksi yang terjadi adalah :



Dari jurnal AIChE 1973 \* *Chemistry and Engineering of Catalytic Hydrodesulfurization* \*, diperoleh data kecepatan reaksi desulfurisasi yang diberikan oleh persamaan kecepatan *Langmuir-Hinshelwood*, halaman 422 volume 19 adalah sebagai berikut :

$$r_{DS} = \frac{k K_T P_T P_{H_2}}{(1 + K_T P_T + K_{H_2S} P_{H_2S})^2}$$

dengan :

$P_T$  = tekanan parsial tiofen, atm

$P_{H_2S}$  = tekanan parsial hidrogen sulfida, atm

$P_{H_2}$  = tekanan parsial hidrogen, atm

$k$  = konstanta kecepatan reaksi, mol/kg sec atm

$K_T$  = konstanta kesetimbangan adsorpsi tiofen, /atm

$K_{H_2S}$  = konstanta kesetimbangan adsorpsi hidrogen sulfida, /atm

Harga konstanta kesetimbangan diperoleh dari jurnal AIChE 1973, halaman 422 volume 19, tabel 8. *Thiophene Hydrodesulfurization Kinetics : Parameter Values For Equations (1) and (2)* (Satter and Roberts, 1968).



Suhu, K	$10^9 \times k$ , moles/ (kg sec N/m <sup>2</sup> )	$10^4 \times K_T$ , (m <sup>2</sup> /N)	$10^4 \times$ $K_{H_2S}$ , (m <sup>2</sup> /N)	$10^{10} \times k'$ , moles/ (kg sec N/m <sup>2</sup> )	$10^3 \times$ $K'_T$ , (m <sup>2</sup> /N)	$10^4 \times$ $K'_{H_2S}$ , (m <sup>2</sup> /N)
508	3,5	4,2	3,1	3,0	9,7	9,0
524	6,6	2,3	1,3	12,0	1,2	1,9
538	6,9	2,5	0,55	-	0,0	1,3

Dari data diatas diperoleh hasil konstanta kesetimbangan untuk harga konstanta kesetimbangan kecepatan reaksi  $k$ , konstanta kesetimbangan kecepatan tiofen  $K_T$ , dan konstanta kesetimbangan kecepatan hidrogen sulfida  $K_{H_2S}$ .

### **PENYUSUNAN MODEL MATEMATIKA**

Asumsi :

- Kondisi *steady state* sudah tercapai
- Perpindahan massa karena difusi diabaikan
- Gas dianggap mengikuti hokum gas ideal
- Panas hilang ke lingkungan diabaikan
- Suhu dalam katalis seragam

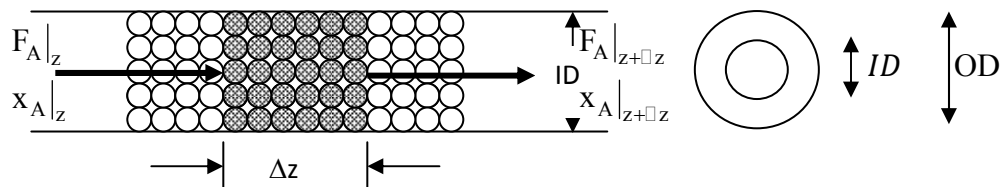
### **A. NERACA MASSA**

Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran *plug flow*, tidak ada gradien konsentrasi kearah radial (  $D/D_p = 8 - 50$  ). (Rase, 1977)
2. Dispersi aksial diabaikan (  $L/D_p \geq 100$  ). (Rase, 1977)
3. Gradien konsentrasi intra partikel dan interfase diabaikan.
4. *Steady state*

Penyusunan model neraca massa dilakukan dalam sebuah pipa berisi katalisator sepanjang  $\Delta z$  dengan konversi  $X_A$ .

$$\begin{aligned} \text{Elemen volume} &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \Delta z \\ &= A \times \Delta z \end{aligned}$$



Neraca massa A ( $C_4H_4S$ ) di fase gas pada elemen volume setebal  $\Delta z$  :

*Rate of mass input* – *Rate of mass output* – *Rate of reaction* = *Rate of accumulation*

$$(F_A|_z) - (F_A|_{z+\Delta z}) - (-r_A) \cdot \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot \rho_B = 0$$

$$\frac{(F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z)}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \frac{1}{4} \pi \cdot ID^2 \cdot \rho_B$$

dilimitkan dengan  $\Delta z \rightarrow 0$  , maka diperoleh :

$$\frac{dF_A}{dz} = -(-r_A) \cdot \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot ID^2 \cdot \rho_B$$

karena  $F_A = F_{A0} (1 - X_A)$

$$dF_A = -F_{A0} dX_A$$

$$-F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dz} = -(-r_A) \cdot \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot ID^2 \cdot \rho_B$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot \rho_B}{4 \cdot F_{A0}} \cdot (-r_A)$$

dengan :

$x$  = konversi total  $C_4H_4S$

$x_A$  = konversi utama

$z$  = tinggi *bed*, m

$ID$  = diameter dalam pipa, m

$\rho_B$  = densitas *bulk*,  $kg/m^3$

$F_{A0}$  = kecepatan umpan A ( $C_4H_4S$ ),  $kmol/jam$

## B. NERACA PANAS

Asumsi – asumsi yang diambil :

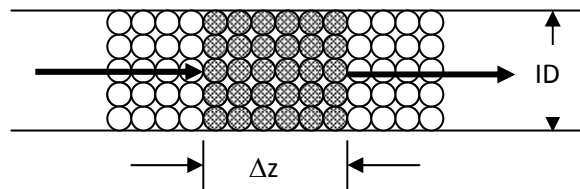
1. Aliran *plug flow*, tidak ada gradien konsentrasi kearah radial ( $D/D_p = 8 - 50$ ). (Rase, 1977)
2. Dispersi aksial diabaikan ( $L/D_p \geq 100$ ). (Rase, 1977)
3. Gradien konsentrasi intra partikel dan interfase diabaikan.
4. *Steady state*

5. Kapasitas panas gas ( $C_p$ ) dan viskositas gas ( $\mu$ ) merupakan fungsi suhu dan bukan fungsi jarak.

Penyusunan model neraca panas dilakukan dalam sebuah pipa berisi katalisator sepanjang  $\Delta z$  dengan konversi  $X_A$ , suhu gas  $T$ .

### Neraca panas fase gas pada elemen volume

*Rate of heat input – Rate of heat output – Rate of reaction = Rate of accumulation*



$$\sum F_i C_{p_i} (T - T_R) \Big|_Z - \sum F_i C_{p_i} (T - T_R) \Big|_{Z+\Delta Z} - (r_A) \left[ \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] (-\Delta H_R) \Delta z \cdot \rho_b = 0$$

$$\frac{\sum F_i C_{p_i} (T - T_R) \Big|_{Z+\Delta Z} - \sum F_i C_{p_i} (T - T_R) \Big|_Z}{\Delta z} = -(r_A) \left[ \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] (-\Delta H_R) \rho_b$$

$\lim \Delta z \rightarrow 0$

$$\sum F_i C_{p_i} \cdot \frac{dT}{dz} = -(r_A) \left[ \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] (-\Delta H_R) \rho_b$$

$$\frac{dT}{dz} = r_A \rho_b \frac{\left[ \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \right] (-\Delta H_R)}{\sum F_i C_{p_i}}$$

dengan :

$T$  = suhu gas, K

$C_{p_i}$  = kapasitas panas gas, J/kg/K

$\Delta H_R$  = panas reaksi, J/kmol

$T_R$  = suhu referensi, K

Agar katalisator Cobalt Molybdenum tidak rusak, maka suhu reaksi T dalam reaktor dibatasi sampai 265 °C. (Hague, 1970)

### C. PRESSURE DROP

*Pressure drop* pada pipa berisi katalisator dapat didekati dengan persamaan Ergun (Fogler, 1999) :

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho_g \cdot D_p} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} \cdot \left[ \frac{150 \cdot (1-\varepsilon) \cdot \mu}{D_p} \right] + 1,75G$$

dengan:

P = Tekanan gas, atm

$D_p$  = Diameter partikel katalis, m

G = *Mass flow rate* gas, kg/m<sup>2</sup>/jam

$\rho_g$  = Densitas gas, kg/m<sup>3</sup>

$\varepsilon$  = *Void fraction* (volum ruang kosong antar katalis/volum total reaktor)

gc = Konstanta percepatan gravitasi bumi (1,0065136 kg m/N jam)

$\mu$  = Viskositas gas yang mengalir melalui bed, kg/m jam

### DATA DAN ESTIMASI SIFAT – SIFAT FISIS

1. Berat Molekul Rata – Rata Gas (  $BM_G$  )

$$BM_G = \sum y_i BM_i$$

dengan :

$y_i$  = fraksi mol komponen i

$BM_i$  = berat molekul komponen i

## 2. Densitas Campuran Gas ( $\rho_G$ )

$$\rho_G = \frac{P \cdot BM_G}{R \cdot T}$$

dengan :

$\rho_G$  = densitas campuran gas,  $\text{kg/m}^3$

P = tekanan total, atm

R = konstanta gas ideal =  $8,206 \cdot 10^{-5} \text{ atm} \cdot \text{m}^3/\text{kgmol} \cdot \text{K}$

T = suhu campuran gas, K

$BM_G$  = berat molekul rata-rata gas,  $\text{kg/kgmol}$

## 3. Viskositas Campuran Gas ( $\mu_G$ )

$\mu_G = A + BT + CT^2$  dengan konstanta A, B, dan C ( *Chemical Properties Handbook*, Carl Yaws, 1999 ) sebagai berikut :

Komponen	A	B	C
Naphtha, $C_7H_{16}$	-10.378	2.4401E-01	-5.4003E-05
$C_4H_4S$	-23.815	3.6576E-01	-4.9330E-05
$H_2$	2.7758	2.1200E-01	-3.2800E-05
$CH_4$	3.844	4.0112E-01	-1.4303E-04
$C_2H_6$	0.514	3.3449E-01	-7.1071E-05
$C_3H_8$	-5.462	3.2722E-01	-1.0672E-04
$iC_4H_{10}$	-4.731	2.9131E-01	-8.0995E-05
$nC_4H_{10}$	-4.946	2.9001E-01	-6.9665E-05
$iC_5H_{12}$	-0.842	2.6759E-01	-6.8487E-05
$nC_5H_{12}$	-3.302	2.6746E-01	-6.6178E-05
$C_6H_{14}$	-8.222	2.6229E-01	-5.7366E-05
$H_2S$	-1.4839	5.10E-01	-1.26E-04
$C_4H_{10}$	-4.946	2.9001E-01	-6.9665E-05

Viskositas campuran gas dihitung dengan persamaan berikut :

$$\mu_G = \frac{\sum y_i \cdot \mu_i \cdot (BM_i)^{0.5}}{\sum y_i \cdot (BM_i)^{0.5}}$$

dengan :

$\mu_G$  = viskositas campuran gas, cP

$y_i$  = fraksi mol komponen i

$BM_i$  = berat molekul komponen i

#### 4. Entalpi reaksi ( $\Delta H_R$ )

Harga  $\Delta F_f$  untuk berbagai senyawa pada suhu standar 298 K adalah :

$$\Delta F_f \text{ C}_4\text{H}_{10} = -29,812 \text{ kcal / kmol}$$

$$\Delta F_f \text{ H}_2\text{S} = -4,77 \text{ kcal / kmol}$$

$$\Delta F_f \text{ C}_4\text{H}_4\text{S} = 0$$

$$\Delta F_f \text{ H}_2 = 0$$

( Coulson and Richardson, 1983 )

Entalpi reaksi dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H_R = \Delta H_{R,298} + \int_{298}^T (Cp_{\text{produk}} - Cp_{\text{reaktan}}) dT$$

$$\Delta H_{R|T} = \Delta H_{R|298 \text{ K}} + \int_{298}^T \Delta Cp \cdot dT$$

$$\Delta H_{R,298} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

dengan :

$\Delta H_{RT}$  = entalpi reaksi pada suhu T, J/mol

$\Delta H_{R298 K}$  = entalpi reaksi pada suhu referensi (25°C), J/mol

$\Delta C_p$  = beda kapasitas panas produk dengan reaktan, J/mol/K

$\Delta H_{f298 K}$  = entalpi pembentukan pada suhu referensi (25°C), J/mol

## 5. Kapasitas Panas Campuran Gas ( $\rho_{gas}$ )

Kapasitas panas gas

Komponen	A	B	C	D	E
Naphtha, C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	26.984	5.04E-01	-4.47E-05	-1.68E-07	6.52E-11
C <sub>4</sub> H <sub>4</sub> S	22.037	1.25E-01	2.45E-04	-3.39E-07	1.12E-10
H <sub>2</sub>	25.399	2.02E-02	-3.85E-05	-1.78E-08	-3.69E-12
CH <sub>4</sub>	34.942	-4.00E-02	1.92E-04	-1.53E-07	3.93E-11
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	28.146	4.34E-02	1.89E-04	-1.91E-07	5.33E-11
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	28.277	1.16E-01	1.96E-04	-2.33E-07	6.87E-11
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	6.772	3.41E-01	-1.03E-04	-3.68E-08	2.04E-11
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	20.058	2.82E-01	-1.31E-05	-9.46E-08	3.41E-11
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-0.881	4.75E-01	-2.48E-04	6.75E-08	-8.53E-12
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	26.671	3.23E-01	4.28E-05	-1.66E-07	5.60E-11
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	25.924	4.19E-01	-1.25E-05	-1.59E-07	5.88E-11
H <sub>2</sub> S	33.878	-1.12E-02	5.26E-05	-3.84E-08	9.03E-12
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	20.058	2.82E-01	-1.31E-05	-9.46E-08	3.41E-11

( Carl Yaws )

Kapasitas panas masing-masing gas dihitung dengan persamaan berikut

(Yaws,1999) :

$$C_{p_i} = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$$

dengan :



$C_{p_i}$  = kapasitas panas komponen i, J/mol/K

A,B,C,D = konstanta viskositas (Yaws,1999)

Kapasitas panas campuran gas dihitung dengan persamaan berikut:

$$C_{p_r} = \sum \frac{y_i \cdot C_{p_i}}{BM_i}$$

dengan :  $C_{p_r}$  = kapasitas panas campuran gas, J/mol/K

## 6. Konduktivitas Panas Campuran Gas

Konduktivitas panas masing-masing gas dihitung dengan persamaan berikut

(Yaws,1999) :

$$k_i = \mu_i \left( \frac{10^{-3} \cdot C_{p_i} + 10,4}{BM_i} \right)$$

dengan :  $k_i$  = konduktivitas panas komponen i, W/m/K

Konduktivitas panas campuran gas dihitung dengan persamaan berikut :

$$k_r = \frac{\sum y_i \cdot k_i \cdot (BM_i)^{0,5}}{\sum y_i \cdot (BM_i)^{0,5}}$$

dengan :  $k_r$  = kapasitas panas campuran gas, J/mol/K

## MECHANICAL DESIGN

### 1. Tebal Shell

Tebal plate minimum untuk membuat dinding (shell) reaktor, dihitung dengan persamaan (Brownell, 1959) :

$$t_s = \frac{Pr_i}{fE - 0,6P} + c$$

dengan :

- $t_s$  = tebal shell, in
- $P$  = tekanan design, psi
- $E$  = welded - joint *efficiency*
- $f$  = *maximum allowable stress*, psi
- $r_i$  = jari-jari dalam shell, in
- $c$  = *corrosion allowance* = 1/8 in

Bahan : Carbon Steel SA - 283 Grade C

$$f = 12650 \text{ psi, pada suhu } 400^\circ\text{F}$$

Sambungan : double - welded butt joint

$$E = 0,8$$

Poperasi = 10 atm = 59,9760 psi

$P_{\text{design}} = 1,2 \cdot (P_{\text{operasi}} - 14,7) = 176,3523 \text{ psig}$

ID = 1 m

$r_i = 0,5 \text{ m} = 19,68504 \text{ in}$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{59,9760 \times 19,68504}{(12650 \times 0,8) - (0,6 \times 59,9760)} + 0,125 \\ &= 0,24208 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal plate standar = 1/4 in

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 t_s \\ &= 39,37008 \text{ in} + 2 \times 0,25 \text{ in} \\ &= 39,87008 \text{ in} \end{aligned}$$

OD Standar = 40 in

## 2. Tebal Head

Tebal plate minimum untuk jenis head ini dicari dengan persamaan (Brownell, 1959) :

$$t_h = \frac{Pr_c}{2(fE - 0,1P)} + c$$

dengan :  $t_h$  = tebal head, in  
 $r_c$  = jari-jari corner head, in

Bahan : Carbon Steel SA - 283 Grade C

Jenis : Torispherical Dished Heads

$r_c = ID_s = 40$  in

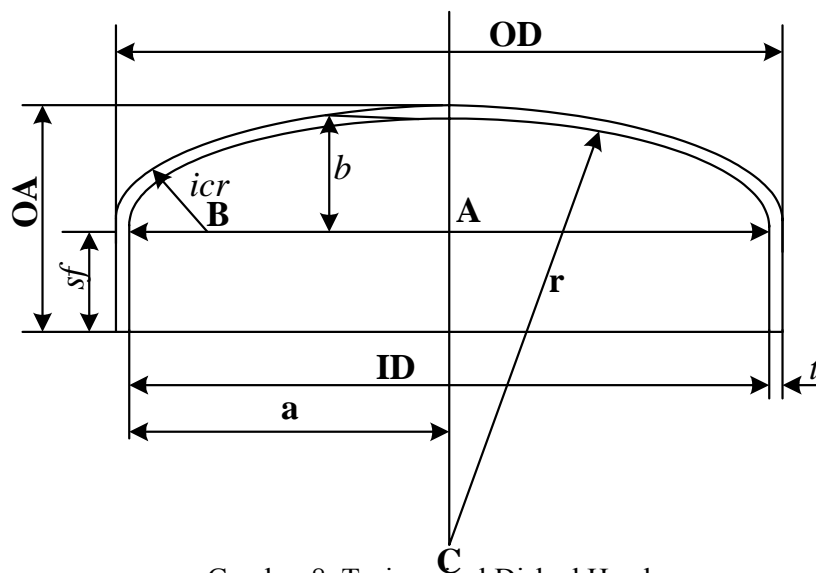
$$t_h = \frac{0,885 \times 59,9760 \times 40}{(12650.0,8) - (0,1.59,9760)} + 0,125$$

$$= 0,33492 \text{ in}$$

Tebal plate standar = 3/8 in

## 3. Tinggi Head

Bentuk : Torispherical Dished Heads



Gambar 8 .Torispherical Dished Heads

Keterangan gambar :

t	= tebal head, in
sf	= straight flange, in
ID <sub>s</sub>	= diameter dalam shell, in
b	= inside depth of dish, in
a	= jari-jari head, in
H	= tinggi head, in

Dari Table 5 - 11 (Brownell, 1959), untuk  $t_h = 3/8$  in maka  $sf = (3/2 - 3 \text{ in})$  in dan diambil  $sf = 3$  in.

maka :

$$a = ID_s/2$$

$$= 39,37008 / 2 \text{ in}$$

$$= 19,68504 \text{ in}$$

$$AB = (ID_s/2) - icr$$

$$= 19,68504 - 0,75 \text{ in}$$

$$= 18,93504 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 40 - 0,75 \text{ in}$$

$$= 39,2500 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{39,2500^2 - 18,93504^2}$$

$$= 34,38062 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 40 - 34,38062 \text{ in}$$

$$= 5,61938 \text{ in}$$

$$OA = sf + b + th$$

$$= 3 + 5,61938 + 0,375$$

$$= 8,99438 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak Head Katalis} &= OA / 2 \\
 &= 8,99438 / 2 \\
 &= 4,49719 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor} &= \text{Tinggi Bad katalis} + 2 \times \text{tinggi head} + 2 \times \text{tinggi head katalis} \\
 &= 166,25197 \text{ in} + 2 \times 8,99438 \text{ in} + 2 \times 4,49719 \text{ in} \\
 &= 193,2512 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### 4. Berat Reaktor

##### 1. Berat Shell

$$\begin{aligned}
 \text{Berat.shell} &= 0,25 \cdot \pi \cdot (ODS^2 - IDS^2) \cdot (L + 2 \cdot \text{ruangkoston}) \cdot \rho_s \\
 &= 0,25 \cdot 3,14 \cdot (3,3333^2 - 3,28084^2) \cdot (13,85433 + 3,49906) \cdot 490 \\
 &= 2084,9645 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

##### 2. Berat Head

$$\begin{aligned}
 \text{Berat.head} &= 2 \cdot \frac{\pi}{24} \cdot (ODS^3 - IDS^3) \cdot \rho_s \\
 &= 2 \cdot \frac{3,14}{24} \cdot (3,3333^3 - 3,28084^3) \cdot 490 \\
 &= 220,94859 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

##### 3. Berat Gas

$$\begin{aligned}
 \text{Berat.gas} &= 0,25 \cdot \pi \cdot \left( \frac{IDS}{12} \right)^2 \cdot (L + 2 \cdot \text{Ruangkoston}) \cdot \rho_g \\
 &= 0,25 \cdot 3,14 \cdot \left( \frac{3,28084}{12} \right)^2 \cdot (13,85433 + 3,49906) \cdot 490 \\
 &= 448,87525 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

##### 4. Berat Isolator

$$\begin{aligned}
 \text{Berat.Isolator} &= 0,25 \cdot \pi \cdot (Dis^2 - ODS^2) \cdot (L + 2 \cdot \text{ruangkoston}) \cdot \rho_s \\
 &= 0,25 \cdot 3,14 \cdot (3,3333^2 - 3,28084^2) \cdot (13,85433 + 3,49906) \cdot 490 \\
 &= 2084,96451 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

### 5. Berat Katalisator

$$\begin{aligned}
 \text{Berat.katalis} &= 0,25 \cdot \pi \cdot \left( \frac{IDS}{12} \right)^2 \cdot L \cdot \rho_k \cdot (1 - \varepsilon) \\
 &= 0,25 \cdot 3,14 \cdot \left( \frac{3,28084}{12} \right)^2 \cdot (13,85433 \cdot 39,2830) \cdot (1 - 0,38) \\
 &= 19,83261 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

### 5. Tebal Grid Support

*Grid support* dirancang untuk menyangga tumpukan katalisator dan mencegah kelebihan *pressure drop*. Bahan yang biasa digunakan adalah piringan berlubang-lubang (*perforated plate*) atau piringan bergelombang (*slotted plate*). Di atas *grid support*, ditempatkan bola-bola keramik atau alumina dengan tebal 4 - 6 in. *Grid support* dibuat dari bahan yang anti korosi, seperti *carbon steel*, *alloy steel*, *cast iron*, atau *cast ceramic*. (Rase, 1977)

Karena reaktor harus beroperasi pada suhu 265°C maka *grid support* dipilih terbuat dari Carbon Steel SA - 283 Grade C yang dapat melayani operasi pada suhu  $\leq 500^\circ\text{F}$  dengan tekanan maksimum yang diijinkan (f) 12650 psi. *Grid support* dipilih berbentuk piringan berlubang-lubang (*perforated plate*).

Bola-bola inert (inert ballast) diletakkan di atas dan di bawah tumpukan katalisator. Bola-bola inert berfungsi untuk membantu distribusi aliran fluida dan mencegah kontaminasi bed dari bahan yang tidak diinginkan. Tinggi lapisan bola-bola inert atas dan bawah masing-masing adalah 12 in. (Rase, 1977) Dipilih bola-bola inert yang terbuat dari keramik. Bola-bola inert disusun dengan sistem cubic. Porositas susunan sistem cubic adalah 0,476 (Brown, 1951) Densitas keramik 2000 - 3000 kg/m<sup>3</sup>. Dipilih densitas keramik 2500 kg/m<sup>3</sup>.

$$\begin{aligned}
 \text{Berat bola-bola inert} &= \rho_s \cdot (1 - \varepsilon) \cdot A \cdot L_{\text{inert}} \\
 &= 2500 \cdot (1 - 0,476) \cdot \pi/4 \cdot (1\text{m})^2 \cdot (2 \cdot 12 \cdot 0,0254) \\
 &= 627,20159 \text{ kg} = 1328,72235 \text{ lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total beban} &= \text{berat katalisator} + \text{berat bola-bola inert} \\
 &= 19,83261 + 1328,72235 \text{ lbm} \\
 &= 1402,44499 \text{ lbm}
 \end{aligned}$$

$$F = m \cdot g = 1402,44499 \cdot 9,8 = 13745,9609 \text{ lbf}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi : } A_p &= 0,5 \cdot A_{\text{total}} = 0,5 \cdot \pi/4 \cdot ID^2 \\ &= 0,5 \cdot \pi/4 \cdot (3,28084 \text{ in})^2 = 4,22698 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$P = \frac{F}{A_p} = \frac{13745,9609}{4,22698} = 1,99338 \text{ psi}$$

Tebal *perforated plate* (grid support) dicari dengan persamaan (Brownell, 1959) :

$$\begin{aligned} t_p &= d \sqrt{c \frac{P}{f}} \\ &= 39,37008 \cdot \sqrt{0,125 \frac{1,99338}{12650}} \\ &= 0,17473 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal plate standar = 3/16 in

## 6. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \text{tinggi shell} + 2 \cdot \text{tinggi head katalis} + 2 \cdot \text{tinggi head} \\ &= 166,25197 + 2 ( 4,49719 ) + 2 ( 8,99438 ) \\ &= 193,23512 \text{ in} = 4,90817 \text{ m} \end{aligned}$$

## 8. Tebal Isolasi

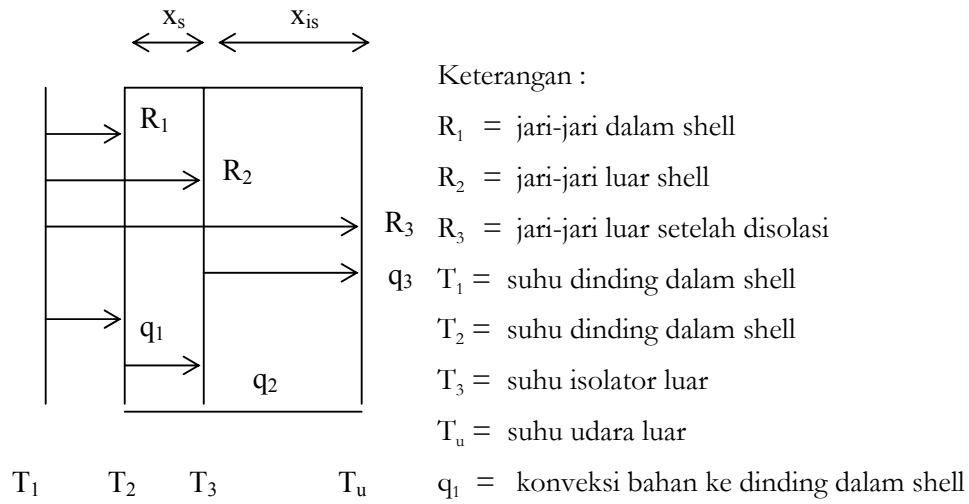
Tebal isolasi dihitung dengan menggunakan asumsi :

1. Perpindahan panas pada keadaan steady state sehingga  $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$
2. Suhu pada permukaan shell sebelah dalam ( $T_1$ ) adalah sama dengan rata-rata suhu katalisator dalam shell, yaitu :

$$T_1 = \frac{T_{S,\text{in}} + T_{S,\text{out}}}{2}$$

dengan :  $T_{S,\text{in}}$  = suhu katalisator pada saat  $z = 0$

$T_{S,\text{out}}$  = suhu katalisator pada saat  $z = L$



Gambar 14. Isolasi Dinding Luar Reaktor

Bahan isolasi yang dipakai adalah Asbestos dengan sifat - sifat : (Kern, 1965)

$$\text{Suhu operasi maksimum} = 33 - 750^\circ\text{F}$$

$$\text{Densitas } (\rho_{is}) = 36 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Konduktivitas panas } (k_{is}) = 0,129 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

Bahan dinding reaktor adalah Carbon Steel

$$\text{Densitas } (\rho_s) = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Kapasitas panas} = 21 \text{ Btu/h.ft.}^\circ\text{F}$$

$$T_1 = 267,12628 \text{ }^\circ\text{C} = 512,82731 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 200 \text{ }^\circ\text{C} = 392^\circ\text{F}$$

$$T_3 = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_u = 32 \text{ }^\circ\text{C} = 89,6 \text{ }^\circ\text{F}$$

a. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi ( $h_c$ ) udara

$$T_f = \frac{T_3 + T_u}{2}$$

Sifat - sifat fisis udara dibaca pada suhu  $T_f$  (313 K) : (Holman, 1980)

$$\rho = 1,1308 \text{ kg/m}^3$$

$$C_p = 1,0066 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$



$$\mu = 2,01 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$\nu = 17,86 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,0272 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

A = Keliling selimut

$$= \pi \times (r^2/4)$$

$$= 0,19635 \text{ m} = 0,64419 \text{ ft}$$

$$h_c = 0,19(T_3 - T_u)^{1/3}$$

$$= 0,60572$$

$$Q_c = h_c \cdot A \cdot (T_3 - T_u)$$

$$= 12,64237$$

b. Menentukan koefisien perpindahan panas konduksi (qk)

Perpindahan panas konduksi secara seri = perpindahan panas secara konduksi.

Konduksi :

$$q_{K1} = \frac{K_1 \cdot A}{X_1} (T_2 - T_1)$$

$$q_{K2} = \frac{K_2 \cdot A}{X_2} (T_3 - T_2)$$

Perpindahan panas konduksi secara seri :

$$q_k = \frac{T_1 - T_{31}}{\frac{X_1}{K_1 \cdot A} + \frac{X_2}{K_2 \cdot A}}$$

$$Q_k = 12,64237$$

## 10. Diameter Pipa Pemasukan Umpan dan Pengeluaran Hasil

a. Diameter Pipa Pemasukan Umpan

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho_f^{0,13}$$

dimana : Di, opt = Diameter optimum, inch

qf = debit fluida, ft<sup>3</sup>/s

ρf = densitas fluida lb/ft<sup>3</sup>

$$d_{\text{optimum}} = 2,82640 \text{ in} = 7,17905 \text{ cm}$$

Dipilih:

$$\text{Pipa standar} = 3,0608 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

b. Diameter Pipa Pengeluaran Produk

$$\text{Diameter optimum} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho_f^{0,13}$$

dimana :  $D_{i, \text{opt}}$  = Diameter optimum, inch

$q_f$  = debit fluida,  $\text{ft}^3/\text{s}$

$\rho_f$  = densitas fluida  $\text{lb}/\text{ft}^3$

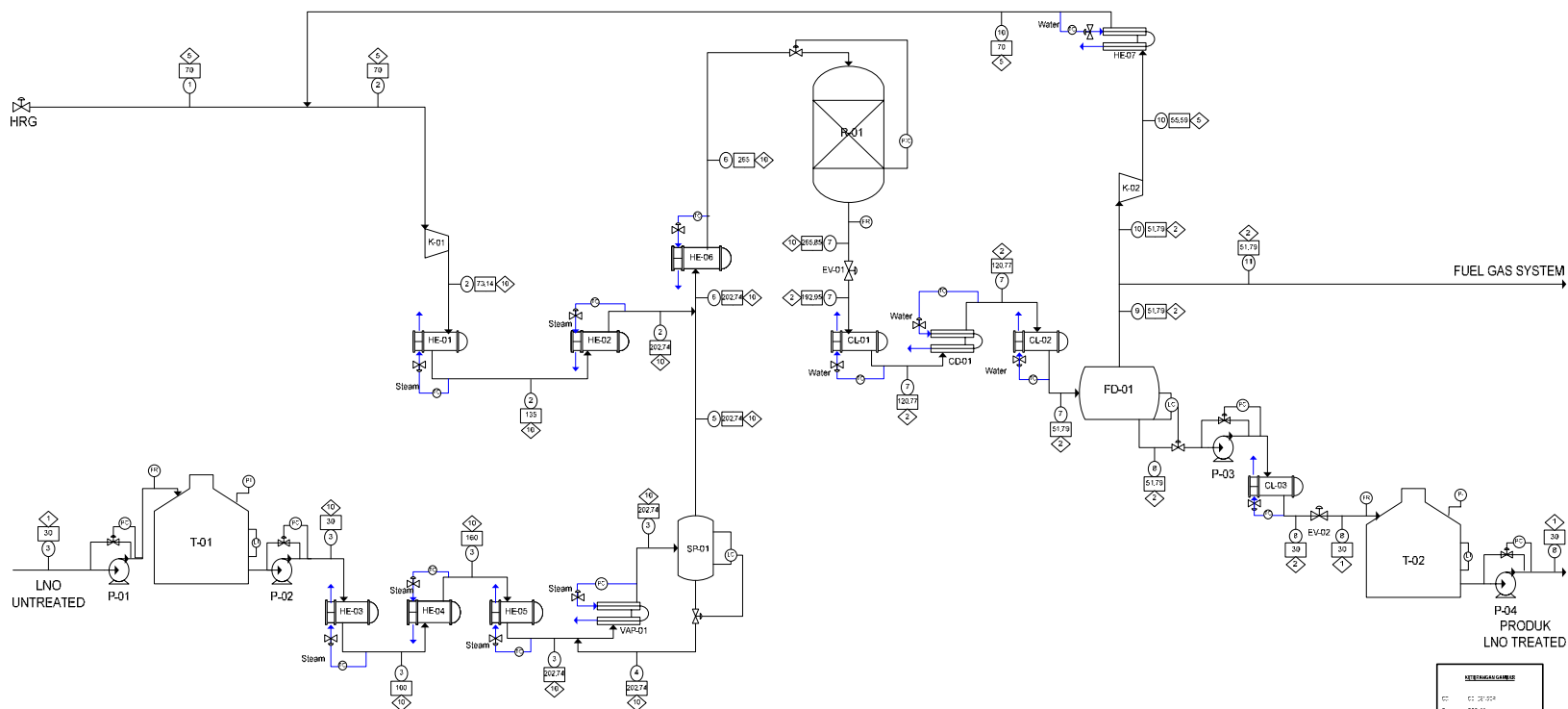
$$d_{\text{optimum}} = 2,76981 \text{ in} = 7,035323 \text{ cm}$$

Dipilih:

$$\text{Pipa standar} = 3,0608 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

### PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA-RANCANGAN UNIT NAPHTHA HYDROTREATER KAPASITAS 3.000 TON/HARI



Komponen	Arus (Kg / jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
H <sub>2</sub>	271,4728	285,7143	0,0000	0,0000	0,0000	285,7143	49,8654	0,0000	49,8654	14,2414	35,6239
H <sub>2</sub> S	0,0000	364,2862	0,0000	0,0000	0,0000	364,2862	1366,6441	0,0000	1366,6441	390,3108	976,3333
CH <sub>4</sub>	20,3457	28,4794	0,0000	0,0000	0,0000	28,4794	28,4794	0,0000	28,4794	8,1336	20,3457
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	18,7452	26,2391	0,0000	0,0000	0,0000	26,2391	26,2391	0,0000	26,2391	7,4938	18,7452
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	12,5407	17,5541	0,0000	0,0000	0,0000	17,5541	17,5541	0,0000	17,5541	5,0134	12,5407
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	48,9569	68,5285	0,0000	0,0000	0,0000	68,5285	68,5285	0,0000	68,5285	19,5716	48,9569
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	57,8581	80,9882	0,0000	0,0000	0,0000	80,9882	80,9882	0,0000	80,9882	23,1301	57,8581
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	32,3602	45,2969	0,0000	0,0000	0,0000	45,2969	45,2969	0,0000	45,2969	12,9367	32,3602
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	14,2069	19,8865	0,0000	0,0000	0,0000	19,8865	19,8865	0,0000	19,8865	5,6795	14,2069
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	343,1027	343,1027	0,0000	0,0000	0,0000	343,1027	343,1027	343,1027	0,0000	0,0000	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> S	0,0000	0,0000	2501,4280	500,2856	2501,4280	2501,4280	25,0143	25,0143	0,0000	0,0000	0,0000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0000	621,4294	0,0000	0,0000	0,0000	621,4294	2331,3341	0,0000	2331,3341	665,8244	1665,5097
LNO	0,0000	0,0000	123203,7300	24640,7460	123203,7300	123203,7300	123203,7300	123203,7300	0,0000	0,0000	0,0000
TOTAL	819,5892	1558,4024	125705,1580	25141,0316	125705,1580	127606,6631	127606,6631	123571,8469	4034,8161	1152,3354	2882,4807

  
**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**PABRIK**  
**UNIT NAPHTHA HYDROTREATER**  
 Kapasitas : 3.000 ton/hari

Disusun Oleh :  
 Chepi Putri Aprilia (04 521 058)  
 Febrina Nurannah (04 521 068)

Dosen Pembimbing :  
 Anif Hidayat, ST., MT.

**LEGENDA**

S1 : 20-004

S2 : 20-005

S3 : 20-006

S4 : 20-007

S5 : 20-008

S6 : 20-009

S7 : 20-010

S8 : 20-011

S9 : 20-012

S10 : 20-013

S11 : 20-014

S12 : 20-015

S13 : 20-016

S14 : 20-017

S15 : 20-018

S16 : 20-019

S17 : 20-020

S18 : 20-021

S19 : 20-022

S20 : 20-023

S21 : 20-024

S22 : 20-025

S23 : 20-026

S24 : 20-027

S25 : 20-028

S26 : 20-029

S27 : 20-030

S28 : 20-031

S29 : 20-032

S30 : 20-033

S31 : 20-034

S32 : 20-035

S33 : 20-036

S34 : 20-037

S35 : 20-038

S36 : 20-039

S37 : 20-040

S38 : 20-041

S39 : 20-042

S40 : 20-043

S41 : 20-044

S42 : 20-045

S43 : 20-046

S44 : 20-047

S45 : 20-048

S46 : 20-049

S47 : 20-050

S48 : 20-051

S49 : 20-052

S50 : 20-053

S51 : 20-054

S52 : 20-055

S53 : 20-056

S54 : 20-057

S55 : 20-058

S56 : 20-059

S57 : 20-060

S58 : 20-061

S59 : 20-062

S60 : 20-063

S61 : 20-064

S62 : 20-065

S63 : 20-066

S64 : 20-067

S65 : 20-068

S66 : 20-069

S67 : 20-070

S68 : 20-071

S69 : 20-072

S70 : 20-073

S71 : 20-074

S72 : 20-075

S73 : 20-076

S74 : 20-077

S75 : 20-078

S76 : 20-079

S77 : 20-080

S78 : 20-081

S79 : 20-082

S80 : 20-083

S81 : 20-084

S82 : 20-085

S83 : 20-086

S84 : 20-087

S85 : 20-088

S86 : 20-089

S87 : 20-090

S88 : 20-091

S89 : 20-092

S90 : 20-093

S91 : 20-094

S92 : 20-095

S93 : 20-096

S94 : 20-097

S95 : 20-098

S96 : 20-099

S97 : 20-100

S98 : 20-101

S99 : 20-102

S100 : 20-103

S101 : 20-104

S102 : 20-105

S103 : 20-106

S104 : 20-107

S105 : 20-108

S106 : 20-109

S107 : 20-110

S108 : 20-111

S109 : 20-112

S110 : 20-113

S111 : 20-114

S112 : 20-115

S113 : 20-116

S114 : 20-117

S115 : 20-118

S116 : 20-119

S117 : 20-120

S118 : 20-121

S119 : 20-122

S120 : 20-123

S121 : 20-124

S122 : 20-125

S123 : 20-126

S124 : 20-127

S125 : 20-128

S126 : 20-129

S127 : 20-130

S128 : 20-131

S129 : 20-132

S130 : 20-133

S131 : 20-134

S132 : 20-135

S133 : 20-136

S134 : 20-137

S135 : 20-138

S136 : 20-139

S137 : 20-140

S138 : 20-141

S139 : 20-142

S140 : 20-143

S141 : 20-144

S142 : 20-145

S143 : 20-146

S144 : 20-147

S145 : 20-148

S146 : 20-149

S147 : 20-150

S148 : 20-151

S149 : 20-152

S150 : 20-153

S151 : 20-154

S152 : 20-155

S153 : 20-156

S154 : 20-157

S155 : 20-158

S156 : 20-159

S157 : 20-160

S158 : 20-161

S159 : 20-162

S160 : 20-163

S161 : 20-164

S162 : 20-165

S163 : 20-166

S164 : 20-167

S165 : 20-168

S166 : 20-169

S167 : 20-170

S168 : 20-171

S169 : 20-172

S170 : 20-173

S171 : 20-174

S172 : 20-175

S173 : 20-176

S174 : 20-177

S175 : 20-178

S176 : 20-179

S177 : 20-180

S178 : 20-181

S179 : 20-182

S180 : 20-183

S181 : 20-184

S182 : 20-185

S183 : 20-186

S184 : 20-187

S185 : 20-188

S186 : 20-189

S187 : 20-190

S188 : 20-191

S189 : 20-192

S190 : 20-193

S191 : 20-194

S192 : 20-195

S193 : 20-196

S194 : 20-197

S195 : 20-198

S196 : 20-199

S197 : 20-200

S198 : 20-201

S199 : 20-202

S200 : 20-203

S201 : 20-204

S202 : 20-205

S203 : 20-206

S204 : 20-207

S205 : 20-208

S206 : 20-209

S207 : 20-210

S208 : 20-211

S209 : 20-212

S210 : 20-213

S211 : 20-214

S212 : 20-215

S213 : 20-216

S214 : 20-217

S215 : 20-218

S216 : 20-219

S217 : 20-220

S218 : 20-221

S219 : 20-222

S220 : 20-223

S221 : 20-224

S222 : 20-225

S223 : 20-226

S224 : 20-227

S225 : 20-228

S226 : 20-229

S227 : 20-230

S228 : 20-231

S229 : 20-232

S230 : 20-233

S231 : 20-234

S232 : 20-235

S233 : 20-236

S234 : 20-237

S235 : 20-238

S236 : 20-239

S237 : 20-240

S238 : 20-241

S239 : 20-242

S240 : 20-243

S241 : 20-244

S242 : 20-245

S243 : 20-246

S244 : 20-247

S245 : 20-248

S246 : 20-249

S247 : 20-250

S248 : 20-251

S249 : 20-252

S250 : 20-253

S251 : 20-254

S252 : 20-255

S253 : 20-256

S254 : 20-257

S255 : 20-258

S256 : 20-259

S257 : 20-260

S258 : 20-261

S259 : 20-262

S260 : 20-263

S261 : 20-264

S262 : 20-265

S263 : 20-266

S264 : 20-267

S265 : 20-268

S266 : 20-269

S267 : 20-270

S268 : 20-271

S269 : 20-272

S270 : 20-273

S271 : 20-274

S272 : 20-275

S273 : 20-276

S274 : 20-277

S275 : 20-278

S276 : 20-279

S277 : 20-280

S278 : 20-281

S279 : 20-282

S280 : 20-283

S281 : 20-284

S282 : 20-285

S283 : 20-286

S284 : 20-287

S285 : 20-288

S286 : 20-289

S287 : 20-290

S288 : 20-291

S289 : 20-292

S290 : 20-293

S291 : 20-294

S292 : 20-295

S293 : 20-296

S294 : 20-297

S295 : 20-298

S296 : 20-299

S297 : 20-300

S298 : 20-301

S299 : 20-302

S300 : 20-303

S301 : 20-304

S302 : 20-305

S303 : 20-306

S304 : 20-307

S305 : 20-308

S306 : 20-309

S307 : 20-310

S308 : 20-311

S309 : 20-312

S310 : 20-313

S311 : 20-314

S312 : 20-315

S313 : 20-316

S314 : 20-317

S315 : 20-318

S316 : 20-319

S317 : 20-320

S318 : 20-321

S319 : 20-322

S320 : 20-323

S321 : 20-324

S322 : 20-325

S323 : 20-326

S324 : 20-327

S325 : 20-328

S326 : 20-329

S327 : 20-330

S328 : 20-331

S329 : 20-332

S330 : 20-333

S331 : 20-334

S332 : 20-335

S333 : 20-336

S334 : 20-337

S335 : 20-338

S336 : 20-339

S337 : 20-340

S338 : 20-341

S339 : 20-342

S340 : 20-343

S341 : 20-344

S342 : 20-345

S343 : 20-346

S344 : 20-