

**Pra Rancangan Unit *Naphtha Hydrotreater* Kapasitas
45.000 ton/tahun**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana
Teknik Kimia**



Disusun Oleh:

Nama : Putri Izzatul Aulia

Nama : Ghaitsa Prajatantri Saharrani

NIM : 20521088

NIM : 20521124

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

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN UNIT NAPHTHA HYDROTREATER
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Putri Izzatul Aulia Nama : Ghaita Prajatantri Saharrani
No. Mahasiswa : 20521088 No. Mahasiswa : 20521124

Yogyakarta, 30 Juli 2024

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan

A 10000 Rupiah stamp with a Garuda emblem and the text 'METERAI TEMPEL' and '7E00ALX261713135'. A handwritten signature is written over the stamp.

Putri Izzatul Aulia

Td. Tangan

A 10000 Rupiah stamp with a Garuda emblem and the text 'METERAI TEMPEL' and 'JUF86ALX261713134'. A handwritten signature is written over the stamp.

Ghaita Prajatantri Saharrani

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN UNIT *NAPHTHA HYDROTREATER* KAPASITAS
45.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK



Nama : Putri Izzatul Aulia
No. Mahasiswa : 20521088

Nama : Ghaitsa Prajatantri Saharrani
No. Mahasiswa : 20521124

Yogyakarta, 30 Juli 2024

Pembimbing,

Dr. Arif Hidayat S.T., M.T

NIP. 005220101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN UNIT NAPHTHA HYDROTREATER KAPASITAS 45.000
TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Putri Izzatul Aulia Nama : Ghaita Prajatantri Saharrani
NIM : 20521088 NIM : 20521124

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

Yogyakarta, Agustus 2024

Tim Penguji,

Dr. Arif Hidayat S.T., M.T

Ketua



27-08-2024

Dr. Diana S.T., M.Sc

Anggota I



Sholeh Ma'mun S.T., M.T., Ph.D

Anggota II



27-08-2024

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia



Sholeh Ma'mun S.T., M.T., Ph.D

NIP. 995200445



KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji Syukur Alhamdulillah atas rahmat, hidayah dan inayah-nya dari Allah SWT, akhirnya kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir dengan judul “PRA RANCANGAN UNIT *NAPHTHA HYDROTREATER* KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN” 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. Pada kesempatan ini tidak lupa kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya, kepada berbagai pihak yang telah membantu terwujudnya Laporan Tugas Akhir ini. Ucapan terima kasih penulis dipersembahkan kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penulis diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua yang selalu memberikan dorongan dan motivasi baik berupa materi maupun mental, serta tak lupa atas doanya yang tidak henti-hentinya diberikan kepada kami untuk dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo., M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing yang telah membimbing dan mendukung dengan sabar, memberikan semangat dan masukan kepada kami dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.

7. Seluruh teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Angkatan 2020 yang banyak membantu dalam lancarnya Tugas Akhir kami ini, yang tidak bisa kami sebutkan satu persatu. Semangat teman-teman perjuangan kita masih panjang.
8. Seluruh teman SMA dan selama kuliah yang sellau mendukung dan mendoakan.

Kami menyadari sepenuhnya bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini masih banyak kekurangan dan kelemahan serta jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi kesempurnaan laporan ini. Semoga laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat bagi semua pihak khususnya mahasiswa Teknik Kimia.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 30 Juli 2024

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
PRA RANCANGAN UNIT NAPHTHA HYDROTREATER DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR LAMPIRAN	xiv
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN.....	xv
ABSTRAK	xvii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3 Tinjauan Pustaka.....	7
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	12
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	16
2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Produk dan Bahan Pendukung.....	16
2.2 Pengendalian Kualitas	17
2.3 Pengendalian Kuantitas	20
BAB III PERANCANGAN PROSES	21
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	21

3.2 Uraian Proses	23
3.3 Spesifikasi Alat.....	24
3.3.1 Spesifikasi Reaktor	24
3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah.....	26
3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	35
3.3.4 Spesifikasi <i>Expansion valve</i> dan Kompresor	36
3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi	38
3.4 Neraca Massa	39
3.4.1 Neraca Massa Total.....	39
3.4.2 Neraca Massa Alat	39
3.5 Neraca Panas.....	41
3.5.1 Neraca Panas Total	41
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	44
4.1 Lokasi Pabrik.....	44
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	51
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	56
4.4 Organisasi Perusahaan	58
BAB V UTILITAS	71
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air serta <i>Dowtherm A</i>	71
5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	79
5.3 Unit Pembangkit Listrik	80
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	83
5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan	83
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas	84
BAB VI EVALUASI EKONOMI.....	95

6.1 Penaksiran Harga Alat.....	96
6.2 Dasar Perhitungan.....	101
6.3 Komponen Biaya	101
6.4 Analisa Keuntungan	105
6.5 Analisa Kelayakan.....	106
BAB VII PENUTUP.....	112
7.1 Kesimpulan	112
7.2 Saran.....	113
DAFTAR PUSTAKA.....	114
LAMPIRAN A	117
PERANCANGAN REAKTOR	117
LAMPIRAN B	133
<i>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM</i>	133
LAMPIRAN C	135
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRAPRANCANGAN PABRIK.....	135

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Impor naphtha dari tahun 2018-2022	2
Tabel 1.2 Produksi naphtha tahun 2018-2022	4
Tabel 1.3 Data konsumsi naphtha di Indonesia.....	5
Tabel 1.4 Tabel Kapasitas Unit NHT Kilang di Indonesia.....	6
Tabel 1.5 Perbandingan Proses Desulfurisasi	11
Tabel 1.6 Harga Entalpi dan Energi Gibbs.....	12
Tabel 1.7 Nilai Entalpi pada masing-masing Reaksi	13
Tabel 1.8 Nilai Energi Gibbs pada masing-masing Reaksi.....	13
Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Produk dan Bahan Pendukung.....	16
Tabel 3.1 Spesifikasi Vaporizer 1	26
Tabel 3.2 Spesifikasi Heater 1	27
Tabel 3.3 Spesifikasi Kondensor 1	28
Tabel 3.4 Spesifikasi Heater 2.....	29
Tabel 3.5 Spesifikasi Reboiler 1.....	30
Tabel 3.6 Spesifikasi Kondensor 2.....	31
Tabel 3.7 Spesifikasi Cooler 1	32
Tabel 3.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	35
Tabel 3.9 Spesifikasi Kompresor (K-01)	36
Tabel 3.10 Spesifikasi Expansion valve.....	37
Tabel 3.11 Spesifikasi Pompa	38
Tabel 3.12 Neraca Massa Total	39
Tabel 3.13 Neraca Massa Reaktor (R-01)	39
Tabel 3.14 Neraca Massa Separator (S-01).....	40
Tabel 3.15 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)	40
Tabel 3.16 Neraca Panas Total	41
Tabel 3.17 Neraca Panas Vaporizer-01.....	41
Tabel 3.18 Neraca Panas Heater-01	41
Tabel 3.19 Neraca Panas Reaktor 01.....	42
Tabel 3.20 Neraca Panas Kondensor 01	42

Tabel 3.21 Neraca Panas Separator 01	42
Tabel 3.22 Neraca Panas Heater 02.....	43
Tabel 3.23 Neraca Panas Menara Distilasi 01	43
Tabel 3.24 Neraca Panas Cooler 1	43
Tabel 4.1 Rincian Penggunaan Area Pabrik.....	54
Tabel 4.2 Rincian Penggunaan Area Pabrik (lanjutan)	55
Tabel 4.3 Rincian Jam Kerja Karyawan Non-Shift.....	64
Tabel 4.4 Jam Kerja Karyawan Shift	65
Tabel 4.5 Pembagian Shift Kerja Tiap Kelompok	65
Tabel 4.6 Gaji Karyawan.....	66
Tabel 4.7 Gaji Karyawan (lanjutan).....	67
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik.....	72
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin	73
Tabel 5.3 Kebutuhan Steam Alat Proses	73
Tabel 5.4 Kebutuhan Air Layanan Umum	74
Tabel 5.5 Kebutuhan Dowtherm A.....	75
Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	80
Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	81
Tabel 5.8 Total Kebutuhan Listrik.....	82
Tabel 5.9 Kebutuhan Bahan Bakar Pabrik	83
Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa Utilitas	84
Tabel 5.11 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan).....	85
Tabel 5.12 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan).....	86
Tabel 5.13 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan).....	87
Tabel 5.14 Spesifikasi Bak Utilitas	88
Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Utilitas.....	89
Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan).....	90
Tabel 5.17 Spesifikasi Screener Utilitas.....	91
Tabel 5.18 Spesifikasi Sand Filter Utilitas.....	91
Tabel 5.19 Spesifikasi Cooling Tower	91
Tabel 5.20 Spesifikasi Blower Cooling Tower.....	92

Tabel 5.21 Spesifikasi Mixed Bed	92
Tabel 5.22 Spesifikasi Deaerator.....	92
Tabel 5.23 Spesifikasi Deaerator (Lanjutan).....	93
Tabel 5.24 Spesifikasi Boiler untuk Air	93
Tabel 5.25 Spesifikasi Boiler untuk Dowtherm A	93
Tabel 6.1 Indeks Harga Alat Tahun 1987-2018.....	96
Tabel 6.2 Harga Alat Proses Tahun 2028	98
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas Tahun 2028	99
Tabel 6.4 Physical Plant Cost (PPC)	102
Tabel 6.5 Direct Plant Cost (DPC).....	102
Tabel 6.6 Fixed Capital Investment (FCI).....	102
Tabel 6.7 Direct Manufacturing Cost.....	103
Tabel 6.8 Indirect Manufacturing Cost	104
Tabel 6.9 Fixed Manufacturing Cost.....	104
Tabel 6.10 Total Manufacturing Cost.....	104
Tabel 6.11 General expense.....	105
Tabel 6.12 Total Production Cost.....	105
Tabel 6.13 Annual Fixed Cost.....	107
Tabel 6.14 Annual Sales Value	108
Tabel 6.15 Annual Regulated Expenses	108
Tabel 6.16 Annual Variable Value	108

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Impor Naphtha Tahun 2018-2022	3
Gambar 1.2 Produksi Naphtha Tahun 2018-2022	4
Gambar 1.3 Grafik Konsumsi Naphtha di Indonesia Tahun 2018-2022.....	5
Gambar 1.4 Reaksi desulfurisasi oksidatif.....	9
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	21
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	22
Gambar 4.1 Rencana Letak Lokasi Pabrik di Plaju, Sumatera Selatan	46
Gambar 4.2 Peta Normal Curah Hujan Sumatera Selatan	50
Gambar 4.3 Grafik Curah Hujan Kecamatan Plaju.....	50
Gambar 4.4 Layout Unit Naphtha Hydrotreater	56
Gambar 4.5 Tata Letak Alat Proses	58
Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Unit NHT.....	59
Gambar 5.1 Diagram Alir Pengolahan Air	94
Gambar 6.1 Grafik Evaluasi Ekonomi	111

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A	117
LAMPIRAN B	133
LAMPIRAN C	135

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: <i>Temperature</i> , °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
P	: Densitas, kg/m ³
Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/jam
A	: Luas Penampang, m ²
V	: Volume, m ³
T	: Waktu, jam
M	: Massa, kg
Fv	: Laju Volumetrik, m ³
R	: Jari- jari, in
P	: <i>Power motor</i> , HP
Ts	: Tebal <i>shell</i> , in
ΔP_T	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: <i>Inside diameter</i> , in
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
Th	: Tebal <i>head</i> , in
Re	: Bilangan Reynold
ag	: <i>Gas holdup</i>

F	:	<i>Allowable Stress</i> , psia
E	:	Efisiensi pengelasan
<i>Icr</i>	:	Jari-jari sudut dalam, in
Ud	:	Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft ² °F
Uc	:	Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft ² °F
Rd	:	Faktor pengotor
Cp	:	Kapasitas Panas, Btu/lb °F
K	:	Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
K	:	Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
ΔH	:	Entalpi, kJ/jam
Th	:	Tebal <i>head</i> , in

ABSTRAK

Salah satu kebutuhan energi utama adalah bahan bakar minyak (BBM). Berdasarkan data disebutkan bahwa jumlah permintaan BBM meningkat sebesar 3,16% tiap tahunnya. Pada tahun 2024 kebutuhan BBM diperkirakan 80 juta kL, produksi BBM 57,5 juta kL dan impor BBM 25,9 juta kL. Oleh karena itu, perlu dilakukan penambahan kilang minyak untuk mengimbangi kenaikan kebutuhan bahan bakar minyak tersebut khususnya minyak bensin. Salah satu komponen *blending* dalam pembuatan minyak bensin adalah *treated naphtha*. *Naphtha* sendiri mengandung kontaminan yang dapat menjadi *poison* pada unit Platforming. Saat ini, kilang minyak di Indonesia memiliki tujuan untuk mencapai EURO 5 dengan kandungan sulfur pada *naphtha* sebesar 0,5 ppm-wt. Oleh karena itu, akan dibangun pabrik *naphtha hydrotreater* dengan kapasitas produksi 45.000 ton/tahun. Pabrik akan didirikan di daerah Plaju, Kota Palembang, Sumatera Selatan seluas 30.720 m². Produksi menggunakan proses *hydrotreating* yaitu pelepasan hidrogen dari senyawa dengan bantuan katalis *Cobalt Molybdenum* (Co-Mo) yang berlangsung di dalam reaktor *fixed bed*. Proses ini dilakukan pada kondisi operasi tekanan 31,67 atm dan suhu 320 °C. Kemudian keluaran reaktor akan dimurnikan menggunakan menara distilasi untuk memperoleh produk akhir berupa *treated naphtha*. Untuk mencapai kapasitas produksi 45.000 ton/tahun diperlukan *naphtha* sebanyak 71.629,48 ton/tahun dan katalis Co-Mo sebanyak 8.768 kg/tahun. Selain itu pabrik membutuhkan komponen penunjang seperti air pendingin 136.875,57 kg/jam, *steam* 15.092,10 kg/jam, *dowtherm A* 18.619,94 kg/jam, udara tekan 24,29 m³/jam, listrik 61,98 kW, solar 2.026,57 kg/jam. Pabrik ini dikategorikan *low risk* ditinjau dari bahan baku yang digunakan, proses yang dilalui, pabrik *naphtha hydrotreating* lain yang sudah berdiri. Berdasarkan analisa ekonomi diketahui bahwa keuntungan setelah pajak sebesar Rp 1.732.945.336.234, *Return on Investment* setelah pajak sebesar 19%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak sebesar 3,46 tahun, *Break Even Point* (BEP) sebesar 48,56%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 27% dan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 12,25%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa unit *naphtha hydrotreater* layak secara ekonomi untuk didirikan.

Kata kunci: *Naphtha, Sulfur, Cobalt Molybdenum, Desulfurisasi, Fixed bed*

ABSTRACT

One of the main energy needs is fuel oil (BBM). Based on the data, it is stated that the amount of fuel demand increases by 3.16% each year. In 2024, the need for fuel is estimated at 80 million kL, fuel production is 57.5 million kL and fuel imports are 25.9 million kL. Therefore, it is necessary to add oil refineries to offset the increase in the need for fuel oil, especially gasoline. One of the blending components in the manufacture of gasoline is treated naphtha. Naphtha itself contains contaminants that can be poison in the Platforming unit. Currently, oil refineries in Indonesia aim to achieve EURO 5 with a sulfur content in naphtha of 0.5 ppm-wt. Therefore, a naphtha hydrotreater plant will be built with a production capacity of 45,000 tons/year. The factory will be established in the Plaju area, Palembang City, South Sumatra, covering an area of 30,720 m². Production uses a hydrotreating process, namely the release of hydrogen from compounds with the help of a Cobalt Molybdenum (Co-Mo) catalyst which takes place in a fixed bed reactor. This process is carried out at operating conditions of 31.67 atm pressure and 320 °C temperature. Then the reactor output will be purified using a distillation tower to obtain the final product in the form of treated naphtha. To achieve a production capacity of 45,000 tons/year, 71,629.48 tons/year of naphtha and 8,768 kg/year of Co-Mo catalyst are required. In addition, the factory requires supporting components such as 136,875.57 kg/hour of cooling water, 15,092.10 kg/hour of steam, 18,619.94 kg/hour of downtherm A, 24.29 m³/hour of compressed air, 61.98 kW of electricity, 2,026.57 kg/hour of diesel. This factory is categorized as low risk in terms of the raw materials used, the processes involved, and other naphtha hydrotreating factories that have been established. Based on the economic analysis, it is known that the profit after tax is Rp 1,732,945,336,234, Return on Investment after tax is 19%, Pay Out Time (POT) after tax is 3.46 years, Break Even Point (BEP) is 48.56%, Shut Down Point (SDP) is 27% and Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is 12.25%. Based on the results of the economic evaluation, it can be concluded that the naphtha hydrotreater unit is economically feasible to be established.

Keywords: *Naphtha, Sulfur, Cobalt Molybdenum, Desulfurization, Fixed bed*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia menduduki posisi ke-4 negara dengan populasi penduduk terbanyak di dunia setelah India, China, dan Amerika Serikat. Menurut data BPS, angka pertumbuhan populasi di Indonesia cukup tinggi yaitu memiliki rata-rata 1,17% tiap tahunnya. Sejalan dengan pertumbuhan populasi, jumlah kebutuhan masyarakat juga meningkat. Kebutuhan energi merupakan salah satu kebutuhan penting yang dibutuhkan masyarakat untuk bertahan hidup. Salah satu kebutuhan energi utama adalah bahan bakar minyak (BBM). Menurut Direktur Pembinaan Usaha Hilir Migas, Mohammad Hidayat mengatakan bahwa mengacu pada pertumbuhan ekonomi, jumlah permintaan BBM meningkat sebesar 3,16% tiap tahunnya. Berdasarkan prognosa pemerintah, pada tahun 2024 kebutuhan BBM diperkirakan 80 juta KL, produksi BBM 57,5 juta kL dan impor BBM 25,9 juta kL. Oleh karena itu, perlu dilakukan penambahan kilang minyak untuk mengimbangi kenaikan kebutuhan bahan bakar minyak tersebut khususnya minyak bensin. Salah satu komponen *blending* dalam pembuatan minyak bensin adalah *treated naphtha*.

Naphtha merupakan salah satu hasil fraksinasi pada *Crude Distillation Unit*. *Naphtha* memiliki susunan karbon antara C5-C17 dengan titik didih antara 36 °C - 302 °C. *Naphtha* hasil fraksinasi memiliki kandungan kontaminan senyawa organik (sulfur, nitrogen, halide, oksigen). Kontaminan tersebut merupakan *poison* (racun) pada katalis platformer yang menyebabkan deaktivasi katalis dan juga menyebabkan *fouling* pada reaktor dan *heat exchanger*. Oleh karena itu, kontaminan tersebut perlu dikurangi hingga mencapai batas target maksimum.

Pada perancangan kali ini, dibuat pabrik unit *naphtha hydrotreater* untuk mengurangi *sulphur content* pada *naphtha*. Rata-rata kandungan sulfur pada *untreated naphtha* adalah 200-350 ppm dengan target maksimum kandungan sulfur sebesar 0,5 ppm-wt.

Pabrik unit *naphtha hydrotreating* ini perlu didirikan di Indonesia dengan pertimbangan berikut:

1. Untuk membantu proses pengurangan sulfur pada *naphtha* sehingga proses *cracking* pada platformer dapat berjalan lancar hingga proses *blending* pembuatan BBM.
2. Untuk memenuhi kebutuhan BBM masyarakat dan industri yang tinggi serta mengurangi ketergantungan impor, sehingga dapat mengurangi devisa negara.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas merupakan hal yang sangat penting dalam pendirian pabrik karena akan berpengaruh terhadap perhitungan teknis serta ekonomis pada perancangan. Terdapat dua pertimbangan utama dalam penentuan kapasitas yaitu analisis *supply*, *demand*, dan kapasitas pabrik yang sudah berdiri. *Supply* dipengaruhi oleh nilai impor dan produksi sedangkan *demand* dipengaruhi oleh nilai ekspor dan konsumsi.

A. *Supply*

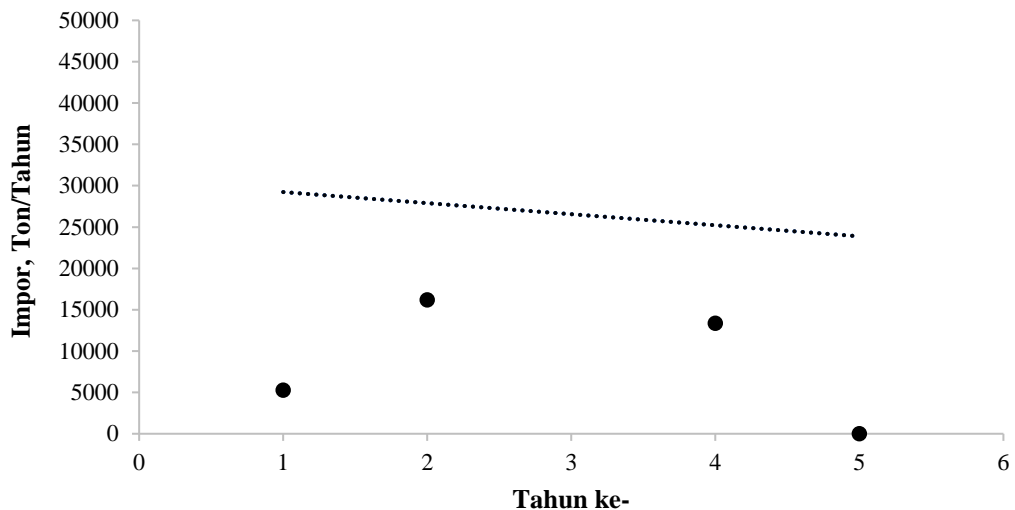
Supply atau penawaran adalah kegiatan penyediaan maupun pemenuhan kebutuhan yang dalam hal ini dikaitkan terhadap kebutuhan negara Indonesia terhadap suatu barang/jasa. *Supply* suatu produk diperoleh dari impor dan produksi *naphtha*.

Berdasarkan data Kementerian Energi Sumber Daya Mineral (Adi dkk., 2022), data impor *naphtha* dari tahun 2018 sampai 2022 disajikan pada tabel berikut.

Tabel 1.1 Impor *naphtha* dari tahun 2018-2022

Tahun	Tahun ke-	Jumlah Impor (Ton/tahun)
2018	1	5.283,44
2019	2	16.202,55
2020	3	97.919,77
2021	4	13.384,71
2022	5	0,00

Berdasarkan data diatas, dapat diketahui bahwa nilai impor produk *naphtha* di Indonesia memiliki jumlah yang fluktuatif. Secara umum, Indonesia masih membutuhkan pasokan *naphtha* dari luar negeri untuk memenuhi kebutuhan bahan baku dan usahanya. Dari data tersebut dapat dibuat grafik antara jumlah impor terhadap tahun yaitu pada grafik berikut.



Gambar 1.1 Impor Naphtha Tahun 2018-2022

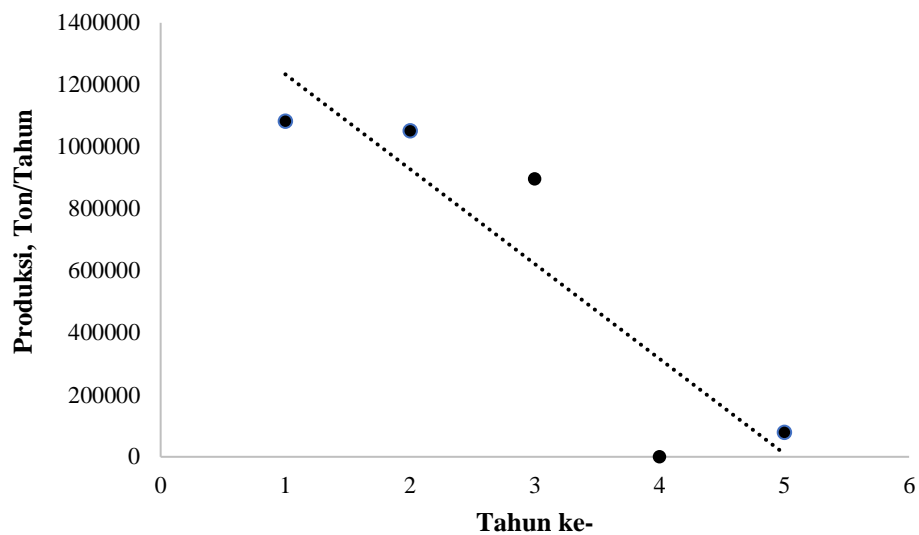
Perkiraan impor *naphtha* di Indonesia pada tahun yang akan datang saat Pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = -1338,5x + 30574$, dimana data tahun sebagai nilai x dan jumlah impor sebagai nilai y . Dengan persamaan tersebut, diperkirakan data proyeksi nilai impor pada tahun 2028 sebesar 17.189 ton.

Di Indonesia, *naphtha* diproduksi oleh PT Kilang Pertamina Internasional *Refinery Unit* Balongan, Plaju, Cilacap, Balikpapan dan Dumai. Berdasarkan data Kementerian Energi Sumber Daya Mineral (Adi dkk., 2022), data produksi *naphtha* pada tahun 2018 hingga 2022 disajikan pada tabel berikut.

Tabel 1. 2 Produksi naphtha tahun 2018-2022

Tahun	Tahun Ke-	Jumlah Produksi (Ton/tahun)
2018	1	1.082.704,00
2019	2	1.051.792,00
2020	3	896.336,00
2021	4	12,94
2022	5	78.736,00

Berdasarkan data diatas, diperoleh grafik produksi *naphtha* sebagai berikut.



Gambar 1.2 Produksi Naphtha Tahun 2018-2022

Perkiraan jumlah produksi *naphtha* di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung menggunakan persamaan $y = -305972x + (2 \times 10^6)$ dimana nilai x sebagai tahun ke- dan y sebagai jumlah konsumsi. Berdasarkan persamaan tersebut diperkirakan pada tahun 2028 (tahun ke-10) konsumsi *naphtha* di Indonesia sebesar -1.059.720 ton.

B. Demand

Nilai *demand* (permintaan) diperoleh berdasarkan nilai ekspor dan konsumsi *naphtha*. Berdasarkan data pada Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (Adi dkk., 2022), Indonesia tidak melakukan ekspor *naphtha* mulai dari tahun

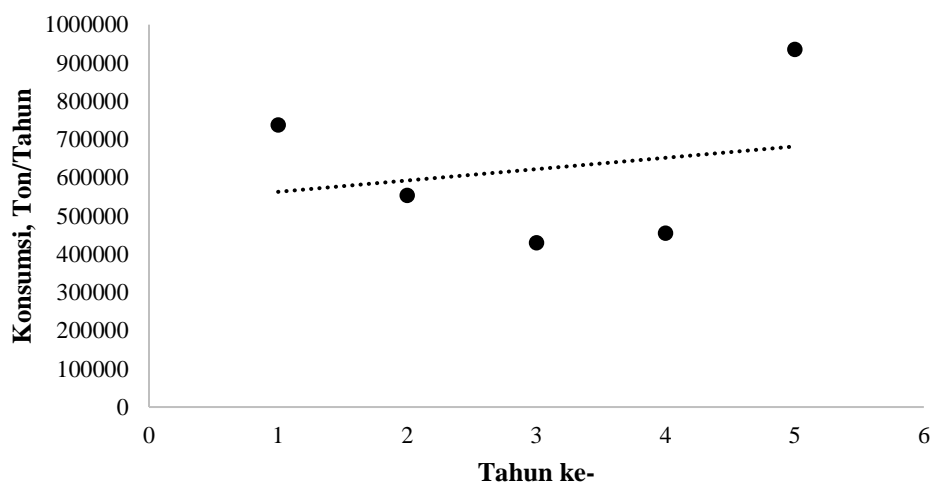
2018 hingga tahun 2022, artinya selama lima tahun terakhir (2018-2022) jumlah ekspor *naphtha* sebanyak 0 ton. Hal ini menunjukkan bahwa *naphtha* sangat banyak dibutuhkan di Indonesia.

Naphtha di Indonesia sebagian besar dimanfaatkan sebagai bahan campuran BBM juga sebagai bahan tambahan pada industri petrokimia. data Kementerian Energi Sumber Daya Mineral (Adi dkk., 2022), data konsumsi *naphtha* di Indonesia pada tahun 2018 hingga 2022 disajikan pada tabel berikut.

Tabel 1. 3 Data konsumsi naphtha di Indonesia

Tahun	Tahun ke-	Jumlah Konsumsi (ton/tahun)
2018	1	737.744
2019	2	553.448
2020	3	429.464
2021	4	454.608
2022	5	935.536

Berdasarkan data diatas, dapat diketahui bahwa konsumsi *naphtha* di Indonesia sangatlah tinggi. Data konsumsi tersebut dapat dibuat grafik antara tahun pada sumbu x dan jumlah konsumsi pada sumbu y. Grafik disajikan pada gambar berikut.



Gambar 1.3 Grafik Konsumsi Naphtha di Indonesia Tahun 2018-2022

Perkiraan jumlah konsumsi *naphtha* di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung menggunakan persamaan $y = 29674x + 533137$ dimana nilai x sebagai tahun ke- dan y sebagai jumlah konsumsi. Berdasarkan persamaan tersebut diperkirakan pada tahun 2028 (tahun ke-10) konsumsi *naphtha* di Indonesia sebesar 829.877 ton.

Berdasarkan data proyeksi impor, ekspor, konsumsi, dan produksi pada tahun 2028, maka peluang pasar untuk *naphtha* dapat ditentukan dengan kapasitas perancangan pabrik sebagai berikut:

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

$$\text{Peluang} = (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi})$$

$$\text{Peluang} = 190.771,8 \text{ ton/tahun}$$

Selain itu, kapasitas produksi dapat ditentukan dengan melihat dari kapasitas industri yang telah berdiri. Industri yang memiliki unit *naphtha hydroteater* yaitu disajikan pada tabel berikut.

Tabel 1.4 Tabel Kapasitas Unit NHT Kilang di Indonesia

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
<i>Refinery Unit VII</i>	Kasim	36.960
<i>Refinery Unit VI</i>	Balongan	960.960
<i>Refinery Unit V</i>	Balikpapan	369.600
<i>Refinery Unit VI</i>	Cilacap	291.429
<i>Refinery Unit II</i>	Dumai	186.648

Dari tabel diatas, dapat diketahui bahwa hanya *Refinery Unit III* Plaju yang tidak memiliki unit *naphtha hydroteater*, padahal RU III sebagai penyumbang produk *naphtha* terbesar bagi Pertamina MOR IV yang mana akan dijadikan sebagai pemasok kebutuhan *naphtha* di kilang RU VI Balongan. Oleh karena itu, perancangan pabrik *Unit Naphtha Hydrotreater* kali ini akan mensinkronisasikan dengan kilang Pertamina *Refinery Unit III* Plaju, Sumatra Selatan. Saat ini, dilansir dari web pertamina.com, dinyatakan bahwasannya RU

III baru *mengcover* 60% kebutuhan BBM di Sumatra Selatan, dengan didirikannya pabrik unit NHT diharapkan dapat memanfaatkan produk naphtha di Kilang Plaju sendiri. Hasil *treated naphtha* nantinya akan dijadikan sebagai umpan unit Platforming untuk diolah menjadi gasoline dan dapat memenuhi keseluruhan kebutuhan BBM tersebut. Hasil Berdasarkan data kapasitas Unit *Naphtha Hydrotreater* di Indonesia dan dengan pertimbangan dari data-data tersebut besar kapasitas pabrik Unit *Naphtha Hydrotreater* yang akan didirikan yaitu sebesar 45.000 ton/tahun.

Saat ini, RU III Plaju merupakan kilang terbesar di Sumatra. Kilang ini didirikan untuk memenuhi kebutuhan BBM di Sumatera dan sekitarnya. Juga produk lain seperti Non-BBM (LPG, Musicool, HAP, LAWS, dan SBPxX), bahan bakar khusus atau BBK (Avtur, Peralite, Dexlite, Pertamina), Petrokimia (Polypropylene atau Polytam), dan produk lainnya (termasuk *Vacuum Residue*, LSWR V500, Decant Oil, dan Naphtha) akan didistribusikan ke seluruh Indonesia, utamanya *naphtha* yang banyak dihasilkan akan dikirim ke RU VI Balongan. Saat ini, Indonesia melalui Pertamina, menargetkan kualitas BBM hasil *blending naphtha* yang dihasilkan setara EURO 4 dengan *sulfur content* 200-350 ppm sehingga perlu diturunkan menjadi 0,5 ppm-wt (maksimum) yang setara dengan standar Eropa yang sekarang sudah menyentuh EURO 5 (Pertamina, 2023). Dengan demikian, dengan adanya pendirian unit *naphtha hydroteater* ini sangat diperlukan.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Treated Naphtha

Naphtha merupakan salah satu fraksi minyak bumi yang memiliki titik didih diantara 30C hingga 200C. Campuran kompleks ini terdiri dari molekul hidrokarbon dengan 5-12 atom karbon seperti *paraffin*, *olefin*, *naphthene*, dan *aromatic*. Komponen lainnya seperti belerang, nitrogen, oksigen, air, garam, dan sejumlah logam mengandung konstituen seperti vanadium, nikel dan alumunium (Antos dan Aitani, 2004). Komponen-komponen lain ini mempengaruhi kinerja katalis logam mulia bifungsional yang digunakan dalam reformasi katalitik dan harus dihilangkan ke tingkat rendah sebelum memasuki unit reformer. Komposisi hidrokarbon dan

konsentrasi unsur tambahan menentukan kualitas sebagai bahan baku reforming atau sebagai komponen pencampur bensin. Oleh karena itu, kandungan sulfur pada *naphtha* perlu dikurangi bahkan dihilangkan. *Treated naphtha* merupakan *naphtha* yang sudah dikurangi kadar sulfurnya. Rata-rata kandungan sulfur pada *naphtha* yaitu 200-350 ppm-wt. Sedangkan target maksimum kandungan sulfur pada *feed platformer* adalah sebesar 0.5 ppm-wt (GOM NHT, RU IV Cilacap). *Treated naphtha* nantinya akan diolah di *platforming* untuk menghasilkan reformat yang akan digunakan sebagai bahan campuran pada pembuatan bensin.

Pada dasarnya, unit *naphtha hydrotreating* memiliki beberapa reaksi yaitu desulfurisasi, denitrifikasi, saturasi olefin, *halide removal*, dan *metal removal*. Namun pada perancangan pabrik kali ini difokuskan terhadap reaksi desulfurisasi atau pengurangan sulfur.

1.3.2 Macam-macam Proses

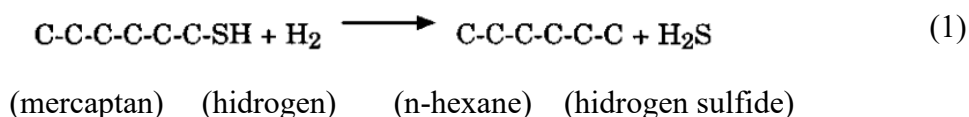
Ada 2 pendekatan umum yang tersedia bagi perusahaan *refiners* untuk menurunkan sulfur dalam *naphtha*. Yang pertama adalah melakukan *hydrotreat* terhadap *naphtha*, dan yang kedua adalah menghilangkan sulfur dengan *oxidative desulfurization*. Proses penghilangan sulfur pada *naphtha* memiliki beberapa proses diantaranya adalah sebagai berikut:

1. Proses *Hydrotreating*

Hydrotreating Naptha dilakukan saat persiapan *feed* sebelum masuk ke *unit reformer*. Tingkat sulfur yang tinggi dalam bahan baku menyebabkan *cooking* berlebihan dan deaktivasi katalis yang cepat. Oleh karena itu, kandungan sulfur dalam pakan harus sangat rendah. Metode ini menggunakan katalis CoMo/Al₂O₃ atau NiMo/Al₂O₃ untuk mereduksi atom sulfur dalam senyawa sulfur menjadi hidrogen sulfida (H₂S) dengan bantuan gas hidrogen. *Hydrotreating* dapat terjadi pada suhu 200-425°C (390-795 °F) dan 150-250 psi (Gupta dkk., 2005). Untuk mendapatkan konsentrasi sulfur yang lebih rendah (<=0.05% ppm) dalam produk, diperlukan suhu dan tekanan yang

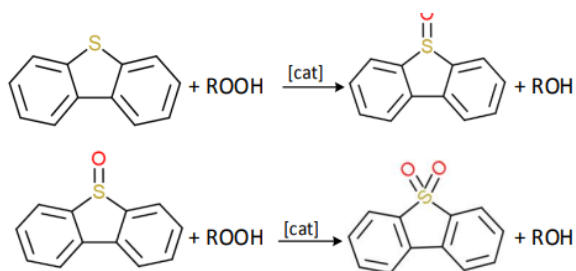
lebih tinggi serta membutuhkan volume reaktor yang lebih besar, waktu pemrosesan lebih lama, dan kebutuhan hidrogen serta energi yang besar.

Reaksi utama yang berlangsung pada proses penghilangan senyawa sulfur dalam unit *hydrotreating* adalah sebagai berikut:



2. *Oxidative Desulfurization*

Proses desulfurisasi oksidatif merupakan reaksi dua langkah. Pertama, belerang bivalen dioksidasi menjadi sulfon heksavalen dengan adanya oksigen, yaitu dengan penambahan dua atom oksigen ke belerang tanpa memutus ikatan karbon-belerang. Kemudian langkah kedua yaitu dilakukan pemurnian dimana senyawa belerang teroksidasi dipisahkan dari minyak karena sifat kimia dan fisiknya yang berbeda dengan senyawa sulfur aslinya seperti titik didih dan polaritasnya. Pemisahan dapat menggunakan metode ekstraksi cair-cair dengan menambahkan *solvent* langsung dengan zat pengoksidasi pada bahan bakar atau setelah oksidasi senyawa belerang (Houda, dkk., 2018).



Gambar 1.4 Reaksi desulfurisasi oksidatif

Keuntungan dari teknik ini yaitu senyawa sulfur yang tahan panas mudah teroksidasi pada suhu dan tekanan yang rendah serta tidak memerlukan penggunaan hidrogen yang mahal, sehingga prosesnya lebih aman dan dapat diterapkan di kilang kecil dan menengah, yang terisolasi, dan terletak jauh dari saluran pipa hidrogen. Biaya modal keseluruhan dan

persyaratan untuk unit desulfurisasi oksidatif ini secara signifikan lebih kecil daripada unit hydrotreating yang tinggi (Guo dkk., 2011). Salah satu kelemahan utama dari teknik ini yaitu kelarutan yang cukup besar dari bahan bakar hidrokarbon dalam pelarut polar, yang mengarah pada kerugian yang signifikan dari bahan bakar hidrokarbon yang dapat digunakan sehingga kerugian tersebut tidak dapat diterima atas dasar komersial (Nanoti dkk., 2009). Juga memiliki tantangan pada pemisahannya yang memerlukan kombinasi pelarut, minyak dan komponen ekstraksi terpilih yang tepat agar mencapai efektivitas tinggi dalam pengurangan kandungan sulfur (Houda dkk., 2018). Selain itu, waktu reaksi yang lama perlu menjadi pertimbangan. Menurut (Otsuki dkk., 2000) melaporkan bahwa *oxidative desulfurization* membutuhkan waktu 36 jam untuk mencapai target.

Tabel 1.5 Perbandingan Proses Desulfurisasi

Aspek Pembeding	<i>Hydrotreating</i>	<i>Oxidative Desulfurization</i>
Bahan Baku	Hidrogen	H ₂ O ₂ (Hidrogen peroksida)
Katalis	CoMo (Al ₂ O ₃) atau NiMo (Al ₂ O ₃)	Titanium-Silika
Suhu & Tekanan	Suhu 200-450°C dan tekanan 150-250 psi.	Suhu 35-90°C dan tekanan 1 atm.
Reaktor	<i>Fixed Bed Reactor</i>	<i>Fixed Bed Reactor</i>
Konversi	99% (RU IV, 2023)	83% (Imtiaz, dkk, 2013)
Kelebihan	Dapat menghilangkan kandungan sulfur hingga 0,5 ppm-wt pada produk. Sudah banyak diterapkan di perusahaan <i>refiners</i> .	Sulfur mudah teroksidasi pada suhu dan tekanan yang rendah dan tidak memerlukan penggunaan hydrogen yang besar, sehingga prosesnya lebih aman dan dapat diterapkan di kilang kecil dan menengah.
Kekurangan	Mebutuhkan biaya yang lebih besar untuk memproses sulfur yang tahan panas, karena membutuhkan bahan bak hydrogen yang banyak juga bahan bakar pemanas yang relatif besar.	<ul style="list-style-type: none"> • Kelarutan yang cukup besar dari bahan bakar hidrokarbon dalam pelarut polar, yang mengarah pada kerugian yang signifikan dari bahan bakar hidrokarbon yang dapat digunakan sehingga kerugian tersebut tidak dapat diterima atas dasar komersial • Perlunya kombinasi yang tepat pada proses pemurnian • Waktu reaksi yang relatif lama.

1.3.3 Pemilihan Proses

Berdasarkan tabel 1.5 yang mana menjelaskan kelebihan dan kekurangan pada masing-masing proses, maka yang dipilih untuk pabrik ini adalah proses *hydrotreating* karena memiliki nilai konversi yang paling tinggi dan sudah sering digunakan pada *refinery unit* di dalam negeri maupun luar negeri.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika ditunjukkan untuk mengetahui sifat dari reaksi yang terjadi (*eksotermis/endotermis*), mengetahui reaksi secara spontan atau tidak spontan serta mengetahui arah reaksi tersebut (*reversible/irreversible*). Penentuan panas reaksi yang berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH°_f). Penentuan reaksi spontan atau non spontan dapat dihitung dari energi bebas gibbs (ΔG°_f). Penentuan arah reaksi diketahui dengan menghitung nilai konstanta kesetimbangan reaksi. Reaksi desulfurisasi pada *naphtha hydrotreating* pada suhu 320 °C (298K) dan tekanan 31,67 atm. Reaksi yang terjadi yaitu:



Nilai entalpi dan energi gibbs disajikan pada tabel berikut (Yaws, 1999).

Tabel 1.6 Harga Entalpi dan Energi Gibbs

Komponen	ΔH°_f (kJ/mol)	ΔG°_f (kJ/mol)
$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{S}$ (<i>1-hexanethiol</i>)	-128,99	31,76
H_2	-0,00	0,00
C_6H_{14}	-167,19	-0,25
H_2S	-20.60	-33,4

Setelah mengetahui harga ΔH°_f dan ΔG°_f pada masing-masing komponen. Kemudian menghitung nilai entalphy dan energi gibbs keseluruhan. Dengan rumus berikut ini.

$$\Delta H^\circ_r(298) = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^\circ_r(298) = \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \text{ (Yaws,1999)}$$

Untuk nilai ΔH°_f dan ΔG°_f dikalikan dengan koefisien reaksi masing-masing komponen. Berikut rumus akhirnya yaitu:

$$\Delta H^\circ_r(298) = (\text{Koefisien} \times \Delta H^\circ_f \text{ produk}) - (\text{Koefisien} \times \Delta H^\circ_f \text{ reaktan})$$

$$\Delta G^\circ_r(298) = (\text{Koefisien} \times \Delta G^\circ_f \text{ produk}) - (\text{Koefisien} \times \Delta G^\circ_f \text{ reaktan})$$

Dengan demikian, nilai enthalpy dan energi gibbs pada masing-masing reaksi yaitu tersaji pada tabel-tabel berikut.

Tabel 1.7 Nilai Entalpi pada masing-masing Reaksi

Reaksi	ΔH°_f Produk (kJ/mol)	ΔH°_f Reaktan (kJ/mol)	ΔH°_r (kJ/mol)
$C_6H_{14}S + H_2 \rightarrow C_6H_{14} + H_2S$ (1)	-187,79	-128,99	-58,8

Tabel 1.8 Nilai Energi Gibbs pada masing-masing Reaksi

Reaksi	ΔG°_f Produk (kJ/mol)	ΔG°_f Reaktan (kJ/mol)	ΔG°_r (kJ/mol)
$C_6H_{14}S + H_2 \rightarrow C_6H_{14} + H_2S$ (1)	-33,65	27,82	-61,47

Berdasarkan hasil diatas, pada reaksi memiliki nilai ΔH°_r negatif. Dengan demikian, reaksi-reaksi ini merupakan reaksi yang bersifat eksotermis (mengeluarkan panas) sehingga membutuhkan pendinginan pada reaktor. Nilai energi bebas gibbs ΔG_r pada seluruh reaksi bernilai negatif, artinya reaksi ini berjalan secara spontan dan membutuhkan sedikit energi.

Perhitungan konstanta kesetimbangan dapat dihitung menggunakan persamaan 14.11 dari Smith, dkk., 2018, nilai konstanta kesetimbangan pada reaksi yaitu:

Reaksi 1:



$$\ln K_1 = \left(\frac{-\Delta G^\circ_r}{R.T} \right)$$

$$\ln K_1 = \frac{1}{T} \times \left(\frac{-(-61,47)}{8,314/1000} \right)$$

$$K_1 = 59579695975$$

Pada suhu 320°C (593,15 K) besarnya konstanta kesetimbangan (K₂) dapat dihitung dengan persamaan:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[-\frac{\Delta H}{R} \right] \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[-\frac{-58,8}{8,314/1000} \right] \left[\frac{1}{593,15} - \frac{1}{298,15} \right]$$

$$\frac{K_2}{K_1} = 0,00000746$$

$$K_2 = 444256,328$$

Reaksi berjalan *irreversible* apabila nilai K sangat besar, dari hasil menunjukkan bahwa reaksi berjalan searah menuju produk atau *irreversible* karena nilai K positif (+).

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Kinetika reaksi kimia adalah ilmu yang mempelajari tentang laju reaksi kuantitatif, meliputi ilmu yang mempelajari tentang pengukuran laju reaksi dan variabel-variabel dalam laju reaksi yaitu konsentrasi, suhu, dan tekanan, terutama untuk reaksi lambat, dimana waktu reaksi mempengaruhi besarnya transformasi serta besarnya kecepatan reaksi, mekanisme atau tahapan reaksi. Menurut jurnal, pada reaksi desulfurisasi *naphtha* diketahui nilai A (*Pre-exponential factor*) dan nilai E_a (Energi Aktivasi) sebesar 5,38 m³/kmol.s dan 10.550 kJ/kmol (Vanrysselberghe dan Froment, 1998). Untuk mencari nilai konstanta kinetika reaksi digunakan persamaan Arrhenius yaitu sebagai berikut:

$$k = Ae^{-\frac{Ea}{RT}} = 0,633 \frac{m^3}{kmol.s}$$

Keterangan :

- k = konstanta laju reaksi ($m^3/kmol.s$)
- A = faktor frekuensi atau pra-exponensial
- Ea = energi aktivasi
- R = konstanta gas (8,314 kJ/kmol.K)
- T = suhu (593,15K)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Dalam proses perancangan, kualitas produk harus sesuai spesifikasi dan target yang ditentukan. Unit *naphtha hydrotreating* dapat dirancang berdasarkan variabel-variabel utama yaitu spesifikasi bahan baku dan bahan pendukung, spesifikasi produk serta pengendalian.

2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Produk dan Bahan Pendukung

Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku, Produk dan Bahan Pendukung

Spesifikasi	Bahan Baku		Produk		Bahan Pendukung
	<i>Untreated Naphtha</i>	Hidrogen	<i>Heavy Naphtha</i>	<i>Light Naphtha</i>	<i>Cobalt Molybdenum</i>
Rumus Molekul	C ₄ -C ₇	H ₂	C ₄ -C ₇	C ₄ -C ₇	Co-Mo
Bentuk	-	-	-	-	Silinder (<i>extrude</i>)
Densitas @ 15/4°C g/L	0.78-0.81		0.78-0.81	0.6-0.7	-
Total <i>Sulfur content</i> (%wt)	300-800	-	0,5 ppm	0,5 ppm	-
Flash point (°C)	0.82 (15°C)		< -45,0	-40	-
Titik didih (°C)	90 - 150	-253	27 - 116	27 - 110	-
Diameter dan Panjang (mm)	-	-	-	-	2,8 ; 5
<i>Bulk Density</i> (kg/L)	-	-	-	-	0,63
Porositas	-	-	-	-	0,86
Warna	Transparan/bening	Tidak berwarna	Tidak berwarna - kuning	Tidak berwarna	Abu-Abu Gelap
Fasa	Liquid	Gas	Liquid	Liquid	Solid

2.2 Pengendalian Kualitas

Kualitas merupakan salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produksi. Oleh sebab itu, mengendalikan kualitas merupakan salah satu hal yang terpenting serta membutuhkan perhatian khusus dari perusahaan. Pengendalian kualitas merupakan upaya untuk mempertahankan nilai kualitas suatu produk. Fungsi dari pengendalian kualitas adalah menghasilkan produk yang sesuai dengan standar yang telah ditentukan. Pengendalian kualitas yang akan dilakukan pada perancangan pabrik ini berdasarkan pada spesifikasi bahan baku yang dibutuhkan dan produk yang diharapkan (Summers, 2017). Adapun pengendalian kualitas yang dilakukan adalah sebagai berikut:

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum proses produksi, perlu dilakukan analisa atau pengujian terhadap bahan baku. Bahan baku pada proses ini terdiri dari *naphtha* dan hidrogen. Pengujian ini memiliki tujuan agar bahan baku yang digunakan pada proses sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan di dalam desain produksi. Pengujian yang dilakukan seperti viskositas, titik lebur, kadar komposisi komponen dan lain sebagainya.

2.2.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung

Selain bahan baku utama, bahan pendukung pada proses di unit *naphtha hydrotreating* ini juga perlu dianalisa. Tujuannya adalah untuk diketahui sifat-sifat fisisnya, yang mana harus sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian sehingga produk yang dihasilkan berkualitas dan dapat dipasarkan. Adanya pengawasan dan pengendalian produk harus sudah dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Pengawasan dilakukan pada mutu bahan baku, produk setengah jadi hingga produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan ini dapat dilakukan

analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol. Pengendalian produk pada unit ini adalah menghasilkan produk *naphtha treated* (mencapai target maksimum kandungan sulfur).

2.2.4 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan sistem kontrol.

2.2.4.1 Alat Sistem Kontrol

Pengawasan dan pengendalian jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendali yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* maupun secara manual yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan indikator yang telah ditetapkan tersebut atau di setting baik itu *flow rate* bahan baku, produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan berupa: nyala lampu, bunyi alarm, dan sebagainya. Apabila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *setting* semula. Beberapa alat kontrol yang digunakan pada kondisi tertentu antara lain:

A. *Temperature Control (TC)*

Temperature Control merupakan alat kontrol yang berfungsi untuk mengontrol suhu dalam alat proses, yang apabila belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan akan menimbulkan masalah dan akan ditandai dengan isyarat berupa suara dan nyala lampu.

B. *Flow Control (FC)*

Flow Control merupakan alat yang digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa line atau unit proses lainnya. Pengukuran kecepatan aliran fluida dalam pipa biasanya diatu dengan mengatur output dari alat, yang mengakibatkan fluida mengalir dalam pipa line.

C. *Level Control* (LC)

Level Control merupakan alat yang dipakai untuk mengatur ketinggian (*level*) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah *control valve*, yaitu dengan mengatur laju cairan masuk atau keluar proses.

D. *Pressure Controller* (PC)

Pressure Controller merupakan alat yang dipasang untuk mengontrol tekanan pada sistem, dengan cara mengatur *set pressure* ke jumlah tertentu. *Control valve* dihubungkan dengan suatu saklar. Jika pada suatu proses, tekanan naik lebih dari *set point* maka saklar akan aktif dan mematikan *control valve*.

2.2.4.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*. Contohnya: (\neq)
- b. Aliran elektrik (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*. Contohnya : (----)
- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.2.5 Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemindahan

Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan dari satu tempat ke tempat lain yaitu berupa pengawasan produk terutama *treated naphtha* pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*day tank*) ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal. Sebelum melalui proses pengiriman, dilakukan proses pengecekan kualitas (*quality checking*) untuk memastikan kualitas produk sudah memenuhi spesifikasi yang diharapkan.

2.3 Pengendalian Kuantitas

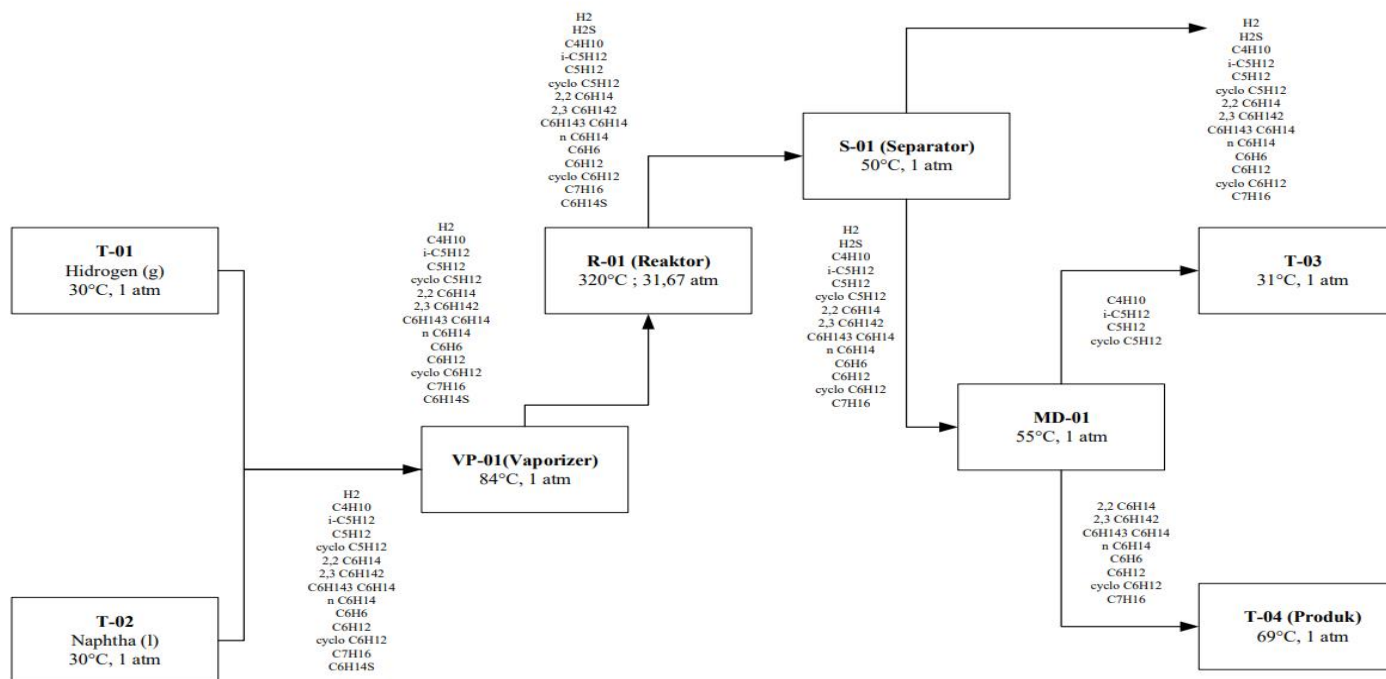
Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama, dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

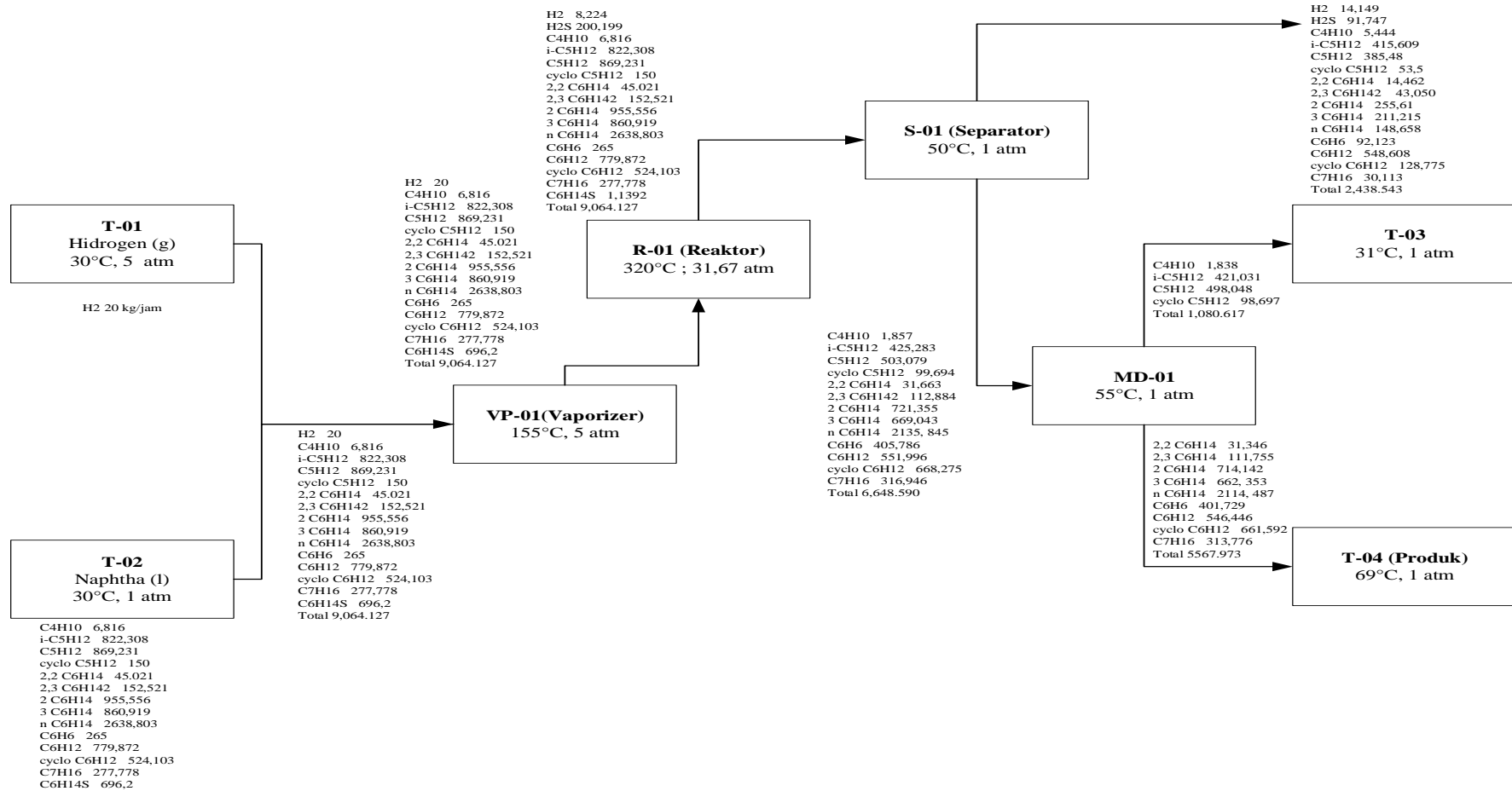
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Pabrik *naphtha hydrotreating* dirancang dengan kapasitas 45.000 ton/tahun dari bahan baku *naphtha* dan H₂ dengan bantuan katalis *cobalt-molybdenum (CoMo)* dengan brand UOP-S9 dan Criterion DC-130. Proses produksi berlangsung selama 24 jam dalam 330 hari selama 1 tahun. Proses yang terjadi terdiri dari 3 tahap, yaitu:

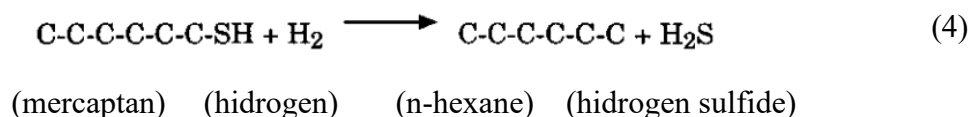
- a. Tahap persiapan bahan baku
- b. Tahap pembentukan produk
- c. Tahap pemisahan dan pemurnian produk

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku *Untreated naphtha* yang masih mengandung sulfur yang berasal dari *Crude Distilling Unit* masuk ke tangki bahan baku pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Umpan *untreated naphtha* dialirkan ke dalam vaporizer-01 untuk diubah fase menjadi gas dan bersamaan dengan H₂ dialirkan ke dalam *heat exchanger (heater-01)* untuk dinaikkan suhu menjadi 155 °C. Kemudian dialirkan menuju Kompresor-01 untuk dinaikkan tekanan dan suhu target inlet reaktor yaitu sebesar 31,7 atm dan 320 °C.

3.2.2 Tahap Pembentukan Produk

Tahap pembentukan produk terjadi di reaktor yang bertujuan untuk mereaksikan *Untreated naphtha* (dalam hal ini diwakili oleh mercaptan) dan H₂ membentuk *treated naphtha* yang mencapai target maksimum sulfur yaitu sebesar 0.5% ppm-wt dengan bantuan katalis *cobalt-molybdenum*. Reaksi ini terjadi pada fase gas pada suhu 320 °C dan tekanan 31,67 atm dengan menggunakan reaktor *fixed bed* non adiabatik dengan sifat reaksi eksotermis dan kondisi operasi isothermal. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Produk hasil akhir reaktor diekspansi hingga 1 atm menggunakan *expansion valve-03* dan dialirkan menuju Kondeser-01 untuk diubah fase menjadi cair dan diturunkan suhu menjadi 50 °C sesuai target umpan Separator-01. Di dalam separator-01 terjadi pemisahan *naphtha* dari mercaptan dan H₂. *Naphtha* kemudian dialirkan ke dalam menara distilasi untuk dipisahkan antara fase uap dan cairannya. Namun sebelumnya, *naphtha* dipanaskan kedalam *heater-02* agar mencapai suhu umpan MD-01 sebesar 55 °C. Hasil atas MD-01 merupakan *naphtha (C4-C5)* dan hasil bawah MD-01 berupa *naphtha (C6-C7)* yang nantinya akan digunakan sebagai umpan di unit selanjutnya yaitu Platforming.

3.3 Spesifikasi Alat

Perancangan spesifikasi alat pada pabrik ini telah di rancang berdasarkan pertimbangan efisiensi dan optimasi proses yang telah di sesuaikan. Spesifikasi alat-alat pada perancangan unit *naphtha hydrotreater* yaitu :

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi desulfurisasi <i>naphtha</i> .
Jenis	: <i>Fixed Bed Catalytic Reactor</i>
Mode operasi	: <i>Continuous</i>
Jumlah	: 1

Kondisi Operasi

Suhu, °C	: 320
Tekanan, atm	: 31,67
Kondisi operasi	: Adiabatis, isothermal

Konstruksi Material

Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA283 Grade C</i>
Diameter (ID) <i>shell</i> , m	: 2,4
Tebal <i>shell</i> , in	: 1,5

Tinggi total, m : 4,38

Jenis *head* : *Elliptical*

Insulasi

Bahan : *Low-Allow Steels SA-353 9 Ni*

Konduktivitas panas, W/m.K : 0,0512

Tebal isolasi, m : 0,648

Spesifikasi Khusus

Jenis katalis : *Cobalt Molybdenum dengan penyangga Alumina*

Bentuk katalis : Silinder

Ukuran katalis, mm : 2,8

Tinggi katalis, m : 6,1

Porositas tumpukan : 0,86

WHSV, /jam : 0,732

Pressure drop di sepanjang tumpukan katalis, atm : 0.003

Jaket Pendingin

Tinggi (m) : 4,38

Diameter (m) : 2,845

Luas Selimut (ft²) : 119,491

Luas Perpindahan Panas (ft²) : 109,499

Tebal Dinding (in) : 0,1875

3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah

a. Vaporizer 1 (VP-01)

Tabel 3.1 Spesifikasi Vaporizer 1

Operating Condition				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Dowtherm A</i>		<i>Naphtha</i>	
<i>Fluid Type</i>	<i>Heavy organics</i>		<i>Light organics</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid Flowrate (Kg/jam)</i>	-	-	9.064,127	-
<i>Vapor Flowrate (Kg/Jam)</i>	7.267,007	7.267,007	-	9.064,127
<i>Temperature (°C)</i>	350	165	30	155
<i>Pressure (atm)</i>	5,3	0,07	10	10

Mechanical Design			
<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	20	<i>Length (ft)</i>	20
<i>Passes</i>	2	<i>Passes</i>	8
<i>ID (in)</i>	0,87	<i>OD (in)</i>	1,0
<i>Baffles spaces</i>	11,625	<i>Number</i>	100
		<i>A (ft²)</i>	523,6
		<i>BWG</i>	18
		<i>Pitch</i>	1,2
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,075/10,00	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,959/10,00
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,00631/0,002	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,00631/0,002

b. Heater 01 (HE-01)

Tabel 3.2 Spesifikasi Heater 1

Operating Condition				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Dowtherm A</i>		<i>Naphtha</i>	
<i>Fluid Type</i>	<i>Heavy organics</i>		<i>Light organics</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid Flowrate (Kg/Jam)</i>	-	-	-	-
<i>Vapor Flowrate (Kg/Jam)</i>	4.125,870	4.125,870	9.064,127	9.064,127
<i>Temperature (°C)</i>	350	240	155	230
<i>Pressure (atm)</i>	5,3	0,6	10	10

Mechanical Design			
<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	20	<i>Length (ft)</i>	20
<i>Passes</i>	2	<i>Passes</i>	8
<i>ID (in)</i>	0,87	<i>OD (in)</i>	1,0
<i>Baffles spaces</i>	11,625	<i>Number</i>	100
		<i>A (ft²)</i>	523,6
		<i>BWG</i>	18
		<i>Pitch</i>	1,2
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,1975/10,00	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	1,8308/10,00
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,0045/0,002	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,0045/0,002

c. Kondensor 1 (CD-01)

Tabel 3.3 Spesifikasi Kondensor 1

Operating Condition				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Naphtha</i>		<i>Water</i>	
<i>Fluid Type</i>	<i>Light organics</i>		<i>Steam</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid Flowrate (Kg/Jam)</i>	9.064,127	-	-	-
<i>Vapor Flowrate (Kg/Jam)</i>	-	9.064,127	45.431,04	45.431,04
<i>Temperature (°C)</i>	326,8	50	25	50
<i>Pressure (atm)</i>	1	1	1	1

Mechanical Design			
<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	20	<i>Length (ft)</i>	20
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	4
<i>ID (in)</i>	0,532	<i>OD (in)</i>	0,75
<i>Baffles spaces</i>	15,5	<i>Number</i>	352
		<i>A (ft²)</i>	1.381,952
		<i>BWG</i>	12
		<i>Pitch</i>	1
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,0002/10,00	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	1,001/10,00
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,0041/0,0025	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,0041/0,0025

d. Heater 2 (HE-02)

Tabel 3.4 Spesifikasi Heater 2

Operating Condition				
<i>Position</i>	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Steam</i>		<i>Naphtha</i>	
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid Flowrate (Kg/Jam)</i>	-	-	6.648,590	6.648,590
<i>Vapor Flowrate (Kg/Jam)</i>	108,77	108,77	-	-
<i>Temperature (°C)</i>	170	100	50	55
<i>Pressure (atm)</i>	7,02	1,01	1	1

Mechanical Design			
<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	15	<i>Length (ft)</i>	15
<i>Hairpin</i>	1	<i>Hairpin</i>	1
<i>ID (in)</i>	3,068	<i>ID (in)</i>	2,469
		<i>OD (in)</i>	2,88
		<i>A (ft²)</i>	22,59
		<i>SCH</i>	40
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,0288/10	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,0265/10
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,0367/0,003	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,0367/0,003

e. Reboiler 1 (RB-01)

Tabel 3.5 Spesifikasi Reboiler 1

Operating Condition				
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Water</i>		<i>Naphtha</i>	
<i>Fluid Type</i>	<i>Cold Fluid</i>		<i>Hot Fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid Flowrate (Kg/Jam)</i>	-	-	483.029,691	477.461,691
<i>Vapor Flowrate (Kg/Jam)</i>	14.938,331	14.938,331	-	5.567,973
<i>Pressure (atm)</i>	7,02	1,01	7,02	1,01
<i>Temperature (°C)</i>	170	100	170	100

Mechanical Design			
<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	16	<i>Length (ft)</i>	16
<i>Passes</i>	1	<i>Passes</i>	6
<i>ID (in)</i>	0,902	<i>OD (in)</i>	1,0
<i>Baffles spaces</i>	20,667	<i>Number</i>	424
		<i>A (ft²)</i>	1776,05
		<i>BWG</i>	18
		<i>Pitch</i>	1,25
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	8,0705/10,00	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	2,3879/10,00
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,0228/0,002	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,0228/0,002

f. Kondensor 2 (CD-02)

Tabel 3.6 Spesifikasi Kondensor 2

Operating Condition				
Position	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
Fluid	<i>Naphtha</i>		<i>Water</i>	
Fluid Type	<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	
	In	Out	In	Out
Liquid Flowrate (Kg/Jam)		1.080,616	76.367,62	76.367,62
Vapor Flowrate (Kg/Jam)	27.077,710	25.929,562	-	-
Temperature (°C)	58	25	20	40
Pressure (atm)	1	1	1	1

Mechanical Design			
Annulus		Tube	
Length (ft)	16	Length (ft)	16
Passes	-	Passes	8
ID (in)	0,87	OD (in)	1,0
Baffles spaces	11,625	Number	100
		A (ft ²)	0,594
		BWG	18
		Pitch	1,2
$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,201/10,00	$\Delta P_{cal}/ \Delta P_{allow}$	0,364/10,00
Rd_{cal}/Rd_{min}	0,00146/0,001	Rd_{cal}/Rd_{min}	0,00146/0,001

g. Cooler 1 (C-01)

Tabel 3.7 Spesifikasi Cooler 1

Operating Condition				
<i>Position</i>	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Naphtha</i>		<i>Water</i>	
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid Flowrate (Kg/Jam)</i>	5.567,973	5.567,973	15.076,912	15.076,912
<i>Vapor Flowrate (Kg/Jam)</i>	-	-	-	-
<i>Temperature (°C)</i>	70	30	25	30
<i>Pressure (atm)</i>	1	1	1	1

Mechanical Design			
<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	20	<i>Length (ft)</i>	20
<i>Hairpin</i>	4	<i>Hairpin</i>	4
<i>ID (in)</i>	4,026	<i>ID (in)</i>	3,068
		<i>OD (in)</i>	3,500
		<i>A (ft²)</i>	293,440
		<i>SCH</i>	40
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	1,452/10	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	1,101/10
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,0343/0,003	Rd_{cal} / Rd_{min}	0,0343/0,003

h. Separator (SP-01)

Parameter	Identifikasi
Nama dan Kode	Separator-01 (SP-01)
Fungsi	Memisahkan campuran fasa uap dan cair hasil keluaran produk
Jenis	Drum silinder vertikal dengan <i>torispherical head</i>
Material	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi operasi	P : 1 atm T : 50 °C

Spesifikasi

<i>Shell</i>	Panjang	: 4,191 m
	Tebal	: 0,1875 in
	Diameter luar	: 46 in
<i>Head</i>	Panjang	: 0,2449 m
	Tebal	: 0,1875 in

i. Menara Distilasi (MD-01)

Nama dan Kode		Menara Distilasi (MD-01)
Fungsi	=	Untuk memisahkan light key dan heavy key
Jenis	=	Multistage Distillation
Tipe	=	Tray Distillation Columns
Material	=	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>

Kondisi Operasi Umpan

Tekanan	=	1,0	atm
Suhu	=	57,70	°C

Kondisi Operasi Distilat

Tekanan	=	1,0	atm
Suhu	=	34,99	°C

Kondisi Operasi Bottom

Tekanan = 1,0 atm
Suhu = 69,34 °C

Spesifikasi

Shell

Diameter = 2,26 m
Tinggi = 11,59 m
Tebal = 0,25 m
Material = *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Head

Jenis = Torispherical Roof
Tebal = 0,25 in

Tray

Jenis Tray = Sieve Tray
Feed Plate = 9
Jumlah Plate Aktual = 19 buah
Susunan Hole = *Triangular*
Diameter Hole = 0,005 M
Jumlah Tray = 1 Buah
Tray Spacing = 0,5 M
Jumlah Lubang = 15645,02 buah
Jumlah = 1 buah
Harga \$

3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki	T-01	T-02	T-03	T-04
Fungsi	Menyimpan Kebutuhan Bahan Baku H ₂	Menyimpan Kebutuhan Bahan Baku Naphtha	Menyimpan Produk Naphtha (C4-C5)	Menyimpan Produk Naphtha (C6-C7)
Lama penyimpanan	7 hari	7 hari	7 hari	7 hari
Fasa	Gas	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1 Buah	1 Buah	1 Buah	1 Buah
Jenis tangki	<i>SphericalTank</i>	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak
Kondisi Operasi	Suhu (°C): 30 Tekanan (atm): 5	Suhu (°C): 30 Tekanan (atm): 1	Suhu (°C): 30 Tekanan (atm): 1	Suhu (°C): 30 Tekanan (atm): 1
Spesifikasi	Bahan Kontruksi: <i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i> Volume Tangki (m ³): 12,04 Diameter (m): 2,84 Tebal shell (in): 0,1875	Bahan Kontruksi: <i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i> Volume Tangki (m ³): 2.737,39 Diameter (m): 18,28 Tinggi (m): 9,14 Jumlah Course: 5 Tebal shell (in): 0,5	Bahan Kontruksi: <i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i> Volume Tangki (m ³): 354,36 Diameter (m): 9,14 Tinggi (m): 5,48 Jumlah Course: 3 Tebal shell (in): 0,25	Bahan Kontruksi: <i>Carbon Steels SA-283 Grade C</i> Volume Tangki (m ³): 1.735,16 Diameter (m): 13,71 Tinggi (m): 7,31 Jumlah Course: 3 Tebal shell (in): 0,3125
<i>Head & Bottom</i>		<i>(Torispherical Roof)</i> Tebal head (in): 2 <i>(Flat Bottom)</i> Tebal Bottom (in): 0,750	<i>(Torispherical Roof)</i> Tebal head (in): 1 <i>(Flat Bottom)</i> Tebal Bottom (in): 0.750	<i>(Torispherical Roof)</i> Tebal head (in): 1,5 <i>(Flat Bottom)</i> Tebal Bottom (in): 0,750
Harga (USD)	140.929,5574	132.671,1749	50.596,7299	102.777,9086

3.3.4 Spesifikasi *Expansion valve* dan Kompresor

a) Kompresor-01

Tabel 3.9 Spesifikasi Kompresor (K-01)

Nama dan Kode	Kompresor-01 (K-01)			
Fungsi	Untuk menaikkan tekanan keluaran HE-01 dari 10 atm ke 31,67 atm untuk dialirkan menuju Reaktor (R-01)			
Jumlah	1 buah			
Tipe	<i>Centrifugal singlestage</i>			
Material	<i>Carbon steel SA 203 grade C</i>			
Kondisi Operasi				
Pin	10,0	atm	146,9	psi
Pout	31,7	atm	465,41	psi
Tin	230,0	°C	394	K
Tout	320	°C	593	K
Spesifikasi				
Jumlah Stage	1	buah		
Power	0,2807	HP	0,2093	kW

b) *Expansion valve*

Tabel 3.10 Spesifikasi *Expansion valve*

Nama dan Kode	<i>Expansion Valve-01 (EV-01)</i>	<i>Expansion Valve-02 (EV-02)</i>	<i>Expansion Valve-03 (EV-03)</i>
Fungsi	Sebagai <i>transport</i> gas dari tangki H ₂ (T-02) menuju <i>vaporizer-01</i> dan menurunkan tekanan H ₂ dari 5 atm menjadi 1 atm	Sebagai <i>transport</i> gas dari <i>vaporizer-01</i> menuju <i>heater-01</i> .	Menurunkan tekanan keluaran reaktor dari 31,67 atm ke 1 atm.
Jenis	Global Valve Open	Global Valve Open	Global Valve Open
Kapasitas (kg/jam)	20,0	9.064,12	9.064,12
Spesifikasi			
Dimensi			
ID (in)	1,38	1,38	1,38
OD (in)	1,66	1,66	1,66
a't (ft ²)	0,0104	0,0104	0,0104
Le (m)	12,19	12,19	12,19
Material	Commercial Stainless Steel AISI tipe 316	Commercial Stainless Steel AISI tipe 316	Commercial Stainless Steel AISI tipe 316

3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi

Tabel 3.11 Spesifikasi Pompa

Nama	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05	Pompa-06	Pompa-07
Fungsi	Mengalirkan bahan baku <i>naphtha</i> menuju <i>vaporizer-01</i> .	Menaikan tekanan <i>naphtha</i> dan H ₂ dari 1 atm menjadi 10 atm.	Mengalirkan keluaran Kondensator-01 menuju ke Separator-01	Mengalirkan keluaran Separator-01 menuju Heater-02	Mengalirkan keluaran HE-01 menuju MD-01	Mengalirkan hasil atas MD-01 menuju T-03	Mengalirkan hasil bawah MD-01 menuju T-04
Viskositas (cP)	0,3051	0,3052	0,225	0,259	0,247	0,105	0,242
Kapasitas (m ³ /jam)	16,149	16,22	17,01	12,23	12,33	2,07	10,38
Suhu Fluida (°C)	30	30	50	50	55	31	69
Jenis Pompa	<i>Single stage centrifugal pump</i>	<i>Single stage centrifugal pump</i>	<i>Single stage centrifugal pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal pump</i>	<i>Single stage centrifugal pump</i>	<i>Single stage centrifugal pump</i>
Efisiensi Pompa (%)	61	61	61	70	70	45	65
Daya Motor (HP)	0,80	0,80	0,75	0,333	0,333	0,125	0,333
Material Construction	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>: Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.12 Neraca Massa Total

Komponen	Input(kg/jam)	Output(kg/jam)
H ₂	20,00	14,16
H ₂ S	0,00	96,64
C ₄ H ₁₀	6,81	7,30
i-C ₅ H ₁₂	822,30	840,89
C ₅ H ₁₂	869,23	888,55
Cyclo-C ₅ H ₁₂	150,00	153,19
2,2 C ₆ H ₁₄	45,02	46,12
2,3 C ₆ H ₁₄	152,52	155,93
2 C ₆ H ₁₄	955,55	976,96
3 C ₆ H ₁₄	860,91	880,25
n C ₆ H ₁₄	2.638,80	2.284,50
C ₆ H ₆	265,00	497,90
C ₆ H ₁₂	779,87	1.100,57
Cyclo-C ₆ H ₁₂	524,10	797,05
C ₇ H ₁₆	277,77	347,05
C ₆ H ₁₄ S	696,20	0,00
Total	9.064,12	9.064,12

3.4.2 Neraca Massa Alat

a) Reaktor 01 (R-01)

Tabel 3.13 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Input(kg/jam)	Output(kg/jam)
	Arus 6	Arus 7
H ₂	20,00	8,22
H ₂ S	0,00	200,19
C ₄ H ₁₀	6,81	6,81
i-C ₅ H ₁₂	822,30	822,30
C ₅ H ₁₂	869,23	869,23
Cyclo-C ₅ H ₁₂	150,00	150,00
2,2 C ₆ H ₁₄	45,02	45,02
2,3 C ₆ H ₁₄	152,52	152,52
2 C ₆ H ₁₄	955,55	955,55
3 C ₆ H ₁₄	860,91	860,91
n C ₆ H ₁₄	2.638,80	3.145,18
C ₆ H ₆	265,00	265,00
C ₆ H ₁₂	779,87	779,87
Cyclo-C ₆ H ₁₂	524,10	524,10
C ₇ H ₁₆	277,77	277,77
C ₆ H ₁₄ S	696,20	1,39
Total	9.064,12	9.064,12

b) Separator 01 (S-01)

Tabel 3.14 Neraca Massa Separator (S-01)

Komponen	Input(kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
H ₂	8,22	14,14	0,01
H ₂ S	200,19	91,74	4,89
C ₄ H ₁₀	6,81	5,44	1,85
i-C ₅ H ₁₂	822,30	415,60	425,28
C ₅ H ₁₂	869,23	385,48	503,07
Cyclo-C ₅ H ₁₂	150,00	53,50	99,69
2,2 C ₆ H ₁₄	45,02	14,46	31,66
2,3 C ₆ H ₁₄	152,52	43,05	112,88
2 C ₆ H ₁₄	955,55	255,61	721,35
3 C ₆ H ₁₄	860,91	211,21	669,04
n C ₆ H ₁₄	3.145,18	148,65	2.135,84
C ₆ H ₆	265,00	92,12	405,78
C ₆ H ₁₂	779,87	548,60	551,96
Cyclo-C ₆ H ₁₂	524,10	128,77	668,27
C ₇ H ₁₆	277,77	30,11	316,94
C ₆ H ₁₄ S	1,39	0,00	0,00
Total	9.064,12	2.438,54	6.648,59

c) Menara Distilasi 01 (MD-01)

Tabel 3.15 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Input(kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
H ₂	0,01	0,01	0,00
H ₂ S	4,89	4,84	0,04
C ₄ H ₁₀	1,85	1,83	0,01
i-C ₅ H ₁₂	425,28	421,03	4,25
C ₅ H ₁₂	503,07	498,04	5,03
Cyclo-C ₅ H ₁₂	99,69	98,69	0,99
2,2 C ₆ H ₁₄	31,66	0,31	31,34
2,3 C ₆ H ₁₄	112,88	1,12	111,75
2 C ₆ H ₁₄	721,35	7,21	714,14
3 C ₆ H ₁₄	669,04	6,69	662,35
n C ₆ H ₁₄	2.135,84	21,35	2.114,48
C ₆ H ₆	405,78	4,05	401,72
C ₆ H ₁₂	551,96	5,52	546,44
Cyclo-C ₆ H ₁₂	668,27	6,68	661,59
C ₇ H ₁₆	316,94	3,16	313,77
C ₆ H ₁₄ S	0,00	0,00	0,00
Total	6.648,59	1.080,61	5.567,97

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3.16 Neraca Panas Total

Alat	Q Masuk(kJ/jam)	Q Keluar(kJ/jam)
<i>Vaporizer-01</i>	2.911.066,99	2.911.066,99
<i>Heater-01</i>	1.563.248,23	1.563.248,23
Reaktor-01	8.938.879,97	8.938.879,97
Kondensor-01	5.690.120,71	5.690.120,71
Separator-01	14.339.685,60	14.339.685,60
<i>Heater-02</i>	437.601,72	437.601,72
Menara Distilasi-01	11.132.590,55	11.132.590,55
<i>Cooler-01</i>	379.874,07	379.874,07
Total	45.393.067,86	45.393.067,86

3.5.2 Neraca Panas Alat

a. Vaporizer 1 (V-01)

Tabel 3.17 Neraca Panas *Vaporizer-01*

Neraca Panas	In(kJ/jam)	Out(kJ/jam)
Qin	1.106.611,36	-
Qout	-	2.911.066,99
Qsteam	1.804.455,63	-
Total	2.911.066,99	2.911.066,99

b. *Heater 1* (HE-01)

Tabel 3.18 Neraca Panas *Heater-01*

Neraca Panas	In(kJ/jam)	Out(kJ/jam)
Qin	927.193,72	-
Qout	-	1.563.248,23
Qsteam	636.054,50	-
Total	1.563.248,23	1.563.248,23

c. Reaktor 1 (R-01)

Tabel 3.19 Neraca Panas Reaktor 1

Neraca Panas	In(kJ/jam)	Out(kJ/jam)
Qin	1.563.248,23	-
Qstean	7.375.631,74	-
Qreaksi	-	325.087,24
Qout	-	9.263.967,23
Total	8.938.879,97	8.938.879,97

d. Kondensor 1 (CD-01)

Tabel 3.20 Neraca Panas Kondensor 1

Neraca Panas	In(kJ/jam)	Out(kJ/jam)
Qin	3.160,36	-
Qout	5.686.960,34	-
Qair pendingin	-	5.690.120,71
Total	5.690.120,71	5.690.120,71

e. Separator 1 (S-01)

Tabel 3.21 Neraca Panas Separator 01

Neraca Panas	In(kJ/jam)	Out(kJ/jam)
Qin	14.339.685,60	-
Qtop	-	3.543.119,73
Qbottom	-	10.796.565,87
Total	14.339.685,60	14.339.685,60

f. Heater 2 (HE-02)

Tabel 3.22 Neraca Panas Heater 2

Neraca Panas	In(kJ/jam)	Out(kJ/jam)
Q _{in}	363.276,20	-
Q _{out}	-	437.601,72
Q _{steam}	74.325,51	-
Total	437.601,72	437.601,72

a. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.23 Neraca Panas Menara Distilasi 1

Neraca Panas	In(kJ/jam)	Out(kJ/jam)
Q _{umpan}	385.813,43	-
Q _{distilat}	-	17.194,06
Q _{condenser}	-	10.572.675,74
Q _{bottom}	-	542.720,73
Q _{reboiler}	10.746.777,11	-
Total	11.132.590,55	11.132.590,55

g. Cooler 1 (C-01)

Tabel 3.24 Neraca Panas Cooler 1

Neraca Panas	In(kJ/jam)	Out(kJ/jam)
Q _{in}	379.874,07	-
Q _{out}	-	377.811,37
Q _{air pendingin}	-	2.062,70
Total	379.874,07	379.874,076

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Dalam membangun suatu pabrik, lokasi menjadi faktor penting untuk menilai keefisienan dan tingkat ekonomis dari pendirian pabrik. Beberapa pertimbangan didasarkan pada beberapa faktor. Faktor-faktor penentuan antara lain sebagai berikut:

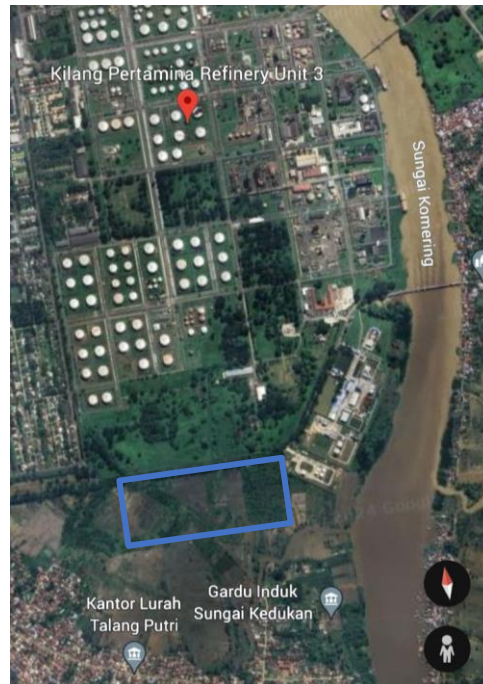
1. Pasar Penjualan
2. Ketersediaan Bahan Baku
3. Fasilitas Transportasi
4. Ketersediaan Utilitas
5. Ketersediaan Kawasan & Sumber Daya Manusia
6. Pengaruh Lingkungan dan Limbah
7. Faktor Ekonomi dan Hukum
8. Kondisi Geografis dan Iklim
9. Pertimbangan Politis dan Sosial

Menurut teori dari buku *Plant Location Selection Techniques* (McPherson, E.M., 1995) terdapat tiga hal dasar yang paling mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik yaitu: pasar, ketersediaan bahan baku dan utilitas. Ketiga hal ini akan memberikan efek langsung kepada tingkat ekonomis dan teknis yang harus dihadapi pabrik. Dari ketiga hal tersebut dapat disederhanakan menjadi dua yaitu pabrik yang didasarkan pada *raw material oriented* dan pabrik yang didasarkan pada tempat pasar penjualan. Suatu pabrik akan lebih baik jika memiliki kedekatan dengan *raw material* dan pasar penjualan namun terkadang perlu memilih titik tengah di antaranya untuk memaksimalkan efisiensi. Pabrik Unit *Naphtha Hydrotreater* umumnya merupakan bagian dari sistem pengolahan minyak mentah di Kilang Minyak. *Raw material* dari Pabrik Unit *Naphtha Hydrotreater* adalah *naphtha* yang didapatkan dari Pabrik Unit *Crude Distillation Unit* (CDU) hasil dari pemisahan alat fraksinasi.

Kilang-kilang di Indonesia yang memiliki alat fraksinasi saat ini ada 6 Kilang yang masih aktif, yaitu:

1. Pertamina *Refinery Unit 2*: Dumai, Riau.
2. Pertamina *Refinery Unit 3*: Plaju/ S.Gerong, Sumatera Selatan
3. Pertamina *Refinery Unit 4*: Cilacap, Jawa Tengah
4. Pertamina *Refinery Unit 5*: Balikpapan, Kalimantan Timur
5. Pertamina *Refinery Unit 6*: Balongan, Jawa Barat
6. Pertamina *Refinery Unit 7*: Kasim, Papua Barat

Keenam *Refinery Unit* ini semuanya memiliki fraksinasi yang menghasilkan *naphtha*. Pabrik Unit *Naphtha Hydrotreater* yang akan dirancang menggunakan bahan baku *naphtha* harus dibangun dekat dengan salah satu dari *Refinery Unit* yang ada di Indonesia. Keenam kilang ini umumnya sudah terbangun utilitas di sekitarnya yang baik sehingga permasalahan utilitas tidak menjadi permasalahan utama untuk perancangan pabrik Unit *Naphtha Hydrotreater*. Produk dari Pabrik ini menghasilkan *treated naphtha* yang digunakan sebagai umpan pada unit Platforming. Dari keenam kilang tersebut, kilang RU III Plaju merupakan salah satu penghasil *naphtha* terbesar, yang mana *naphtha* hasil CDU Kilang Plaju saat ini hanya digunakan sebagai pemasok RU VI Balongan. Padahal kebutuhan BBM di daerah Sumatra dan sekitarnya baru tercover sebanyak 60%. Maka perlu dibangun unit untuk mengelola *naphtha* tersebut agar umpan Platforming dengan produk gasoline/BBM semakin meningkat. Dari pertimbangan di atas, lokasi perancangan Pabrik Unit *Naphtha Hydrotreater* yang terbaik dipilih berdasarkan pertimbangan titik tengah antara *raw material* dan pasar penjualan adalah Plaju, Sumatera Selatan bersebelahan dengan Kilang Minyak *Refinery Unit 3*. Sehingga pabrik ini akan dirancang dipengaruhi terbesar oleh *raw material oriented*.



Gambar 4.1 Rencana Letak Lokasi Pabrik di Plaju, Sumatera Selatan

Pemilihan lokasi pabrik dipilih dengan melakukan beberapa pertimbangan dan telah memenuhi berbagai pertimbangan tersebut antara lain sebagai berikut:

1. Lokasi Daerah Pasar Penjualan Produk

Menurut data, PT. Kilang Pertamina Internasional *Refinery Unit 3* Plaju memiliki kewajiban utama untuk memasok daerah Pulau Sumatera dan sekitarnya. Saat ini, kilang ini hanya mampu memenuhi sebanyak 60% dari keseluruhan kebutuhan. Melihat hal tersebut, perlu ditingkatkan produk BBM hasil *blending naphta* di wilayah ini. Hal ini membuat Lokasi pabrik menjadi strategis.

2. Ketersediaan Bahan Baku

Pabrik ini menggunakan bahan baku utama *naphtha* hasil dari alat oraksinasi *crude oil*, hydrogen dan katalis. Pemilihan Lokasi pabrik di samping *Refinery Unit 3* karena pabrik ini menghasilkan *naphtha* sebesar 5juta barrel/tahun. Kemudian untuk hydrogen disuplai dari H_2 *plant* yang dimiliki oleh Pertamina RU 3 Plaju. Katalis diperoleh dari lisensor maupun vendor yang menjual katalis

untuk proses *hydrotreating*. Karena banyaknya jumlah bahan baku dan minimnya biaya transportasi inilah lokasi pabrik dipilih.

3. Fasilitas Transportasi

Lokasi yang strategis serta mudah dijangkau oleh sarana transportasi akan memudahkan serta mengefisienkan proses operasi pabrik. Lokasi pabrik yang diusulkan terjangkau dari pusat kota sehingga memberi kemudahan akses serta kemudahan kebutuhan logistic karyawan. Transportasi bahan baku yang diperoleh cukup efisien dan lebih murah karena menggunakan pipa yang terhubung dengan alat fraksinasi di *Crude Distillation Unit* dan terhubung dengan tangki penyimpanan middle distillate di *Pertamina Refinery Unit 3*. Transportasi produk *treated naphtha* hasil pengolahan disalurkan dengan pemipaan menuju unit Platforming RU 3 secara langsung, dan didukung dengan via mobil tangker jika diperlukan. Pabrik berada dekat dengan jalan raya dan Sungai Komerling memungkinkan penyaluran via darat dan air.

4. Utilitas

Air merupakan salah satu komponen yang terpenting dalam perancangan pabrik. Air merupakan elemen pendukung untuk proses produksi sehingga akan lebih baik jika lokasi pabrik berdekatan dengan sumber air. Lokasi pabrik berdekatan dengan kilang Pertamina yang selama ini telah memiliki utilitas air dari Sungai Komerling dan Sungai Gerong. Kebutuhan listrik dipenuhi oleh PT. PLN dan PT. Pertamina. PT. Pertamina juga memiliki utilitas pembangkit listrik yang dapat dimanfaatkan sebagian energi listriknya untuk menghidupkan pabrik.

5. Ketersediaan Kawasan & Sumber Daya Manusia

Di daerah yang diarsir sesuai ditunjukkan di peta menunjukkan bahwa lokasi pabrik dikelilingi oleh Kilang RU 3 dan lahan-lahan disekitar telah dibeli lahannya oleh PT. Pertamina sehingga cukup jauh dari pemukiman penduduk dan tidak mengganggu aktivitas warga sekitar terdekat dari pabrik.

Menurut data Badan Pusat Statistik Februari, 2024 menyebutkan bahwa jumlah penduduk berusia produktif (≥ 15 tahun) di Sumatera Selatan sebanyak 6.532.328 penduduk dimana dari jumlah diklasifikasi lagi menjadi berikut:

- i. Angkatan Kerja: 4.556.460 orang
 - Bekerja: 4.375.447 orang
 - Pengangguran: 181.013 orang
- ii. Bukan Angkatan Kerja: 1.975.868 orang
 - Mengurus Rumah Tangga: 1.235.848 orang
 - Sekolah: 473.274 orang
 - Lainnya: 266.746 orang

Data tersebut menunjukkan ada potensi perekrutan untuk 181 ribu orang pengangguran dan 473 ribu orang yang masih bersekolah. Walaupun potensi ini tidak akan menunjukkan jumlah pasti yang memiliki keahlian searah, hal ini menunjukkan perekrutan SDM dari provinsi Sumatera Selatan memungkinkan terutama hal tersebut didukung oleh adanya sekolah kejuruan bidang Migas dan universitas yang berkaitan dengan industri migas.

6. Pengaruh Lingkungan dan Limbah

Aspek lingkungan dan limbah merupakan hal yang penting. Pabrik tentu akan menghasilkan limbah yang jika dibuang ke lingkungan akan menyebabkan efek baik langsung maupun tidak langsung. Resiko yang diakibatkan jika dibuang begitu saja ke lingkungan akan menyebabkan berbagai permasalahan terutama aspek kesehatan. Lokasi pabrik yang jauh dari pemukiman penduduk akan sangat jarang ditemukan warga yang terkena paparan dari limbah pabrik. Pabrik Unit Naphtha Hydrotreater ini menghasilkan limbah hasil reaksi yang kaya akan Sulphur dan Oily Water. Limbah ini akan diolah kembali di unit *Oil Movement* dan *Sour Water System* yang ada di dalam Refinery Unit sebelum dibuang ke lingkungan. Oleh karena itu pendirian pabrik ini cenderung tidak akan mencemari lingkungan karena sudah menggunakan fasilitas pengolahan limbah yang masih aktif sekarang di samping unit *Naphtha Hydrotreater*.

7. Faktor Ekonomi dan Hukum

Lokasi pabrik yang direncanakan berada di Kecamatan Plaju, Kota Palembang, Sumatera Selatan, sehingga harus memenuhi ketentuan yang berlaku di Palembang, Sumatera Selatan. Adapun pabrik/kilang termasuk dalam kegiatan

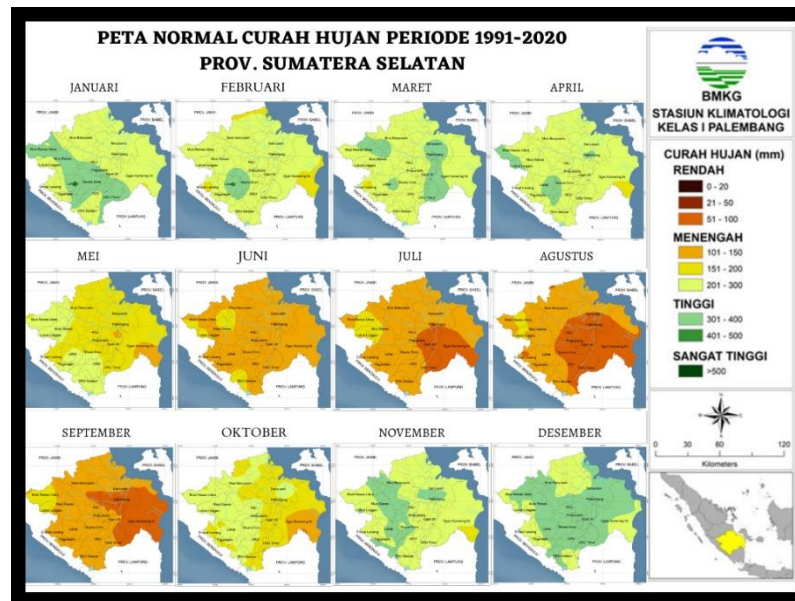
usaha bisnis. Menurut Peraturan Daerah Kota Palembang No. 4 Tahun 2023 Tentang Pajak Daerah dan Retribusi Daerah, Bagian Kedelapan tentang Pajak Bumi dan Bangunan Perdesaan dan Perkotaan, semua bangunan yang terlibat dalam usaha termasuk pabrik/kilang harus membayar pajak yang berlaku di daerah tersebut. Tarif yang dikenakan untuk pajak palint tinggi sebesar 0,275%. Besarnya Nilai Jual Obyek Pajak Tidak Kena Pajak (NJOPTKP) ditetapkan sebesar Rp. 10.000.000,00.

Berbeda lagi dengan peraturan Pajak Pusat yang diatur dalam UU No. 12 Tahun 1994 tentang Pajak Bumi dan Bangunan. Tarif yang dikenakan untuk pabrik diperoleh dari hasil kali Nilai Jual Kena Pajak (NJKP) dengan tarif sebesar 0,5%. Apabila Nilai Jual Objek Pajak (NJOP) kurang dari Rp 1.000.000.000, maka NJKP ditetapkan akan dikenakan sebesar 20% dari NJOP. Sebaliknya jika NJOP yang didapat oleh pabrik lebih dari Rp 1.000.000.000,00 maka tarif Pajak Bumi dan Bangunan yang harus dibayarkan adalah sebesar 40% dari NJOP. Saat transaksi jual beli sedang tidak dilakukan, maka NJOP akan diditetapkan berdasarkan perbandingan harga dengan objek lainnya yang sudah diketahui nilai jualnya, sejenis, di lokasi yang berdekatan, yang memiliki fungsi yang sama.

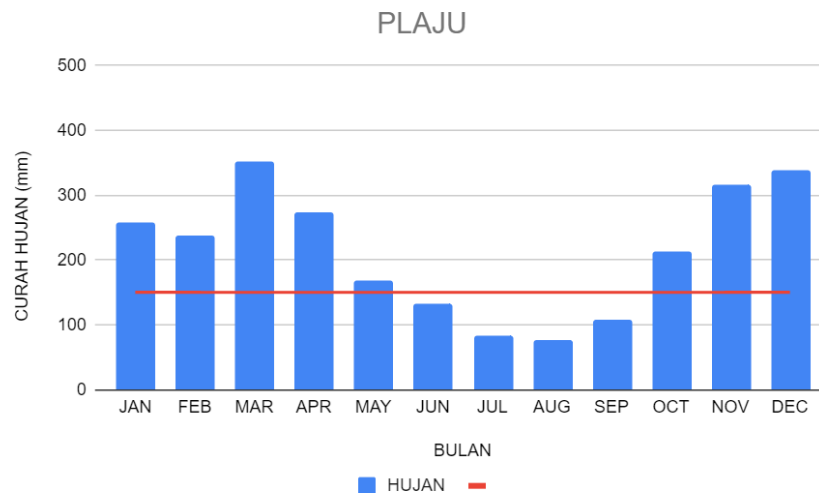
Adapun pembangunan pabrik ini dapat memberikan *multiplier effect* yang besar bagi perekonomian daerah maupun nasional. Dilihat dari efek ke daerah, dengan adanya pabrik ini akan meningkatkan lapangan kerja secara langsung maupun tidak langsung, meningkatnya lapangan kerja akan membuat penghasilan rata-rata meningkat. Ketika penghasilan bertambah kecenderungan *supply demand* barang akan meningkat juga. Kenaikan *supply demand* akan menyebabkan pertumbuhan ekonomi daerah dan nasional bertambah. Ketika pertumbuhan ekonomi naik dipastikan kesejahteraan rata-rata masyarakat pun akan meningkat.

8. Kondisi Iklim

Iklim di Plaju, Palembang relatif normal dan memiliki karakteristik iklim tropis yaitu penghujan dan kemarau. Data-data curah hujan Provinsi Sumatera Selatan diambil dari Stasiun Kilamtologi Sumatera Selatan. Berikut data peta curah hujan yang ada di Plaju, kota Palembang, Sumatera Selatan:



Gambar 4.2 Peta Normal Curah Hujan Sumatera Selatan



Gambar 4.3 Grafik Curah Hujan Kecamatan Plaju

Wilayah Plaju, Kota Palembang, Sumatera Selatan mengalami musim kemarau pada Mei hingga Oktober, sedangkan musim penghujan terjadi pada November hingga April. Perubahan iklim dipengaruhi oleh adanya angin Muson Barat yang terjadi pada November hingga April dan angin Muson Timur yang

terjadi pada Mei hingga Oktober. Dari data hasil diatas, Lokasi ini memiliki iklim yang relatif normal sehingga pabrik dapat berjalan dengan lancar.

9. Pertimbangan Politis dan Sosial

Menurut data dari BPS tahun 2021, angka kemiskinan di Palembang meningkat drasis yaitu sebesar 11,34%. Kehadiran pabrik di tempat ini akan memberikan *multiplier effect*. Lapangan kerja akan tersedia sehingga angka pengangguran akan turun dan peningkatan pendapat pun meningkat. Pembukaan pabrik di daerah ini akan mendorong beberapa bisnis dan industri kecil menengah sehingga kesejahteraan masyarakat sekitar meningkat dan angka kemiskinan dapat turun. Pemerintah kota tentu tidak akan mempermasalahkan hal ini dan penerimaan kilang yang sudah ada di sana telah dianggap normal sehingga tidak menjadi masalah bagi warga sana karena efek buruk yang berdampak kepada mereka sangat jarang terjadi. Kebutuhan BBM yang kurang pun akan mejadi urgensi bagi pemerintah kota Palembang dan pusat. Efeknya harus ada devisa yang dikeluarkan untuk impor *naphtha* agar *supply demand naphtha* tetap terpenuhi. Dengan adanya pabrik ini penambahan produk hasil *naphtha* untuk memenuhi kebutuhan daerah dan nasional akan mengurangi impor negara terhadap *naphtha* dan akan mempengaruhi PDB nasional. Sehingga dari pemerintah daerah dan pusat tidak terlalu bermasalah dengan adanya pabrik baru.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan suatu tata cara dalam mengatur fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik guna melancarkan proses produksi. Tata letak pabrik meliputi rencana kebutuhan ruangan untuk melakukan seluruh aktivitas di dalam pabrik meliputi kantor, gudang, kamar serta semua fasilitas lain yang berhubungan dengan proses dalam menghasilkan produk. Beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik (Peters, 2018):

- a. Urutan rangkaian proses produksi,
- b. Perluasan lokasi pabrik,

- c. Distribusi ekonomis pada bahan baku, pengadaan air, *steam process*, serta tenaga listrik,
- d. Pemeliharaan serta perbaikan komponen-komponen dalam pabrik,
- e. Keamanan (*safety*) dan keselamatan kerja,
- f. Luas bangunan, kondisi bangunan, serta konstruksi bangunan yang telah memenuhi syarat,
- g. Perencanaan tata letak pabrik yang fleksibel dengan mempertimbangkan kemungkinan terjadinya perubahan dari proses ataupun mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak membutuhkan biaya yang mahal,
- h. Pembuangan limbah.
- i. *Service area*, seperti ruang ibadah, kantin, toilet, tempat parkir, dan sebagainya diatur dengan baik sehingga tidak jauh dari lokasi kerja.

Berikut merupakan beberapa keuntungan pengaturan tata pabrik yang baik (Peters, 2018):

- Mengurangi jarak antara transportasi dan produksi, sehingga dapat mengurangi material *handling*.
- Mengurangi biaya produksi, meningkatkan keselamatan kerja.

Berikut merupakan hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

1) Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak dalam perancangan pabrik. Hal ini ditujukan agar masalah kebutuhan tempat di kemudian hari tidak dipermasalahkan. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan dan peningkatan kapasitas pabrik.

2) Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti hydrant, penampungan air yang cukup serta penahan ledakan. Tangki

penyimpanan produk yang berbahaya harus diletakan di area khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan yang lainnya guna memberikan pertolongan dan menyediakan jalan bagi para karyawan untuk menyelamatkan diri di saat terjadinya keadaan darurat.

3) Luas Area yang tersedia

Harga tanah yang menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah terlalu tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4) Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

5) Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, *steam* dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan alat proses diatur sedemikian rupa sehingga karyawan dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan dalam perawatannya.

6) Jaringan Jalan Raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka di antara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

a) Daerah Administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung. Area ini terdiri dari :

- Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.

- Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
- Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, kantin, dan masjid.

b) Daerah Proses dan Perluasan

Merupakan daerah tempat alat-atat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendaliann berlangsungnya proses.

c) Daerah Pergudangan, Bengkel, Garasi dan *Loading Space*

d) Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran

Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

e) Daerah Pengolahan Limbah

Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi.

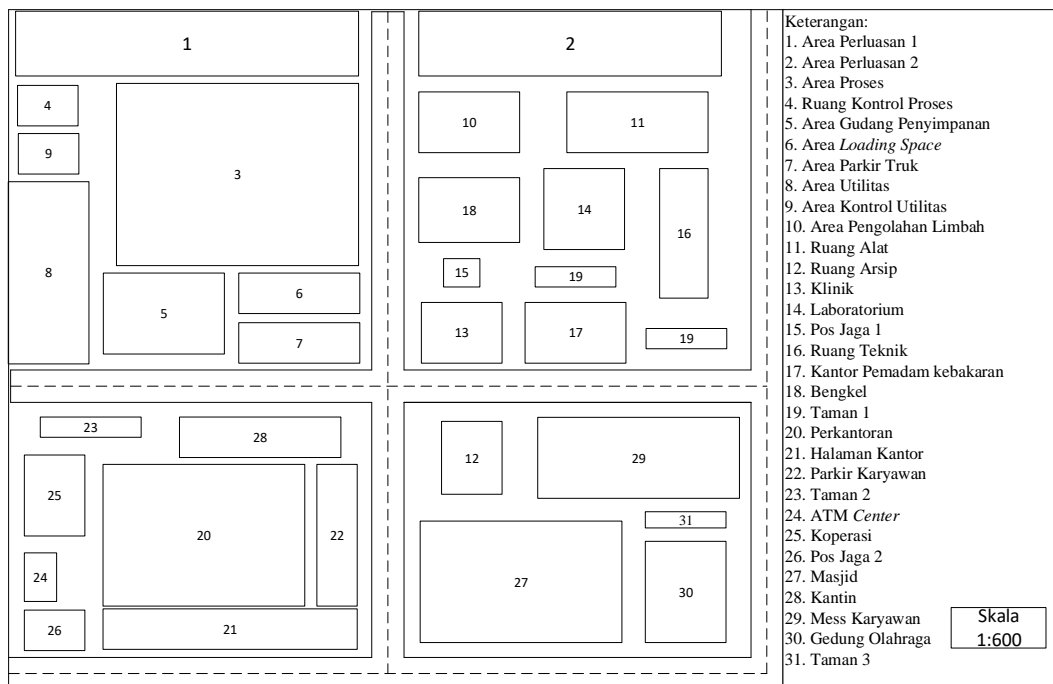
Berikut merupakan perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel 4.1 sebagai berikut :

Tabel 4.1 Rincian Penggunaan Area Pabrik

No	Nama Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Area Perluasan 1	85	16	2400
2	Area Perluasan 2	75	16	1080
3	Area Proses	60	45	2600
4	Ruang kontrol Proses	15	10	150
5	Area Gudang Penyimpanan	30	20	600
6	Area <i>Loading Space</i>	30	10	300
7	Area Parkir Truk	30	10	300
8	Area utilitas	20	45	900
9	Area Kontrol Utilitas	15	10	150

Tabel 4.2 Rincian Penggunaan Area Pabrik (lanjutan)

No	Nama Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
10	Area pengolahan limbah	25	15	375
11	Ruang alat	35	15	525
12	Ruang arsip	15	18	270
13	Klinik	20	15	300
14	Laboratorium	20	20	400
15	Pos Jaga 1	9	7	63
16	Ruang teknik	12	32	384
17	Kantor Pemadam Kebakaran	25	15	375
18	Area Bengkel	25	16	400
19	Taman 1	40	10	400
20	Perkantoran	50	35	1750
21	Halaman kantor	63	10	630
22	Parkir karyawan	10	35	350
23	Taman 2	25	5	125
24	ATM Center	8	12	96
25	Koperasi	15	20	300
26	Pos Jaga 2	15	10	150
27	Masjid	50	30	1500
28	Kantin	40	10	400
29	Mess Karyawan	50	20	1000
30	Gedung Olahraga	20	25	500
31	Taman 3	20	4	80
Luas total bangunan				18853
Luas tanah		192	160	30720



Gambar 4.4 *Layout Unit Naphtha Hydrotreater*

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

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik, ada beberapa hal yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak peralatan proses diantaranya sebagai berikut :

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar. Aliran bahan baku dan produk yang baik dapat menunjang keamanan dan kelancaran produksi, serta memberikan keuntungan yang besar.

2. Aliran Udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan. Dengan tujuan menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat sehingga menyebabkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan kerja.

3. Pencahayaan

Pencahayaan seluruh area pabrik harus memadai. Dan untuk area proses yang beresiko tinggi harus diberi pencahayaan lebih.

4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan *lay out* pabrik, lalu lintas manusia dan kendaraan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat. Dengan tujuan dapat memperbaiki alat proses yang mengalami gangguan dengan cepat, selain itu keamanan para pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Pertimbangan Ekonomi

Penempatan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi serta menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik, dari segi ekonomi, hal tersebut dapat menguntungkan.

6. Jarak antar Alat Proses

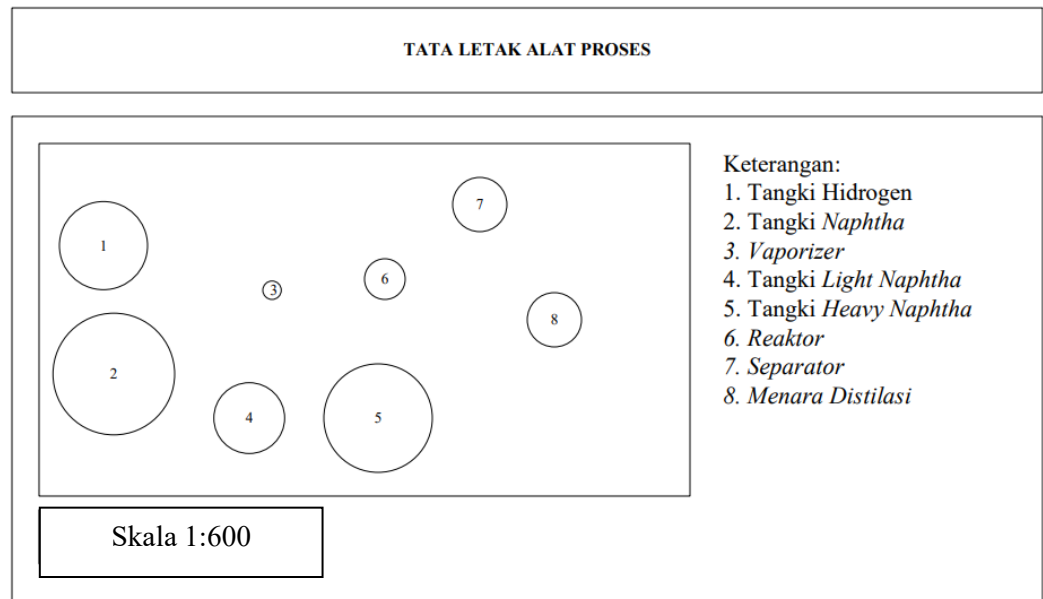
Alat proses yang memiliki suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, hal tersebut dapat meminimalisir kerusakan yang diakibatkan oleh ledakan atau kebakaran pada alat tersebut. Beberapa manfaat perancangan tata letak alat-alat proses:

- Menjamin kelancaran proses produksi,
- Memanfaatkan luas lahan yang tersedia dengan efektif .

7. *Maintenance*

Maintenance berguna untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

Berikut merupakan *lay out* tata letak alat proses pabrik yang terdapat pada gambar berikut :



Gambar 4.5 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

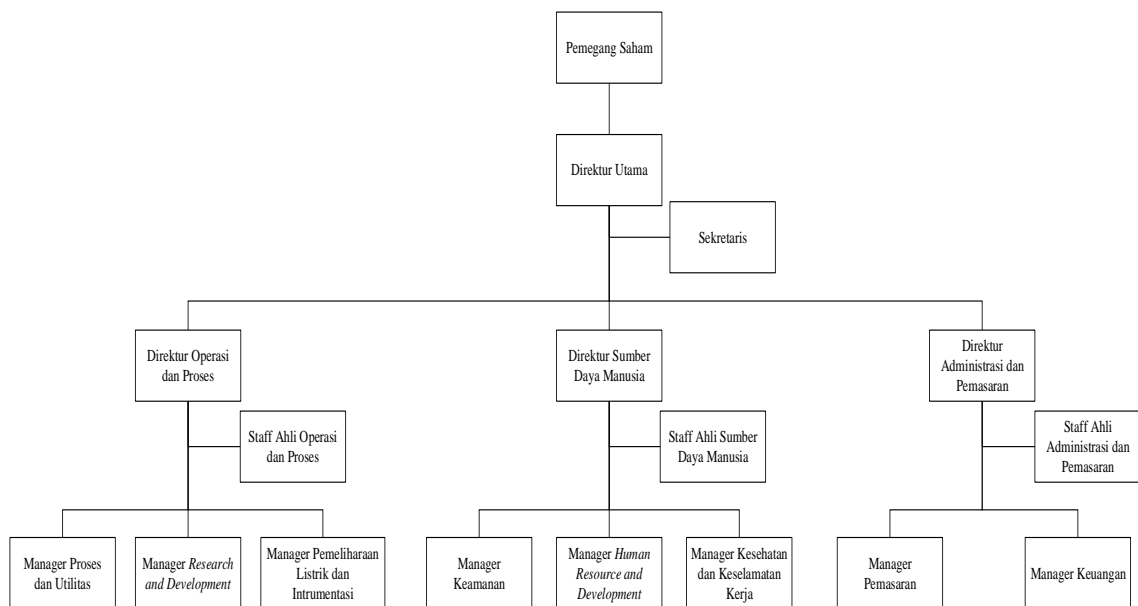
4.4.1 Bentuk Organisasi

Sebagai salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan, struktur organisasi perusahaan erat kaitannya dengan kelancaran komunikasi yang akan mempengaruhi kinerja seluruh karyawan di perusahaan. Pabrik unit *naphtha hydrotreater* ini akan didirikan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas adalah badan hukum yang merupakan persekutuan modal, didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham. Pemegang saham Perseroan tidak bertanggung jawab secara pribadi atas perikatan yang dibuat atas nama Perseroan dan tidak bertanggung jawab atas kerugian Perseroan melebihi saham yang dimiliki. Pemilihan bentuk perusahaan dalam Perseroan Terbatas memiliki beberapa alasan sebagai berikut:

1. Kemudahan dalam memperoleh modal dengan sistem penjualan saham perusahaan di pasar modal dan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
2. Pemegang saham memiliki tanggungjawab yang terbatas sehingga kelancaran produksi berada ditangan pimpinan perusahaan.

3. Pemilik perusahaan (pemegang saham) dan pengurus perusahaan (direksi beserta jajaran staf dibawah pengawasan dewan komisaris) terpisah satu sama lain sehingga keberlangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak akan berpengaruh apabila pemegang saham, direksi beserta staffnya berhenti.
4. Efisiensi dari manajemen dimana para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.
5. Perseroan terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat sehingga dapat memperluas lapangan usaha.
6. Bidang usaha yang kekayaan pribadi terpisah dari kekayaan perusahaan.

4.4.2 Struktur Organisasi



Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Unit NHT

4.3 Tugas dan Wewenang

1. Dewan Komisaris

Dewan komisaris dipilih oleh seluruh anggota pemegang saham melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Umumnya anggota dewan komisaris terdiri dari orang maupun badan hukum pemegang saham mayoritas di perusahaan atau

memiliki pengalaman dalam perusahaan. Dewan komisaris memiliki beberapa tugas diantaranya:

- Mengawasi dan mengevaluasi kinerja direktur
- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahan pemasaran.
- Membantu direktur dalam kegiatan penting.
- Melakukan pengawasan terhadap pelaksanaan Rencana Jangka Panjang Perusahaan (RJPP) dan Rencana Kerja dan Anggaran Perusahaan (RKAP).
- Mengkaji sistem manajemen perusahaan.
- Memantau efektivitas penerapan *Good Corporate Governance* dan melaporkannya dalam RUPS.

2. Direktur Utama

Sebagai pemegang jabatan tertinggi dalam perusahaan, direktur utama memiliki tanggungjawab terhadap kestabilan dan kesuksesan perusahaan sesuai dengan target yang ditetapkan dalam RUPS. Direktur utama bertanggungjawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan serta kebijakan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Selain itu direktur utama memiliki tugas sebagai berikut:

- Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efektif dan efisien.
- Menyampaikan laporan kinerja perusahaan kepada pemegang saham
- Merancang dan menjalankan kebijakan umum pabrik berdasarkan kebijakan yang ada dalam RUPS.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian atas persetujuan dewan komisaris dalam rapat pemegang saham.
- Merencanakan serta mengawasi pelaksanaan tugas dan tanggungjawab setiap orang dalam perusahaan.
- Menjalin kerjasama dan mewakili perusahaan dalam hubungan maupun perjanjian dengan pihak luar perusahaan.

3. Sekretaris

Sekretaris akan dipilih secara langsung oleh direktur utama. Sekretaris bertugas dan bertanggungjawab dalam membantu kelancaran administrasi perusahaan,

mencatat hasil dari berbagai rapat penting perusahaan termasuk RUPS, berkomunikasi dengan berbagai pihak, melakukan pengarsipan *file* dan dokumen perusahaan, membuat penjadwalan perusahaan dan supervisi terhadap karyawan baru.

4. Direktur *Plant*

Direktur *plant* bertanggungjawab langsung kepada direktur utama terkait segala urusan mengenai proses operasi dalam pabrik. Terdapat beberapa tugas yang dilimpahkan kepada direktur *plant* seperti mengepalai seluruh pelaksanaan kegiatan perusahaan yang berkaitan dengan sektor produksi, operasi, teknik, utilitas, pengembangan, pemeliharaan, pengadaan dan laboratorium. Direktur ini akan membawahi beberapa bidang seperti proses dan utilitas, *research and development*, serta pemeliharaan listrik dan instrumentasi.

5. Direktur Sumber Daya Manusia

Direktur Sumber Daya Manusia bertanggungjawab langsung kepada direktur utama terkait pengembangan dan pengelolaan SDM. Tugas yang dimiliki mengenai personalia, keamanan, humas, dan keselamatan kerja serta memimpin segala kegiatan yang berhubungan dengan tugasnya. Direktur ini akan membawahi beberapa bidang seperti kesehatan dan keselamatan kerja (K3), *human resource and development* dan keamanan.

6. Direktur Administrasi dan Pemasaran

Direktur administrasi dan pemasaran bertanggungjawab langsung kepada direktur utama terkait tugas utamanya mengenai perencanaan alokasi anggaran belanja dan pendapatan perusahaan, administrasi, melaksanakan strategi dan kebijakan pemasaran produk, dan pengawasan terhadap arus keuangan perusahaan. Direktur ini akan membawahi beberapa bidang seperti keuangan dan pemasaran.

7. Kepala Bagian

Tugas kepala bagian meliputi mengkoordinir, mengatur dan mengawal pelaksanaan pekerjaan dalam lingkup bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh perusahaan. Kepala bagian bertanggungjawab kepada direktur yang membawahnya. Berikut merupakan kepala bagian yang dibawah oleh setiap direktur:

A. Direktur *Plant*

- Kepala Bagian Proses dan Utilitas
Memiliki tugas dan wewenang dalam menjalankan dan mengawasi proses produksi, mengawasi penyediaan bahan baku serta penanganan kelancaran utilitas. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian proses dan utilitas akan dibantu oleh beberapa divisi seperti divisi produksi, divisi utilitas dan pengolahan limbah, dan divisi *control room*.
- Kepala Bagian *Research and Development*
Memiliki tugas dan wewenang evaluasi produk sebelum, selama dan setelah proses produksi untuk memastikan kualitasnya sesuai dengan standar, mengembangkan strategi untuk memperbaiki dan meningkatkan kualitas produk, menetapkan prosedur pengujian produk dan mempelajari perkembangan teknologi untuk peningkatan kualitas produk. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian *research and development* akan dibantu oleh beberapa divisi yaitu divisi laboratorium, divisi *quality control* dan divisi penelitian proses dan teknologi.
- Kepala Bagian Pemeliharaan Kelistrikan dan Instrumentasi
Memiliki tugas dan wewenang dalam pengawasan dan pelaksanaan pemeliharaan peralatan pabrik dan instrumentasi kelistrikan. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian pemeliharaan kelistrikan dan instrumentasi akan dibantu oleh beberapa divisi yaitu divisi instrumentasi kelistrikan dan divisi perawatan pabrik.

B. Direktur Sumber Daya Manusia

- Kepala Bagian K3
Memiliki tugas dan wewenang dalam memastikan perusahaan telah menerapkan program K3 secara baik, mengelola program K3 serta penerapannya secara efektif, melakukan analisa risiko kerja dalam perusahaan dan memastikan setiap tenaga kerja bekerja sesuai dengan Standar Operasional Prosedur (SOP) yang ada.

- Kepala Bagian *Human Resource and Development* (HRD)
Memiliki tugas dan wewenang dalam pengembangan kebijakan SDM, mengelola proses rekrutmen dan seleksi, merancang pelatihan dan pengembangan SDM, manajemen kinerja dan konflik, serta merancang dan mengimplementasikan program penghargaan dan kompensasi. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian HRD akan dibantu oleh beberapa divisi yaitu divisi pelatihan tenaga kerja dan divisi personalia.
- Kepala Bagian Keamanan
Memiliki tugas dan wewenang dalam melakukan pemeriksaan keamanan pada area tertentu serta menjaga dan memelihara aset dan inventaris perusahaan.

C. Direktur Administrasi dan Pemasaran

- Kepala Bagian Keuangan
Memiliki tugas dan wewenang seperti mengelola keuangan perusahaan, membuat laporan keuangan, mengelola risiko keuangan, membuat perencanaan keuangan jangka pendek dan jangka panjang serta mempertahankan hubungan dengan investor. Dalam menjalankan tugasnya, kepala bagian keuangan akan dibantu oleh beberapa divisi yaitu divisi pembelian dan divisi penjualan.
- Kepala Bagian Pemasaran
Bertanggungjawab atas pengembangan strategi pemasaran, mengelola anggaran pemasaran, mengelola pendistribusian produk dan memonitor pasar.

8. Staf Ahli

Staff ahli berisikan tenaga ahli yang bertugas membantu direktur menjalankan tugas yang berkaitan dengan teknik, administrasi serta hukum. Staff ahli akan bertanggungjawab langsung kepada direktur bidangnya masing-masing. Tugas dari staf ahli diantaranya memberikan saran dan masukan terkait pengembangan dan perencanaan, melakukan evaluasi terhadap bidangnya dan memberikan saran hukum.

4.4.4 Pengaturan Jam Kerja

Pabrik unit *naphtha hydrotrater* direncanakan memiliki jumlah total karyawan sebanyak 142 orang dan akan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu dengan total hari kerja 330 hari dalam setahun. Waktu yang tersisa dalam setahun akan digunakan untuk keperluan perbaikan serta perawatan pabrik. Berdasarkan waktu kerjanya, karyawan diklasifikasikan menjadi dua, yaitu:

1) Karyawan *Non-shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang melakukan aktivitas kerja selama 5 hari dalam seminggu dengan total waktu kerja selama 40 jam. Sedangkan pada hari Sabtu, Minggu dan hari-hari besar karyawan *non-shift* libur. Karyawan *non-shift* tidak menangani proses produksi atau aktivitas produksi secara langsung. Karyawan *non shift* terdiri dari Direktur utama, Sekretaris, Direktur, Kepala Bagian serta bawahan yang beraktivitas di area perkantoran. Untuk perincian lebih lanjut mengenai jam kerja karyawan *non-shift* terdapat pada Tabel 4.2 berikut:

Tabel 4.3 Rincian Jam Kerja Karyawan Non-Shift

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin - Kamis	08.00-16.00 WIB	12.00-13.00 WIB
Jum'at	08.00-18.00 WIB	11.30-13.00 WIB

2) Karyawan *Shift*

Berbeda dengan karyawan *non-shift*, karyawan *shift* memiliki kegiatan dan jam kerja yang berbeda. Karyawan *shift* merupakan orang-orang menangani secara langsung proses produksi dan mengatur bagian tertentu dari perusahaan yang berkaitan dengan keamanan dan kelancaran produksi selama 24 jam. Karyawan *shift* terdiri atas operator, bagian teknik, bagian pergudangan serta bagian lainnya yang memerlukan kesiagaan dalam penangangan dan pengawasan untuk menjaga keselamatan dan keamanan jalannya pabrik. Waktu kerja karyawan *shift* umumnya sama yaitu 8 jam namun akan dibagi menjadi beberapa giliran dalam kurun waktu 24 jam sehari. Jam kerja karyawan *shift* dalam sehari akan dibagi menjadi 3 *shift* yang telah dirincikan pada Tabel 4.3 berikut:

Tabel 4.4 Jam Kerja Karyawan Shift

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
<i>Shift Pagi (P)</i>	06.30-14.30 WIB	11.00-12.00 WIB
<i>Shift Sore (S)</i>	14.30-22.30 WIB	18.30-19.30 WIB
<i>Shift Malam (M)</i>	22.30-06.30 WIB	02.30-03.30 WIB

Karyawan *shift* akan dibagi menjadi 4 kelompok yaitu A, B, C dan D. Setiap kelompok akan dikepalai oleh satu orang. Setiap hari akan ada 3 kelompok saja yang bertugas dan 1 kelompok akan libur. Untuk kelompok yang mendapatkan *shift* kerja di hari libur maupun hari besar yang ditetapkan pemerintah tetap berkewajiban untuk masuk, namun kegiatan tersebut akan dihitung sebagai kerja lembur dan mendapatkan bayaran sesuai dengan jam lemburnya. Berikut ini adalah pembagian *shift* kerja untuk masing-masing kelompok selama 1 bulan.

Tabel 4.5 Pembagian Shift Kerja Tiap Kelompok

Kelompok	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M

Kelompok	Tanggal														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
B	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
C	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
D	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S

4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Sistem pembagian gaji berdasarkan pada ketentuan jabatan atau golongan, tingkat Pendidikan, pengalaman kerja dan tingkat risiko pekerjaan yang dilakukan. Pada perusahaan ini terdapat tiga jenis pembagian gaji, yaitu:

a) Gaji Pokok

Gaji tersebut diberikan kepada karyawan tetap perusahaan dengan nominal yang sesuai dengan peraturan perusahaan serta akan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya. Berikut ini adalah nominal gaji karyawan untuk masing-masing jabatan:

Tabel 4.6 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji/bulan(Rp)
1	Direktur Utama	50.000.000
2	Sekretaris Direktur Utama	23.000.000
3	Staff Direktur Utama	18.000.000
4	Direktur Operasi dan Proses	30.000.000
5	Staff Direktur Operasi dan Proses	18.000.000
6	Direktur Sumber Daya Manusia	30.000.000
7	Staff Sumber Daya Manusia	18.000.000
8	Direktur Administrasi dan Pemasaran	30.000.000
9	Staff Direktur Administrasi dan Pemasaran	18.000.000
10	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	16.000.000
11	Kepala Bagian <i>Research and Development</i>	16.000.000
12	Kepala Bagian Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi	16.000.000
13	Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja	16.000.000
14	Kepala Bagian Keuangan	16.000.000
15	Kepala Bagian Pemasaran	16.000.000

Tabel 4.7 Gaji Karyawan (lanjutan)

No.	Jabatan	Gaji/bulan(Rp)
16	Kepala Bagian HRD	16.000.000
17	Kepala Bagian Keamanan	16.000.000
18	Karyawan Produksi	10.000.000
19	Karyawan <i>Control Room</i>	10.000.000
20	Karyawan Quality Control	10.000.000
21	Karyawan Laboratorium	10.000.000
22	Karyawan Penelitian Proses dan Teknologi	12.500.000
23	Karyawan Utilitas dan Pengolahan Limbah	10.000.000
24	Karyawan Perawatan Pabrik	10.000.000
25	Karyawan Instrumentasi Kelistrikan	10.000.000
26	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	10.000.000
27	Karyawan Keuangan	7.500.000
28	Karyawan Pembelian	7.500.000
29	Karywaan Penjualan	7.500.000
30	Karyawan Analisa Pasar dan Perencanaan Pemasaran	7.500.000
31	Karyawan Pelayanan Umum	7.500.000
32	Karyawan Humas	7.500.000
33	Karyawan Transportasi	6.500.000
34	Karyaran Personalia	6.500.000
35	Karyawan Gudang	5.000.000
36	Karyawan keamanan	5.500.000
37	Karyawan Pelatihan Tenaga Kerja	5.500.000
38	Dokter	8.000.000
39	Suster	6.000.000
40	Sopir	4.500.000
41	<i>Cleaning service</i>	3.800.000

b) Gaji Harian

Gaji harian akan diberikan kepada karyawan tidak tetap/buruh harian serta karyawan borongan.

c) Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokoknya. Gaji lembur akan diberikan minimal satu hari atau maksimal dua hari setelah kegiatan dilakukan. Penentuan nominal uang lembur didasarkan pada Peraturan Pemerintah No.35 Pasal 30 ayat 3 Tahun 2021 dengan ketentuan sebagai berikut:

- Jam pertama sampai dengan jam kedelapan dibayar sebesar dua kali upah sejam.
- Jam kesembilan dibayar sebesar tiga kali upah sejam.
- Jam kesepuluh, kesebelas dan kedua belas dibayar sebesar empat kali upah sejam.

Perhitungan upah kerja lembur didasarkan pada gaji bulanan yang diperoleh. Gaji perbulan yang diperoleh akan dikali dengan $1/173$ dimana angka tersebut diperoleh dari perkiraan jumlah jam kerja perminggu (40 Jam) dikali jumlah minggu dalam sebulan (4,33 minggu).

4.4.6 Fasilitas dan Hak Karyawan

Terdapat beberapa fasilitas dan hak karyawan yang wajib diberikan oleh perusahaan demi menunjang efektivitas kinerja karyawan antara lain:

1. Hak Cuti

a) Cuti Tahunan

Berdasarkan Undang-undang No. 6 Pasal 79 ayat 3 tahun 2023 tentang Cipta Kerja, seluruh karyawan mendapatkan hak cuti tahunan paling sedikit 12 hari kerja apabila yang bersangkutan telah bekerja selama 12 bulan secara terus menerus. Karyawan pabrik ini mendapatkan hak cuti tahunan sebanyak 15 hari setiap tahunnya. Jika yang bersangkutan tidak mengambil hak cuti tahunan maka hak tersebut akan hangus pada tahun itu dan tahun berikutnya akan mendapatkan kembali hak cuti tahunan yang sama

b) Cuti Hamil dan Haid

Untuk karyawan/buruh perempuan berhak memperoleh istirahat selama 1,5 (satu setengah) bulan sebelum saatnya melahirkan anak dan 1,5 (satu setengah) bulan sesudah melahirkan menurut perhitungan dokter kandungan atau bidan. Sedangkan apabila mengalami keguguran kandungan berhak memperoleh istirahat 1,5 (satu setengah) bulan atau sesuai dengan surat keterangan dokter kandungan atau bidan.

Karyawan/buruh perempuan yang dalam masa haid merasakan sakit dan memberitahukan kepada pengusaha, tidak wajib bekerja pada hari pertama dan kedua pada waktu haid.

2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non-shift*), hari libur nasional termasuk dalam hari libur kerja. Sedangkan untuk karyawan shift, pada hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari tersebut diperhitungkan sebagai hari kerja lembur (*overtime*) serta mendapatkan upah kerja lembur.

3. Kerja Lembur (*Overtime*)

Pemberian jam kerja lembur hanya dilakukan apabila terdapat keperluan yang mendesak harus segera diselesaikan serta mendapatkan persetujuan dari kepala bagian yang bersangkutan. Berdasarkan Undang-undang No. 6 Pasal 78 ayat 1 b tahun 2023 tentang Cipta Kerja, waktu kerja lembur hanya dapat dilakukan paling lama 4 jam dalam 1 hari dan 18 jam dalam 1 minggu.

4. Pakaian Kerja

Demi menghindari terjadinya kesenjangan sosial antar karyawan, maka perusahaan memberikan dua pasang seragam kerja dan apabila terdapat kerusakan yang mengakibatkan seragam menjadi tidak layak pakai maka perusahaan akan menggantinya. Selain itu perusahaan juga menyediakan peralatan lain yang disediakan dalam lingkungan pabrik seperti masker, *safety helmet*, pelindung wajah, pakaian pelindung, kacamata pengaman, sarung tangan dan peralatan serta alat pelindung diri lainnya. Seluruh atribut yang disediakan didalam lingkungan pabrik akan selalu dicek secara berkala dan akan diganti apabila sudah mengalami kerusakan yang berakibat tidak layak pakai.

5. Jamsostek

Selain menerima gaji pokok tiap bulannya, seluruh karyawan pabrik akan mendapatkan tunjangan yang bertujuan memberikan kesejahteraan kepada karyawan. Tunjangan tersebut diantaranya:

a. Tunjangan Kesehatan

Seluruh karyawan pabrik akan mendapatkan asuransi Kesehatan sesuai dengan Permenaker Nomor 5 Tahun 2021. Berdasarkan peraturan tersebut jaminan sosial yang diperoleh diantaranya:

- Jaminan Kecelakaan Kerja
- Jaminan Hari Tua
- Jaminan Kematian

Apabila ada karyawan yang mengalami kecelakaan ataupun sakit sehingga harus mendapatkan perawatan, maka perusahaan harus mengganti keseluruhan dari biaya perawatan.

b. Tunjangan Hari Raya

Seluruh karyawan akan memperoleh tunjangan hari raya dengan besaran nominal sesuai dengan 1 bulan gaji pokok tiap tahunnya serta pemberian tunjangan minimal kepada karyawan yang sudah bekerja minimal 1 bulan. Penyerahan tunjangan hari raya dilakukan paling lambat tujuh hari sebelum hari raya.

c. Tunjangan Keluarga

Tunjangan tersebut akan diberikan kepada karyawan dengan perincian tunjangan suami/istri dan tunjangan anak (maksimal dua anak) dengan besaran 10% dan 2 % dari gaji pokok.

6. Fasilitas Penunjang Aktivitas Karyawan

- a. Penyediaan tempat ibadah lengkap dengan sarana air serta listrik.
- b. Penyediaan fasilitas kantin.
- c. Penyediaan fasilitas poliklinik yang akan ditangani oleh dokter dan perawat.
- d. Penyediaan sarana transportasi seperti motor, sepeda, dan bus untuk keperluan tertentu

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit penunjang yang memiliki peran penting dalam berjalannya suatu proses di industri. Perancangan utilitas dibutuhkan untuk menjamin keberlangsungan suatu pabrik. Beberapa penyediaan utilitas yang dibutuhkan pabrik antara lain :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Pengelolaan Limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air serta *Dowtherm A*

5.1.1 Penyediaan Air

Pemenuhan segala kebutuhan air suatu industri umumnya dipenuhi melalui pembelian air maupun penggunaan sumber mata air terdekat seperti sumur, sungai, danau maupun laut. Untuk perancangan pabrik unit *Naphtha Hydrotreater* ini akan mengambil air dari Sungai Komaring/Sungai Gerong untuk memenuhi segala kebutuhan air dengan beberapa alasan yaitu:

- Air sungai termasuk sumber air yang relatif besar sehingga ketersediaan air akan selalu ada dan sekaligus mencegah terjadinya kendala kekurangan air.
- Pengolahan air sungai relatif mudah, sederhana dan lebih murah jika dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang terbilang cukup rumit dan memerlukan biaya yang lebih banyak.
- Letak sungai berada didekat lokasi pabrik meminimalisir pengeluaran biaya pengolahan air.

Kebutuhan air untuk pabrik ini dibagi menjadi beberapa bagian sesuai dengan keperluan diantaranya:

1. Air Domestik

Air domestik digunakan untuk keperluan perumahan serta perkantoran. Berdasarkan Undang-Undang Nomor 17 pasal 6 Tahun 2019 tentang Sumber Daya Air, menjelaskan bahwa kebutuhan air per orang minimal sebanyak 60 liter/orang/hari. Dengan jumlah karyawan pabrik sebanyak 142 orang serta perumahan karyawan maka rincian kebutuhan air domestik keseluruhan dapat dijelaskan sebagai berikut:

- Kebutuhan Air Karyawan

Jumlah karyawan : 142 Orang
 Kebutuhan per orang : 60 liter/hari
 Total kebutuhan : 8254,69 kg/hari
 343,95 kg/jam

- Kebutuhan Perumahan Karyawan

Jumlah Rumah : 35
 Jumlah orang per rumah : 4
 Kebutuhan per orang : 60 kg/hari
 Total kebutuhan : 8400 kg/hari
 350 kg/jam

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

No	Jenis Kebutuhan	Kebutuhan air (kg/jam)
1	Karyawan	343,95
2	Perumahan Karyawan	350
Total		693,95

1. Air Pendingin

Air sebagai media pendingin alat proses produksi termasuk mudah dalam proses pengolahan serta pengaturannya. Selain itu, air yang digunakan harus memenuhi beberapa syarat seperti memiliki daya serap panas yang cukup tinggi, tidak terdekomposisi tidak mengandung besi dan oksigen terlarut yang dapat mengakibatkan korosi, silika penyebab kerak. Air pendingin akan diproduksi melalui *cooling tower*. Air pendingin yang telah digunakan sebagai media perpindahan panas akan disirkulasikan serta didinginkan kembali di *cooling tower*. Kebutuhan air pendingin untuk keseluruhan proses produksi dapat dilihat pada Tabel berikut:

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Jenis Kebutuhan	Kebutuhan air (kg/jam)
1	<i>Condenser-01</i>	45.431,04
2	<i>Condenser-02</i>	76.367,62
3	<i>Cooler-01</i>	15.076,91
Total		136.875,57

Perancangan jumlah air pendingin dibuat *over design* sebesar 20% sehingga total air pendingin yang diperlukan sebanyak 136.875,57 kg/jam. Proses pendinginan yang berlangsung akan mengalami *blowdown* sehingga diperlukan penambahan air *make-up*. Berdasarkan perhitungan yang dilakukan, diperoleh jumlah air *make-up* yang dibutuhkan sebanyak 4.962,99 kg/jam.

2. Air kebutuhan steam

Air steam digunakan sebagai media pemanas dalam pabrik. Air yang digunakan untuk umpan *boiler* harus memenuhi beberapa persyaratan diantaranya tidak mengandung zat penyebab *scaling*, *fouling*, dan *foaming*. Kebutuhan *steam* untuk peralatan pada pabrik ini terlampir pada Tabel berikut:

Tabel 5.3 Kebutuhan Steam Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Steam (kg/jam)
<i>Heater</i>	HE-01	108,77
<i>Reboiler</i>	RB-01	14.938,33
Total		15.092.10

Perancangan akan dibuat *over design* sebesar 20% dari total kebutuhan sehingga menjadi 25.792,47 kg/jam. Proses pada *boiler* menggunakan air pembangkit *steam* sebesar 80% dari jumlah kebutuhan untuk dimanfaatkan kembali sehingga diperlukan adanya air *make-up* sebesar 20% dari kebutuhan. Adanya penambahan air *make-up* diakibatkan oleh adanya *blowdown* pada *boiler* sebesar 15% dan penggunaan *steam trap* sebesar 5% sehingga total air *make-up* yang dibutuhkan sebanyak 6.190,19 kg/jam.

3. Air untuk layanan umum dan laboratorium

Air tersebut digunakan untuk suplai kebutuhan diluar aktivitas utama pabrik seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, poliklinik, kantin, mushola dan taman. Kebutuhan air diperkirakan sebesar 250 kg/jam dengan perincian sebagai berikut:

Tabel 5.4 Kebutuhan Air Layanan Umum

No	Jenis Kebutuhan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Bengkel	25
2	Laboratorium	60
3.	Pemadam Kebakaran	45
4.	Poliklinik	40
5.	Kantin	30
6.	Mushola	25
7.	Taman	25
Total		250

5.1.2 Penyediaan *Dowtherm A*

Dowtherm A digunakan sebagai media pemanas dalam pabrik. Hal ini dikarenakan kondisi operasi pada reaktor yang cukup tinggi. Oleh karena itu, *Dowtherm A* digunakan sebagai media pemanas. Kebutuhan *steam* untuk peralatan pada pabrik ini terlampir pada Tabel berikut:

Tabel 5.5 Kebutuhan Dowtherm A

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Vaporizer-01</i>	VP-01	7.226,06
<i>Heater-01</i>	HE-01	4.125,87
<i>Reaktor-01</i>	R-01	7.268,06
Total		18.619,94

Perancangan akan dibuat *over design* sebesar 20% dari total kebutuhan sehingga menjadi 22.343,92 kg/jam. Proses pada *boiler* menggunakan *Dowtherm A* pembangkit *steam* sebesar 80% dari jumlah kebutuhan untuk dimanfaatkan kembali sehingga diperlukan adanya *steam make-up* sebesar 20% dari kebutuhan. Adanya penambahan air *make-up* diakibatkan oleh adanya *blowdown* pada *boiler* sebesar 15% dan penggunaan *steam trap* sebesar 5% sehingga total *steam make-up* yang dibutuhkan sebanyak 5.362,54 kg/jam

5.1.3 Pengolahan Air

Air yang digunakan untuk kebutuhan air pendingin, *steam*, air domestik, dan air layanan umum berupa air sungai sehingga harus melalui beberapa tahapan pengolahan sebelum dapat digunakan. Tahapan pengolahan air meliputi dua jenis pengolahan yaitu pengolahan secara fisis dan pengolahan secara kimiawi sebagai berikut:

1. Penghisapan

Air yang berasal dari sungai akan dipompa dan dialirkan menuju alat penyaringan kasar (*Screen*) guna menghilangkan kotoran yang berukuran cukup besar yang terikut dalam aliran air.

2. *Screening*

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan kotoran yang terdapat dalam air. Penyaringan dilakukan menggunakan saringan kasar, Penyaringan kasar bertujuan untuk memisahkan kotoran yang berukuran cukup besar seperti daun, ranting, dan sampah lainnya tanpa bantuan bahan kimia.

3. Koagulasi dan Flokulasi

Pada tahapan ini, dilakukan proses koagulasi yang bertujuan untuk menggumpalkan partikel koloid yang sebelumnya sudah ditambahkan zat kimia tertentu dan penambahan tersebut menyebabkan partikel menjadi netral dan membentuk endapan. Koagulan yang umumnya digunakan berupa tawas atau aluminium sulfat $Al_2(SO_4)_3$. Selanjutnya terdapat proses flokulasi yang bertujuan untuk mempercepat proses penggabungan gumpalan partikel hasil proses koagulasi menjadi gumpalan yang lebih besar dan selanjutnya akan dipisahkan dengan tahapan sedimentasi dan filtrasi.

4. Sedimentasi

Proses sedimentasi akan dilakukan pada bak yang bertujuan untuk mengendapkan secara alami *flok* yang terbentuk akibat proses koagulasi dan flokulasi. *Flok* yang terbentuk akan dibuang melalui *blow down*.

5. Sand Filter

Pada tahapan ini, air dari bak sedimentasi akan dialirkan menuju alat *sand filter* untuk proses filtrasi. Air akan dialirkan dari bagian atas ke bagian bawah dan melewati media *filter* yang menyaring partikel pengotor seperti *suspended solid*. Keluaran dari *sand filter* berupa air dengan kandungan *suspended solid* dibawah 1 ppm dan pH sebesar 6,5 sampai 7,5. Selanjutnya air dialirkan menuju bak penampungan sementara. Apabila *sand filter* sudah kotor maka akan dibersihkan dengan metode *back wash*.

6. Penampungan Air Bersih

Air yang telah melalui seluruh tahapan *pre-treatment* sudah dapat dikatakan sebagai air bersih dan akan ditampung dalam bak penampungan sementara. Kemudian air bersih akan didistribusikan ke tahap pengolahan tertentu agar dapat digunakan untuk keperluan seperti:

- Air domestik
- Air layanan umum
- Air umpan boiler
- Air umpan *cooling tower*

7. Kloronasi

Proses kloronasi merupakan proses penambahan klorin pada air untuk membunuh kuman, bakteri, jamur serta mikroorganisme lainnya sehingga air dapat layak dikonsumsi. Proses ini dilakukan pada air domestik yang disalurkan menuju perkantoran dan perumahan karyawan. Air yang telah melalui tahapan ini akan dialirkan menuju tangki penyimpanan air domestik.

8. *Cooling Tower*

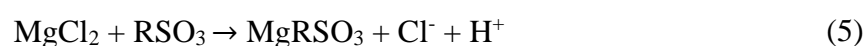
Alat ini digunakan untuk memperoleh air pendingin yang akan digunakan pada alat-alat pendingin seperti *cooler* dan *Condensor*. Proses pendinginan yang terjadi memanfaatkan udara sebagai media pendingin. Umpan awal *cooling water* berasal dari *filtered water storage tank* berupa tangki berisi campuran air dari semua alat pendingin yang ada dengan suhu sekitar 47°C kemudian dialirkan ke bagian atas *cooling tower*. Saat air keluar dari lubang saluran (*swirl*) terjadi pelepasan panas laten menyebabkan sebagian air menguap sehingga diperlukan adanya *make-up water* untuk mengganti sejumlah air yang menguap. Setelah proses pendinginan selesai, temperature air turun menjadi 20°C dan dialirkan ke bak air pendingin sebelum digunakan kembali.

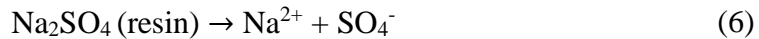
9. Demineralisasi

Sebelum dapat diumpankan ke dalam boiler, air umpan *boiler* harus melalui beberapa tahapan diantaranya demineralisasi dan deaerasi agar air tersebut terbebas dari mineral terlarut. Demineralisasi merupakan proses penghilangan kandungan ion pada air umpan *boiler*. Mineral/Ion pengotor yang terkandung akan diambil menggunakan resin. Tahapan ini terbagi menjadi dua proses, yaitu *kation exchanger* dan *anion exchanger*.

A. *Kation Exchanger*

Proses *kation exchanger* akan menghilangkan mineral seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} dan Na^+ dari air umpan. Ion-ion tersebut akan diganti dengan ion H^+ sehingga keluaran air akan mengandung anion dan ion H^+ . Berikut reaksi yang terjadi pada tahap *kation exchanger*:





Dalam kurun waktu tertentu, *kation* resin akan mencapai titik jenuh dan harus dilakukan regenerasi agar resin dapat bekerja kembali. Proses regenerasi dilakukan dengan penambahan senyawa asam kuat H_2SO_4 .

B. *Anion Exchanger*

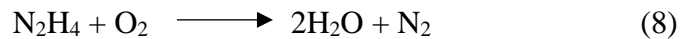
Proses *anion exchanger* berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif terlarut dalam air seperti CO_3^- , SO_4^- , Cl^- dan ion lainnya. Ion negatif yang terkandung menyebabkan air bersifat basa dan apabila terjadi proses pemanasan akan terbentuk gas CO_2 penyebab korosi. Berikut reaksi yang terjadi pada tahap *anion exchanger*:



Saat resin telah mencapai titik jenuh maka perlu dilakukan proses regenerasi agar resin dapat digunakan kembali. Proses regenerasi dilakukan dengan penambahan larutan NaOH .

10. Deaerasi

Setelah melalui proses demineralisasi, air umpan *boiler* kemudian diumpankan menuju proses deaerasi yang bertujuan untuk menghilangkan gas terlarut dalam air seperti O_2 dan CO_2 yang dapat menyebabkan korosi. Korosi yang terjadi pada *boiler* dapat memperpendek umur penggunaan *boiler*. Untuk menghilangkan kandungan gas tersebut dapat menggunakan senyawa hidrazin (N_2H_4) yang berfungsi mengikat gas terlarut dalam air. Reaksi yang berlangsung dari deaerasi sebagai berikut:



Setelah proses deaerasi selesai maka air keluaran deaerator sudah dapat diumpankan ke dalam *boiler*. Untuk mengendalikan kadar *suspended solid* maka dibuat sistem *blowdown*. Sistem *blowdown* akan membuang sejumlah air umpan *boiler* untuk meminimalisir terjadinya kerak, karat, endapan yang tidak diperlukan dan masalah lainnya. Akibat adanya sejumlah air umpan yang terbuang maka diperlukan *make up water* agar kebutuhannya tetap mencukupi.

5.2 Unit Pembangkit *Steam*

5.2.1 Unit Pembangkit *Steam* untuk Air

Unit ini ditujukan untuk mensuplai kebutuhan *steam* selama proses produksi dengan menyediakan peralatan berupa ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Nama Alat : Boiler Air

Kapasitas : 18.056,52 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1

Boiler akan dilengkapi dengan unit *economizer safety valve system* dan pengaman lain yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg dengan menambahkan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Kemudian kadar pH juga diatur hingga mencapai rentang 10,5-11,5 untuk menghindari terjadinya tingkat korosifitas yang tinggi. Umpan terlebih dahulu dimasukkan ke dalam *economizer* yang berupa alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Air akan dipanaskan hingga mencapai suhu 200°C lalu diumpankan ke *boiler*.

Gas sisa pembakaran berasal dari alat *burner* dimana api yang keluar akan memanaskan lorong dan pipa bagian api dan gas tersebut masuk ke *economizer* untuk diserap panasnya oleh air hingga mendidih. *Steam* yang telah terkumpul dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan ke alat proses produksi.

5.2.2 Unit Pembangkit *Steam* untuk Dowtherm

Unit ini ditujukan untuk mensuplai kebutuhan *steam* dari *Dowtherm A* selama proses produksi dengan menyediakan peralatan berupa ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Nama Alat : Boiler untuk *Dowtherm A*

Kapasitas : 22.343,92 kg/jam

Jenis : *Boiler*

Jumlah : 1

Boiler akan dilengkapi dengan unit *economizer safety valve system* dan pengaman lain yang bekerja secara otomatis. Umpan terlebih dahulu dimasukkan ke dalam

economizer yang berupa alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. *Dowtherm A* akan dipanaskan hingga mencapai suhu 400 °C lalu diumpankan ke *boiler*.

Gas sisa pembakaran berasal dari alat *burner* dimana api yang keluar akan memanaskan lorong dan pipa bagian api dan gas tersebut masuk ke *economizer* untuk diserap panasnya oleh air hingga mendidih. *Steam* yang telah terkumpul dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan ke alat proses produksi.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Sumber kebutuhan listrik di pabrik ini disuplai oleh Perusahaan Listrik Negara (PLN). Selain itu terdapat generator yang difungsikan sebagai sumber listrik cadangan apabila sumber listrik utama mengalami gangguan atau terjadi pemadaman secara mendadak. Generator yang digunakan berjenis generator diesel dengan bahan bakar utama berupa solar dengan spesifikasi sebagai berikut:

Kapasitas : AC Generator

Jenis : 1.000 kW

Kebutuhan listrik yang harus disuplai untuk pabrik terbagi menjadi beberapa bagian diantaranya:

- a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya (HP)	Watt
<i>Expansion Valve-01</i>	EV-01	0,25	186,42
<i>Expansion Valve-02</i>	EV-02	2,00	1.491,40
<i>Expansion Valve-03</i>	EV-03	1,00	745,70
Pompa-01	P-01	0,50	372,85
Kompresor-01	K-01	1,00	745,70
Pompa-02	P-02	0,75	559,27
Pompa-03	P-03	0,33	248,56
Pompa-04	P-04	0,33	248,56
Pompa-05	P-05	15,00	11.185,50
Pompa-06	P-06	1,25	932,12
Pompa-07	P-07	0,13	93,21
Total		22,29	16.871,46

b. Kebutuhan Listrik Utilitas

Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		HP	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,00	1.491,40
Blower Cooling Tower	BL-01	75,00	55.927,50
Kompresor Udara	CP-01	3,00	2.237,10
Pompa-01	PU-01	7,50	5.592,75
Pompa-02	PU-02	10,00	7.457,00
Pompa-03	PU-03	10,00	7.457,00
Pompa-04	PU-04	0,05	37,28
Pompa-05	PU-05	10,00	7.457,00
Pompa-06	PU-06	10,00	7.457,00
Pompa-07	PU-07	5,00	3.728,50
Pompa-08	PU-08	5,00	3.728,50
Pompa-09	PU-09	5,00	3.728,50
Pompa-10	PU-10	0,05	37,28
Pompa-11	PU-11	0,25	186,42
Pompa-12	PU-12	0,08	62,14
Pompa-13	PU-13	0,00	37,28
Pompa-14	PU-14	0,05	37,28
Pompa-15	PU-15	2,00	1.491,40
Pompa-16	PU-16	2,00	1.491,40
Pompa-17	PU-17	0,50	372,85
Pompa-18	PU-18	2,00	1.491,40
Pompa-19	PU-19	1,00	745,70
Pompa-20	PU-20	1,00	745,70
Pompa-21	PU-21	1,00	745,70
Pompa-22	PU-22	1,00	745,70
Total		152,53	113.744,10

Kebutuhan listrik total untuk seluruh alat utilitas sebesar 113744,107 Watt atau 113,744 KW.

c. Kebutuhan Listrik Alat Kontrol

Listrik yang disuplai untuk kebutuhan alat kontrol diperkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik penggerak motor atau sebesar 37,902 kW.

d. Kebutuhan Listrik Perumahan

Listrik yang akan disuplai untuk kebutuhan area perumahan pabrik terdiri dari listrik untuk rumah dan listrik untuk sarana lingkungan sekitar perumahan yang besarnya sekitar 40%. Untuk kebutuhan listrik setiap rumah diperkirakan sebesar 680 watt/rumah dengan total 23,8 kW untuk 35 rumah serta 9,52 kW untuk sarana lingkungan perumahan sehingga dibutuhkan daya total sebesar 33,32 kW.

e. Kebutuhan Listrik Layanan Umum dan Laboratorium

Listrik yang disuplai akan dipergunakan untuk memenuhi kebutuhan dari bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, poliklinik, kantin, mushola dan taman. Jumlah listrik yang disuplai diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik penggerak motor atau sebesar 22,74 kW.

f. Kebutuhan Listrik Penerangan

Listrik yang dibutuhkan untuk penerangan area pabrik dan sekitarnya diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik penggerak motor atau sebesar 22,74 kW.

g. Kebutuhan Listrik Perkantoran

Kebutuhan listrik perkantoran meliputi penggunaan AC, komputer, monitor, dan lainnya. Jumlah suplai listrik diperkirakan mencapai 15% dari total kebutuhan listrik penggerak motor atau sebesar 22,74 kW.

Tabel 5.8 Total Kebutuhan Listrik

No.	Keperluan	Kebutuhan(kWh)
1	Power plant	16,87
2	Utilitas	113,74
3	Penerangan	17,06
4	Peralatan kantor	17,07
5	Bengkel laboratorium	17,06
6	Perumahan	33,32
7	Instrumentasi	28,44
Total		243,55

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Pada pabrik ini diperlukan udara tekan yang digunakan untuk menggerakkan instrument *control* yang bekerja secara pneumatik. Dalam pabrik ini terdapat sekitar 10 alat *control* yang memerlukan udara tekan. Perkiraan udara tekan yang dibutuhkan untuk semua alat *control* sekitar 18,691 m³/jam dengan tekanan 6,267atm.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertanggungjawab dalam penyediaan kebutuhan bahan bakar pabrik. Bahan bakar yang tersuplai berupa bahan bakar untuk kebutuhan generator, *boiler*. Jenis bahan bakar yang digunakan diantaranya solar untuk generator listrik serta *fuel oil* untuk *furnace* dan *boiler* dengan pembagian sebagai berikut:

Tabel 5.9 Kebutuhan Bahan Bakar Pabrik

No.	Jenis Kebutuhan	Jumlah bahan bakar (kg/jam)
1	<i>Boiler-01</i>	863,90
2	<i>Boiler-02</i>	1.075,39
3	Generator Listrik	98,32

5.6 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Limbah yang dihasilkan dari proses produksi, aktivitas karyawan dan unit utilitas dari pabrik berupa limbah cair. Limbah tersebut harus diolah terlebih dahulu untuk menghindari terjadinya risiko pencemaran lingkungan sekitar. Limbah cair yang akan diolah diantaranya berasal dari laboratorium, layanan umum, proses produksi, kantor dan perumahan.

- Limbah laboratorium diolah dengan proses *physical treatment* (proses pengendapan dan pernyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrol pH) dan *biological treatment*.
- Air buangan domestik dari perkantoran dan perumahan akan dikumpulkan dahulu ke dalam satu bak khusus yang kemudian akan diolah dalam unit stabilisasi.
- Buangan dari proses utilitas yaitu dari unit demineralisasi harus dinetralkan terlebih dahulu sebelum dapat dibuang. Apabila air buangan memiliki pH lebih dari 7 maka akan ditambahkan NaOH sedangkan pH kurang dari 7 akan ditambahkan H₂SO₄.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	Identifikasi				
Kode Alat	PU-1	PU-2	PU-3	PU-4	PU-5
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju screening	Mengalirkan air sungai dari screening ke Reservoir/ Sedimentasi (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Sedimentasi (B-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)	Mengalirkan air dari Tangki Alum (TU-01) menuju ke Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02) menuju ke Bak Pengendapan 1 (BU-03)
Kapasitas (gpm)	889,50	1.092,07	1.037,47	0,03	1.037,47
Tipe	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Efisiensi Pompa(%)	85	90	90	45	90%
Daya Motor (HP)	8	10	10	0,05	10
Jumlah	1	1	1	1	1
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Spesifikasi					
IPS (in)	12	12	12	0,125	12
No. Sch	30	30	30	40	30
OD (in)	12,75	12,75	12,75	0,40	12,75
ID (in)	12,09	12,09	12,09	0,26	12,09

Tabel 5.11 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Parameter	Identifikasi				
Kode Alat	PU-6	PU-7	PU-8	PU-9	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Pengendap 1 (BU-03) menuju Bak Pengendap 2 (BU-04)	Mengalirkan air dari Bak Pengendap II (BU-04) menuju Bak Saringan Pasir (FU-02)	Mengalirkan air dari Bak Sand Filter/ Bak Saringan Pasir (FU-02) menuju Bak Penampung Sementara (BU-05)	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-05) menuju ke area kebutuhan air	Mengalirkan Kaporit dari Tangki Kaporit (TU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02)
Kapasitas (gpm)	985,59	936,31	889,50	889,50	0,0000253
Tipe	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>				
Efisiensi Pompa (%)	80	85	85	85	45
Daya Motor (HP)	10	5	5	5	0,05
Jumlah	1	1	1	1	1
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Spesifikasi					
IPS (in)	12	12	12	12	0,125
No. Sch	30	30	30	30	40
OD (in)	12,75	12,75	12,75	12,75	0,405
ID (in)	12,09	12,09	12,09	12,09	0,269

Tabel 5.12 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Parameter	Identifikasi					
Kode Alat	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15	PU-16
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih (TU-04)	Mengalirkan air dari tangki bersih (TU-04) menuju area domestik	Mengalirkan air dari Tangki air servis menuju Tangki air bertekanan	Mengalirkan air dari Tangki air bertekanan menuju area kebutuhan servis	Mengalirkan air dari Bak Air Dingin (BU-06) menuju ke Cooling Tower (CT-01)	Mengalirkan air dari Cooling Tower (CT-01) menuju recycle dari bak air dingin
Kapasitas (gpm)	3,57	3,57	1,28	1,28	751,94	751,94
Tipe	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Axial flow impellers</i>
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>					
Efisiensi Pompa (%)	45	45	45	45	85	85
Daya Motor (HP)	0,05	0,05	0,05	0,05	2	2
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Bahan	<i>Commercial Steel</i>					
Spesifikasi						
IPS (in)	0,75	0,75	0,375	0,375	10	10
No. Sch	40	40	40	40	40	40
OD (in)	1,05	1,05	0,675	0,675	10,75	10,75
ID (in)	0,824	0,824	0,493	0,493	10,02	10,02

Tabel 5.13 Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Parameter	Identifikasi					
Kode Alat	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20	PU-21	PU-22
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki penampung H ₂ SO ₄ menuju Mixed Bed (TU-05)	Mengalirkan air dari Mixed Bed (TU-05) menuju Tangki air Demin	Mengalirkan air dari Tangki air Demin menuju Tangki Deaerator (De-01)	Mengalirkan larutan hydrazine dari Tangki N ₂ H ₄ (T-09) menuju Tangki Deaerator (De-01)	Mengalirkan air dari Deaerator (De-01) menuju Boiler	Mengalirkan <i>Dowtherm A</i> menuju boiler
Kapasitas (gpm)	132,69	132,69	132,69	132,69	132,69	43,67
Tipe	<i>Axial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>					
Efisiensi Pompa(%)	70	75	75	75	75	55
Daya Motor (HP)	0,5	2	1	1	1	1
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Bahan	<i>Commercial Steel</i>					
Spesifikasi						
IPS (in)	6	6	6	6	6	3
No. Sch	40	40	40	40	40	40
OD (in)	6,625	6,625	6,625	6,625	6,625	3,5
ID (in)	6,065	6,065	6,065	6,065	6,065	3,068

Tabel 5.14 Spesifikasi Bak Utilitas

Parameter	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04	BU-05	BU-06
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai	Mengendapkan Kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran.	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi O ₂)	Menampung sementara raw water setelah disaring di <i>sand filter</i>	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	Bak persegi	Bak Silinder Tegak	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang dilapisi porselin	Beton bertulang
Spesifikasi						
Panjang (m)	12,68	-	14,02	14,02	7,45	7,05
Lebar (m)	12,68	-	14,02	14,02	7,45	7,05
Tinggi (m)	6,34	6,75	7,01	7,01	3,72	3,52
Diameter (m)	-	6,75	-	-	-	-
Jumlah	1	1	1	1	1	1

Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Utilitas

Parameter	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % untuk 1 minggu	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-01)	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung Air bertekanan untuk keperluan layanan umum
Jenis	Silinder Tegak	Silinder Tegak Berpengaduk	Silinder Tegak	Silinder Tegak	Silinder Tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>				
Spesifikasi					
Tinggi (m)	3,33	1,01	0,13	2,94	2,09
Diameter (m)	1,66	1,01	0,13	2,94	2,09
Volume (m ³)	7,28	0,83	0,0018	19,98	7,2
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki Utilitas (Lanjutan)

Parameter	TU-06	TU-07	TU-08	TU-09	TU-10
Fungsi	Menampung larutan H ₂ SO ₄ yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>kation exchanger</i> .	Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>anion exchanger</i> .	Menampung air bebas mineral sebagai air umpan boiler.	Menyimpan larutan N ₂ H ₄	Menyimpan <i>Dowtherm A</i> selama 7 hari
Jenis	Silinder Tegak	Silinder Tegak	Silinder Tegak	Silinder Tegak	Silinder Tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>				
Spesifikasi					
Tinggi (m)	2,61	1,39	9,81	3,42	6,71
Diameter (m)	2,61	1,39	9,81	3,42	6,71
Volume (m ³)	14,16	2,13	742,82	31,46	237,93
Jumlah	1	1	1	1	1

Tabel 5.17 Spesifikasi *Screener* Utilitas

Parameter	<i>Screening (FU-01)</i>
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti daun, ranting dan sampah-sampah lainnya.
Bahan	Alumunium
Spesifikasi	
Kapasitas (kg/jam)	223.441,55
Panjang (ft)	10
Lebar (ft)	8
Diameter lubang (cm)	1
Jumlah	1

Tabel 5.18 Spesifikasi *Sand Filter* Utilitas

Parameter	<i>Sand Filter (FU-02)</i>
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
Bahan	<i>Spheres</i>
Ukuran pasir (mesh)	28
Spesifikasi	
Volume (m ³)	24,44
Panjang (m)	3,65
Tinggi (m)	1,82
Lebar (m)	3,65
Jumlah	1

Tabel 5.19 Spesifikasi *Cooling Tower*

Parameter	<i>Cooling Tower (CT)</i>
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Jenis	<i>Cooling Towwer Induced Draft</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (m ³ /jam)	146,15
Panjang (m)	4,56
Tinggi (m)	10,33
Lebar (m)	4,56
Jumlah	1

Tabel 5.20 Spesifikasi *Blower Cooling Tower*

Parameter	<i>Blower Cooling Tower (BL-01)</i>
Fungsi	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 285 Grade C</i>
Spesifikasi	
Kapasitas (m ³ /jam)	103.159,24
Efisiensi	0,90
Power (HP)	75
Jumlah	1

Tabel 5.21 Spesifikasi *Mixed Bed*

Parameter	<i>Mixed Bed</i>
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO ₄ , dan NO ₃ .
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Resin	<i>Synthetic Gel Zeolit</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Spesifikasi	
Diameter tangki (m)	1,38
Tinggi tangki (m)	1,67
Tinggi bed (m)	1,39
Volume bed (m ³)	2,10
Volume bak resin (m ³)	743.553,20
Tebal (in)	0,1875
Jumlah	1

Tabel 5.22 Spesifikasi *Deaerator*

Parameter	<i>Deaerator (De)</i>
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada <i>Reboiler</i> .
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Spesifikasi	

Tabel 5.23 Spesifikasi *Deaerator* (Lanjutan)

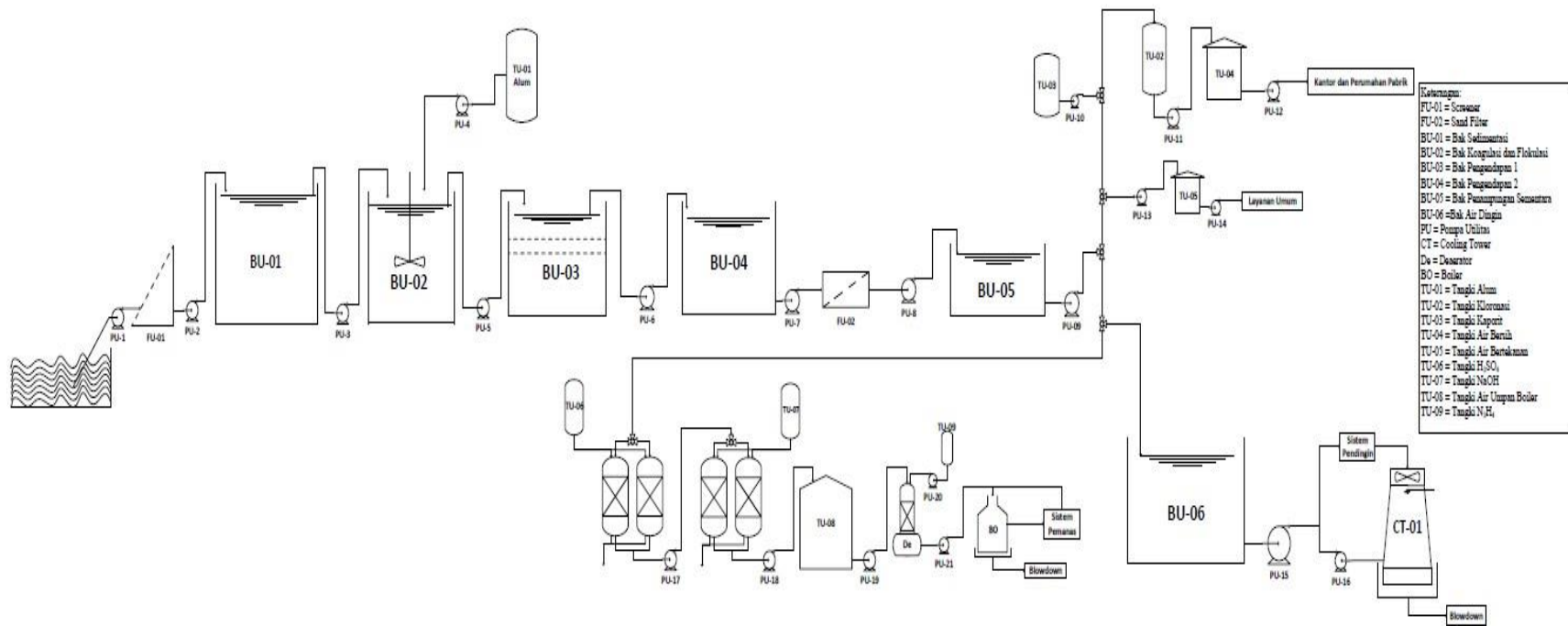
Kapasitas (m ³ /jam)	25,79
Diameter (m)	3,40
Tinggi (m)	3,40
Volume (m ³)	30,95
Jumlah	1

Tabel 5.24 Spesifikasi *Boiler* untuk Air

Parameter	<i>Boiler</i>
Fungsi	Membuat <i>saturated steam</i>
Kondisi Operasi	
Jenis <i>boiler</i>	<i>Water tube</i>
Kapasitas (kg/jam)	18.056,52
Kapasitas <i>steam</i> (kg/jam)	15.092,10
Jenis bahan bakar	Solar
Tekanan (atm)	14,4
Suhu (°C)	200
Spesifikasi	
Panjang (m)	12,57
Diameter (m)	6,28
Luas transfer panas (m ²)	136,91

Tabel 5.25 Spesifikasi *Boiler* untuk Dowtherm A

Parameter	<i>Boiler</i>
Fungsi	Membuat steam <i>Dowtherm A</i>
Kondisi Operasi	
Jenis <i>boiler</i>	<i>Boiler</i>
Kapasitas (kg/jam)	22.343,92
Kapasitas <i>steam</i> (kg/jam)	18.619,94
Jenis bahan bakar	Solar
Tekanan (atm)	10,4
Suhu (°C)	400
Spesifikasi	
Panjang (m)	8,7774
Diameter (m)	4,3887
Luas transfer panas (m ²)	30,433



Gambar 5.1 Diagram Alir Pengolahan Air

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Selain memerlukan peninjauan terhadap proses yang diterapkan, dalam perancangan pabrik diperlukan pula analisa ekonomi untuk menentukan apakah pabrik tersebut layak atau tidak untuk didirikan. Analisa ekonomi dilakukan untuk memperoleh estimasi kelayakan suatu pabrik akan investasi modal dapat dikembalikan, serta terjadinya titik impas (tidak memperoleh untung maupun rugi) sehingga dapat diperkirakan apakah menarik atau tidak bagi investor.

Terdapat beberapa parameter yang digunakan sebagai acuan dalam menentukan kelayakan pendirian suatu pabrik serta besarnya pendapatan yang diperoleh dari segi ekonomi. Beberapa parameter yang digunakan antara lain:

1. *Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*
4. *Break Even Point (BEP)*
5. *Shut Down Point (SDP)*

Sebelum melakukan perhitungan terhadap parameter diatas, ada beberapa hal yang harus dikalkulasikan terlebih dahulu, yaitu:

1. Penentuan Modal Industri (*Capital Investment*)
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Total Biaya Produksi (*Total Production Cost*)
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan Modal
 - a. Biaya Tetap Per Tahun (*Fixed Cost Annual*)
 - b. Biaya Variabel Per Tahun (*Variable Cost Annual*)

c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost Annual*)

6.1 Penaksiran Harga Alat

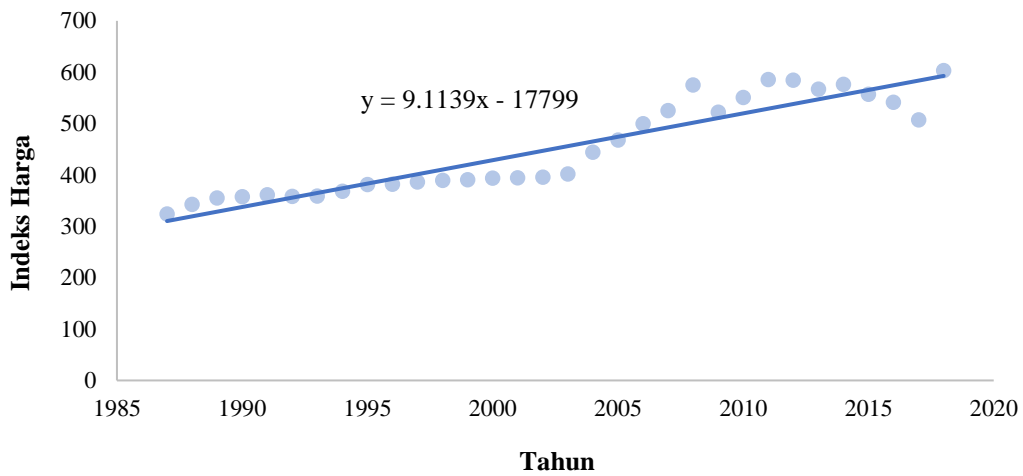
Penentuan harga setiap alat yang digunakan akan mengalami perubahan disebabkan oleh kondisi ekonomi sehingga untuk mengetahui harga setiap alat secara pasti diperlukan metode perhitungan harga indeks peralatan pada tahun tersebut. Pabrik unit *naphtha hydrotreater* ini direncanakan berdiri pada tahun 2028 dan diperlukan indeks harga alat pada tahun tersebut.

Analisa harga alat dilakukan pada tahun 2023 untuk pembelian alat pada pendirian pabrik di tahun 2028. Analisa dilakukan menggunakan data indeks harga alat yang telah ada pada tahun 1987 hingga 2018 (Sumber: chemengonline.com/pci) yang termuat pada Tabel berikut:

Tabel 6.1 Indeks Harga Alat Tahun 1987-2018

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)	Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1987	323,8	2003	402,0
1988	342,5	2004	444,2
1989	355,4	2005	468,2
1990	357,6	2006	499,6
1991	361,3	2007	525,4
1992	358,2	2008	575,4
1993	359,2	2009	521,9
1994	368,1	2010	550,8
1995	381,1	2011	585,7
1996	381,7	2012	584,6
1997	386,5	2013	567,3
1998	389,5	2014	576,1
1999	390,6	2015	556,8
2000	394,1	2016	541,7
2001	394,3	2017	507,5
2002	395,6	2018	603,1

Data diatas akan dimuat dalam bentuk grafik hubungan antara tahun dan indeks harga alat seperti gambar berikut ini:



Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear Indeks Harga

Persamaan diperoleh dari grafik diatas adalah $y = 9,1139x - 17799$. Dengan persamaan ini, dapat diperoleh indeks harga pada tahun 2028 sebesar 683,9892. Penentuan harga alat pada tahun pendirian pabrik menggunakan indeks rasio pada tahun referensi dan tahun pembelian alat dengan persamaan dari Aries & Newton (1955) sebagai berikut:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (9)$$

Dimana:

N_x : Indeks harga pada tahun 2028

N_y : Indeks harga pada tahun 2014

E_x : Harga alat pada tahun 2028

E_y : Harga alat pada tahun 2014

Dengan menggunakan persamaan diatas, diperoleh harga alat pada tahun alat proses dan utilitas 2028 sebagai berikut:

Tabel 6.2 Harga Alat Proses Tahun 2028

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	E _y (\$)	E _x (\$)
1	Tangki H2	T-01	1	118700,00	140929,56
2	Tangki Naphtha	T-02	1	125600,00	132671,18
3	Pompa-01	P-01	1	5000,00	5281,50
4	<i>Expansion Valve-01</i>	EV-01	1	724,09	859,70
5	Vaporizer-01	V-01	1	19400,00	20492,21
6	Akumulator-01	Acc-01	1	4337,00	5149,21
7	<i>Expansion Valve-02</i>	EV-02	1	724,09	859,70
8	<i>Heater-01</i>	H-01	1	13100,00	13837,52
9	Kompresor-01	K-01	1	171198,74	173510,70
10	Reaktor-01	R-01	1	90400,00	95489,44
11	<i>Expansion Valve-03</i>	EV-03	1	724,09	859,70
12	Kondensor-01	CD-01	1	12900,00	13626,26
13	Pompa-02	P-02	1	5600,00	5915,28
14	Separator-01	SP-01	1	20100,00	21231,61
15	Pompa-03	Pompa-03	1	5600,00	5915,28
16	<i>Heater-02</i>	H-02	1	8400,00	8872,91
17	Pompa-04	P-04	1	5600,00	5915,28
18	Menara Distilasi-01	MD-01	1	195000,00	205978,34
19	Pompa-05	P-05	1	5600,00	5915,28
20	Akumulator-02	Acc-02	1	4337,00	5149,21
21	Pompa-06	P-06	1	5600,00	5915,28
22	Pompa-07	P-07	1	5600,00	5915,28

Tabel 6.3 Harga Alat Proses Tahun 2028 (lanjutan)

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	E _y (\$)	E _x (\$)
23	Tangki <i>Naphtha</i> (C4-C5)	T-3	1	47900,00	50596,73
24	Tangki <i>Naphtha</i> (C6-C7)	T-4	1	97300,00	102777,91
25	Pompa-08	P-08	1	5600,00	5915,28
Jumlah			25	975045,01	1039580,30

Tabel 6.4 Harga Alat Utilitas Tahun 2028

No.	Nama Alat	Jumlah	E _y (\$)	E _x (\$)
1	Pompa 1	1	6874,00	8161,33
2	Pompa 2	1	7438,00	8830,95
3	Pompa 3	1	7293,00	865,80
4	Pompa 4	1	1065,00	1264,45
5	Pompa 5	1	7293,00	8658,80
6	Pompa 6	1	7150,00	8489,02
7	Pompa 7	1	7009,00	8321,76
8	Pompa 8	1	6874,00	8161,33
9	Pompa 9	1	6874,00	8161,33
10	Pompa 10	1	1065,00	1264,45
11	Pompa 11	1	1081,00	1283,44
12	Pompa 12	1	1081,00	1283,44
13	Pompa 13	1	1065,00	1264,45
14	Pompa 14	1	1065,00	1264,45
15	Pompa 15	1	6135,00	7283,93

Tabel 6.5 Harga Alat Utilitas Tahun 2028 (lanjutan)

16	Pompa 16	1	6135,00	7283,93
17	Pompa 21	1	4035,00	4790,66
18	Boiler	1	741050,00	879830,23
19	Kompresor	1	3500,00	4155,46
20	Cooling Tower	1	1553100,00	1843957
21	Blower	1	131000,00	155533,04
22	Screening	1	17666,67	20975,19
23	Tangki Alum	1	25000,00	29681,88
24	Sand Filter	1	46400,00	55089,57
25	Tangki kloronasi	1	10300,00	12228,93
26	Tangki penyimpanan kaporit	1	1200,00	1424,73
27	Tangki Air Bersih	1	32000,00	37992,80
28	Tangki Air Bertekanan	1	22400,00	26594,96
29	Tangki N2H4	1	49100,00	58295,21
30	Tangki BB Boiler	1	32000,00	37992,80
31	Tangki BB Generator	1	4900,00	5817,65
32	Tangki Dowtherm	2	196800,00	233655,74
33	Tangki umpan boiler	1	49200,00	58413,94
34	Bak sedimentasi	1	1081885,70	1284496
35	Bak pengendapan 1	1	1053260,00	1250509,40
36	Bak pengendapan 2	1	1014086,60	1203999,88
37	Bak gumpal	1	1041685,70	1236767,54
38	Bak sementara	1	949200,00	1126961,55
39	Bak air dingin	1	867100,00	1029486,26
Total		40	9.002.366,7	1.068.828,1

6.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam melakukan Analisa ekonomi unit *naphtha hydrotreating* ini adalah:

1. Kapasitas produksi : 45.000 ton/tahun
2. Satuan tahun operasi : 330 hari
3. Tahun pabrik didirikan : 2028
4. Nilai kurs mata uang : \$1 = Rp16.224,150
5. Umur alat : 10 tahun

6.3 Komponen Biaya

6.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital Investment* dibagi menjadi 2, yaitu *Fixed Capital Investment* (modal tetap) dan *Working Capital* (modal kerja) (Peters dan Timmerhaus, 2018).

A. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik ini memerlukan rencana *physical plant cost, direct plant cost, fixed capital instrument*. Hasil perhitungan masing-masing dapat dilihat pada Tabel berikut:

Tabel 6.6 *Physical Plant Cost (PPC)*

No.	Jenis Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Purchased Equipment Cost</i>	190.274.664.021	11.727.866
2.	<i>Delivered Equipment Cost</i>	47.568.666.005	2.931.967
3.	<i>Equipment Installation</i>	38.054.932.804	2.345.573
4.	<i>Pipping</i>	28.541.199.603	1.759.180
5.	<i>Instrumentation Cost</i>	15.221.973.122	938.229
6.	<i>Electrical Cost</i>	57.082.399.206	3.518.360
7.	<i>Insulation</i>	15.221.973.122	938.229
8.	<i>Building</i>	133.192.264.814	8.209.506
9.	Land & Yard Improvement	38.054.932.804	2.345.573
10	Utilities	6.770.646.073.960	417.319.001
Physical Plant Cost (PPC)		7.333.859.079.461	452.033.486

Tabel 6.7 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Jenis Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	Engineering & Construction Cost	1.466.771.815.892	90.406.697
Total (PPC + DPC)		8.800.630.895.353	542.440.183

Tabel 6.8 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No.	Jenis Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	Total (PPC + DPC)	8.800.630.895.353	542.440.183
2.	Biaya tak terduga	352.025.235.814	21.697.607
3.	Kontraktor	14.081.009.433	867.904
FCI		9.166.737.140.600	565.005.695

6.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan biaya yang diperlukan untuk aktivitas produksi. *Manufacturing cost* diperoleh dari penjumlahan *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang memiliki keterkaitan dengan aktivitas produksi.

a. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya yang dikeluarkan untuk keperluan yang berkaitan secara langsung dengan aktivitas produksi. Berikut perincian biaya yang dikeluarkan:

Tabel 6.9 *Direct Manufacturing Cost*

No.	Type of expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Raw material</i>	805.591.968.917	49.653.878
2.	<i>Labor</i>	16.272.000.000	1.002.949
3.	<i>Supervision</i>	3.254.400.000	200.590
4.	<i>Maintenance</i>	916.673.714.060	56.500.569
5.	<i>Plant Supplies</i>	137.501.057.109	8.475.085
6.	<i>Royalty and Patent</i>	1.073.187409.413	66.147.528
7.	<i>Utilities</i>	6.770.646.073.960	417.319.001
<i>DMC</i>		9.723.126.623.458	599.299.601

b. Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost merupakan biaya yang dikeluarkan untuk keperluan yang tidak berkaitan secara langsung dengan aktivitas produksi. Berikut perincian biaya yang dikeluarkan:

Tabel 6.10 *Indirect Manufacturing Cost*

No.	Type of expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Payroll over head</i>	3.254.400.000	200.590
2.	Laboratorium	3.254.400.000	200.590
3.	<i>Plant over head</i>	11.390.400.000	702.065
4.	<i>Shipping and Packaging</i>	40.279.598.446	2.482.694
IMC		58.178.798.446	3.585.938

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost merupakan biaya harus selalu dikeluarkan pada saat pabrik beroperasi maupun tidak. Pengeluaran ini bersifat tetap yang tidak berkaitan dengan waktu dan tingkat produksi. Berikut perincian biaya yang dikeluarkan:

Tabel 6.11 *Fixed Manufacturing Cost*

No.	Type of expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Depretiation</i>	916.673.714.060	56.500.569
2.	<i>Property taxes</i>	183.334.742.812	11.300.114
3.	<i>Insurance</i>	91.667.371.406	5.650.,057
<i>FMC</i>		1.191.675.828.278	73.450.740

Tabel 6.12 *Total Manufacturing Cost*

No.	Jenis Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	DMC	9.723.126.623.458	599.299.601
2.	IMC	58.178.798.446	3.585.938
3.	FMC	1.191.675.828.278	73.450.740
MC		10.972.981.250.182	676.336.280

6.3.3 General Expense

General expense adalah biaya yang dikeluarkan untuk keperluan yang berhubungan dengan fungsi perusahaan dan tidak termasuk manufacturing cost. Berikut ini Tabel perincian biaya untuk general expense:

Tabel 6.13 *General expense*

No.	Type of expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	Administration	658.378.875.011	40.580.177
2.	Sales expense	1.755.677.000.029	108.213.805
3.	Research	733.338.971.248	45.200.456
4.	Finance	877.838.500.015	54.106.902
General Expense		4.025.233.346.303	248.101.339

Tabel 6.14 *Total Production Cost*

No.	Type of expense	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	MC	10.972.981.250.182	676.336.280
2.	General expense	4.025.233.346.303	248.101.339
Total produksi		14.998.214.596.485	924.437.619

6.4 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp17.886.456.823.542

Total biaya produksi : Rp14.998.214.596.485

Keuntungan : Total penjualan – Total biaya produksi
: Rp2.888.242.227.057

b. Keuntungan Setelah pajak

Pajak : 40% x Rp2.888.242.227.057
: Rp 1.155.296.890.822,8

Keuntungan : Rp 1.732.945.336.234

6.5 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau kecil sehingga dapat dikategorikan berpotensi atau tidak dari segi ekonomi, maka dilakukanlah suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Terdapat beberapa faktor yang digunakan untuk menentukan kelayakan pabrik secara menyeluruh, yaitu:

6.2.1 *Return on Investment (ROI)*

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi minimum adalah 44% sedangkan pabrik dengan risiko rendah mempunyai persentase minimum sebesar 11% (Aries dan Newton, 1955). Untuk menghitung ROI dapat digunakan persamaan berikut:

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\%$$

a. ROI b (sebelum pajak)

$$= \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\% = 32 \%$$

b. ROI a (sesudah pajak)

$$= \frac{\text{keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\% = 19 \%$$

6.2.2 *Pay Out Time (POT)*

Pay out time merupakan lama waktu yang diperlukan untuk mendapatkan pengembalian modal berdasarkan total modal investasi serta perolehan keuntungan setiap tahunnya. Industri kimia memiliki syarat POT sebelum pajak berdasarkan risiko pabriknya, pabrik dengan risiko tinggi memiliki maksimal POT selama 2 tahun dan pabrik dengan risiko rendah memiliki maksimal POT selama 5 tahun (Aries dan Newton, 1955). Berikut persamaan yang digunakan untuk menghitung POT:

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

- a. POT sebelum Pajak (POT b)
- $$= \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan+Depresiasi}} = 2,41 \text{ tahun}$$
- b. POT setelah Pajak (POT a)
- $$= \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan+Depresiasi}} = 3,46 \text{ tahun}$$

6.2.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point merupakan titik impas dimana pabrik tidak mengalami kerugian maupun keuntungan sehingga perolehan pendapatan dan pengeluaran seimbang. Perhitungan nilai BEP juga dapat membantu menentukan harga jual dan jumlah penjualan minimum dan banyaknya penjualan agar memperoleh keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia umumnya berkisar antara 40-60% dan apabila suatu pabrik memiliki BEP dibawah rentang tersebut maka dapat mengalami kerugian. Berikut persamaan *Break Even Point* yang digunakan:

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

Keterangan:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum Annual

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Tabel 6.15 *Annual Fixed Cost*

No.	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Depretiation</i>	916.673.714.060	56.500.569
2.	<i>Property Taxes</i>	183.334.742.812	11.300.114
3.	<i>Insurance</i>	91.667.371.406	5.650.057
Total		1.191.675.828.278	73.450.740

Tabel 6.16 *Annual Sales Value*

No.	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Annual Sales Value</i>	17.886.456.823.542	1.102.458.792,82
Total		17.886.456.823.542	1.102.458.792,82

Tabel 6.17 *Annual Regulated Expenses*

No.	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Labor</i>	16.272.000.000	1.002.949
2.	<i>Payroll Overhead</i>	3.254.400.000	200.590
3.	<i>Supervision</i>	3.254.400.000	200.590
4.	<i>Plant Overhead</i>	11.390.400.000	702.065
5.	<i>Laboratory</i>	3.254.400.000	200.590
6.	<i>General Expense</i>	4.025.233.346.303	248.101.339
7.	<i>Maintenance</i>	916.673.714.060	56.500.569
8.	<i>Plant Supplies</i>	137.501.057.109	8.475.085
Total		4.200.160.003.412	258.883.208,3

Tabel 6.18 *Annual Variable Value*

No.	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1.	<i>Raw material</i>	805.591.968.917	49.653.878
2.	<i>Packaging and Shipping</i>	40.279.598.446	2.482.694
3.	<i>Utilities</i>	6.770.646.073.960	417.319.001
4.	<i>Royalty and Patent</i>	1.073.187.409.413	66.147.528
Total		8.689.705.050.735	535.603.101

Dengan mensubstitusikan data pada Tabel 6.14 – Tabel 6.17 maka diperoleh persentase BEP sebesar:

$$\text{BEP} = 48.562\%$$

6.2.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point merupakan perkiraan kondisi dimana jalannya aktivitas produksi pabrik harus berhenti akibat biaya yang dikeluarkan lebih mahal jika dibandingkan dengan biaya penutupan pabrik dan membayar *fixed cost*. Berikut persamaan SDP yang digunakan:

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

Dengan mensubstitusikan nilai pada Tabel 6.14 – 6.17 maka diperoleh SDP sebesar:

$$SDP = \frac{(0,3 \times 4.200.160.003.412)}{(17.886.456.823.542 - 8.689.705.050.735 - 0,7 \times 4.200.160.003.412)} \times 100\%$$

$$SDP = 27 \%$$

6.2.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate merupakan pendekatan untuk mengevaluasi keuntungan dengan mempertimbangkan *time value* (nilai atas waktu) dari uang berdasarkan jumlah investasi yang belum terkembalikan pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Syarat minimum nilai DCFR yang dimiliki adalah 1,5 kali bunga bank. Berikut ini persamaan yang digunakan untuk menentukan nilai DCFR:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = C \sum_{N=0}^{N=n-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dengan:

FC = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital Invesyment*

SV = *Salvage value* = depresiasi

i = Nilai DCFR

n = Umur pabrik = 10 tahun

C = *Cash flow* = *profit after taxes* + depresiasi + *finance*

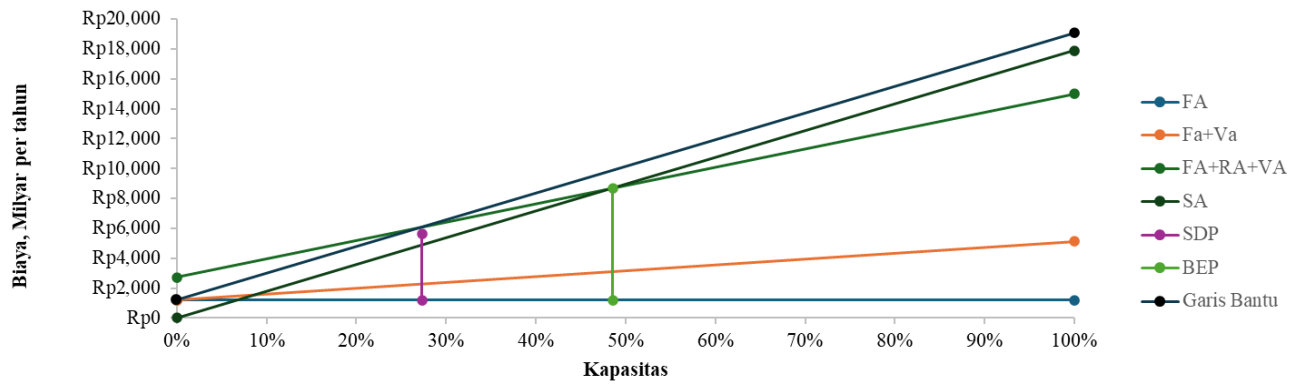
Untuk memperoleh nilai DCFR dilakukan dengan metode *trial and error* sehingga diperoleh nilai DCFR sebesar 12,25%. Suku bunga bank yang digunakan sebesar 5,7% sehingga syarat minimum nilai DCFR adalah 8,55%. Berdasarkan hasil *trial and error* dan syarat minimum yang ada maka dapat disimpulkan bahwa nilai DCFR yang diperoleh memenuhi syarat.

6.7 Analisa Resiko Pabrik

Sebelum melakukan analisis kelayakan pendirian pabrik, terlebih dahulu dilakukan pemilihan kategori pabrik berdasarkan aspek resiko pabrik. Menurut Aries dan Newton (1955) suatu pabrik dikategorikan rendah (*low risk*) jika jenis usahanya sudah *established* dan komersial. Sementara suatu pabrik dikategorikan beresiko tinggi (*high risk*) jika jenis usahanya benar-benar baru, dimana usaha tersebut perlu eksploitasi besar ke skala pabrik dan dalam kondisi pasar yang tidak pasti. Pabrik unit *naphtha hydrotreater* dikategorikan sebagai pabrik yang *low risk*. Hal ini dikarenakan:

1. Hampir seluruh kilang minyak penghasil BBM di dunia memiliki unit *naphtha hydrotreater*. Produk *treated naphtha* nantinya digunakan sebagai umpan pada unit Platforming untuk diolah menjadi berbagai jenis BBM. Kemudian akan didistribusikan dan dikonsumsi oleh masyarakat. Kebutuhan *naphtha* di Indonesia tinggi sehingga investor memiliki kepercayaan terhadap fisibilitas pendirian pabrik.
2. Resiko dari bahan baku dan kondisi operasi pada peralatan proses masih dapat diatasi dengan pengelolaan potensi hazard dan proses kontrol yang baik.
3. Bahan baku *naphtha* yang dibutuhkan banyak diproduksi di Indonesia serta banyak diproduksi di negara penghasil minyak seperti Arab Saudi dan sekitarnya. Suplai bahan baku dapat terjamin dan proses produksi dapat berjalan sepanjang tahun.
4. Kondisi operasi proses dari pabrik secara keseluruhan yaitu beroperasi pada suhu paling tinggi 320°C dan tekanan 31,67 atm pada reaktor.

Dengan beberapa analisa ekonomi didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



Gambar 6.1 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa pada hasil perhitungan prarancangan pabrik *naphtha hydrotreater* dengan kapasitas 45.000 ton/tahun dari segi teknis dan ekonomis diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik unit *naphtha hydrotreater* berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah di daerah Plaju, Kota Palembang, Sumatera Selatan dengan luas tanah keseluruhan 30.720 m² dan jumlah karyawan 142 orang.
2. Dari evaluasi ekonomi serta analisa kelayakan, pabrik ini dinilai layak untuk didirikan dengan parameter kelayakan sebagai berikut:
 - a. *Return on Investment* (ROI)
ROI sebelum pajak = 32%
ROI setelah pajak = 19%
Nilai ROI *before tax* umumnya sebesar 11-44%.
 - b. *Pay Out Time* (POT)
POT sebelum pajak = 2,41 tahun
POT setelah pajak = 3,46 tahun
Syarat POT yaitu 2-5 tahun.
 - c. *Break Even Point* (BEP)
BEP diperoleh = 48,57%
Umumnya persentase BEP pabrik berada pada rentang 40%-60%.
 - d. *Shut Down Point* (SDP)
SDP diperoleh = 27%
Umumnya persentase SDP berkisar lebih dari 20%.
 - e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)
DCFR diperoleh = 12,25%

Syarat minimum DCFR yang harus dipenuhi adalah 1,5 kali dari suku bunga bank. Dengan suku bunga 5,7% maka minimal DCFR harus dipenuhi sebesar 8,55%.

3. Pabrik unit *naphtha hydrotrater* didirikan dekat dengan lokasi sumber air yaitu Sungai Komaring dan Sungai Gerong sehingga dapat meminimalisir kemungkinan kekurangan pasokan air. Selain itu, lokasi pendirian pabrik dekat dengan produsen bahan baku sehingga dapat terjaga kontinuitasnya.

Berdasarkan poin penjelasan diatas, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik unit *naphtha hydrotreater* dengan kapasitas 45.000 ton/tahun layak untuk didirikan karena telah memenuhi syarat yang ada.

7.2 Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lainnya yang memiliki hubungan untuk meningkatkan tingkat kelayakan pendirian pabrik kimia diantaranya:

1. Optimalisasi penentuan alat proses dan alat penunjang perlu diperhatikan agar perolehan keuntungan dapat lebih maksimal.
2. Produk *treated naphtha* kedepannya dapat direalisasikan melihat dari kebutuhan setiap tahunnya semakin meningkat seiring meningkatnya penggunaan BBM pada masyarakat.

DAFTAR PUSTAKA

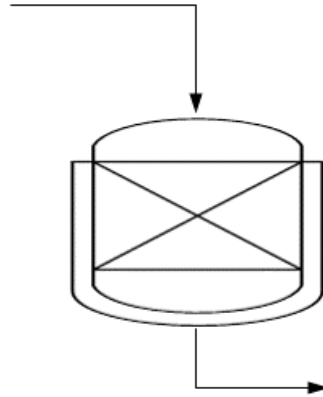
- Abd El-Fattah, M. E., El-Kady, M. Y., & Batah, A. M. (2008). The effect of heavy naphtha on the blended gasolines and oxygenates. *Oriental Journal of Chemistry*, 24(1), 53.
- Alibaba. 2024. Cost Raw Material and Product for Production Treated Naphtha. <https://www.alibaba.com> . Diakses pada 27 Juli 2024 Pukul 06.55 WIB.
- Alibaba. 2024. Price of Como Catalyst. <http://www.alibaba.com/> . Diakses Pada Tanggal 27 Juli 2024 Pukul 06:30 WIB.
- Antos, G. J., & Aitani, A. M. (Eds.). (2004). *Catalytic naphtha reforming, revised and expanded*. CRC Press.
- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). *Chemical engineering cost estimation. (No Title)*.
- Brown, G. G., Foust, A. S., & Katz, D. L. V. (1950). *Unit operations* (Vol. 83). New York: Wiley.
- Brownell, L. E. Y. E H.(1959). *Equipment Design*.
- Chiranjeevi, T., Kumaran, G. M., Gupta, J. K., & Dhar, G. M. (2005). Effect of Si/Al ratio of HMS support on catalytic functionalities of Mo, CoMo, NiMo hydrotreating catalysts. *Catalysis Communications*, 6(2), 101-106.
- ESDM. (2022). *Handbook Of Energy and Economic Statistic of Indonesia*. Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral.
- Fogler, H. Scott. (2016). *Element of Chemical Reactions Engineering* 5th ed. Prentice-Hall.
- Geankoplis, C. J. (1993). *Unit Operations*.
- GOM, General Operating Manual. (2003). Pertamina RU IV. Cilacap

- Guo, B., Wang, R., & Li, Y. (2011). Gasoline alkylation desulfurization over Amberlyst 35 resin: Influence of methanol and apparent reaction kinetics. *Fuel*, 90(2), 713-718.
- Hague. (1970). *Hydrotreating / Hydrodesulphurization Process Guide 2 ed*, Shell Internationale Petroleum Maatschapij B.V.
- Houda, S., Lancelot, C., Blanchard, P., Poinel, L., & Lamonier, C. (2018). Oxidative desulfurization of heavy oils with high sulfur content: A review. *Catalysts*, 8(9), 344.
- Imtiaz, A., Waqas, A., & Muhammad, I. (2013). Desulfurization of liquid fuels using air-assisted performic acid oxidation and emulsion catalyst. *Chinese Journal of Catalysis*, 34(10), 1839-1847.
- Kern, D.Q. (1983). *Process Heat Transfer*.
- McPherson, E. M. (1995). *Plant location selection techniques*. Elsevier.
- MSDS GS Caltex dan Abd El Fattah, dkk, 2008
- MSDS Matheson
- MSDS Valero Energy Ltd, 2013
- Nanoti, A., Dasgupta, S., Goswami, A. N., Nautiyal, B. R., Rao, T. V., Sain, B., ... & Gupta, P. (2009). Mesoporous silica as selective sorbents for removal of sulfones from oxidized diesel fuel. *Microporous and mesoporous materials*, 124(1-3), 94-99.
- Otsuki, S., Nonaka, T., Takashima, N., Qian, W., Ishihara, A., Imai, T., & Kabe, T. (2000). Oxidative desulfurization of light gas oil and vacuum gas oil by oxidation and solvent extraction. *Energy & fuels*, 14(6), 1232-1239.
- Perry, R.H. and D. W. Green. (1997). *Perry's Chemical Engineering Handbooks* 7th edition. McGraw Hill Book Co.

- Pertamina, 2024. Pertamina.com. Diakses pada tanggal 25 Juli 2024 pukul 13.34 WIB.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (2018). *Plant design and economics for chemical engineers*. McGraw-Hill International.
- Sinnott, R. (2005). *Chemical Engineering Design: Chemical Engineering Volume 6*. Elsevier. (Coulson)
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., Abbott, M. M., & Swihart, M. T. (2018). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 8th Ed.*
- Summers, D. C. S., 2017, *Quality*.
- Ulrich, G. D. (1984). *A guide to chemical engineering process design and economics* (p. 295). New York: Wiley.
- Vanrysselberghe, V., & Froment, G. F. (1998). Kinetic modeling of hydrodesulfurization of oil fractions: light cycle oil. *Industrial & engineering chemistry research*, 37(11), 4231-4240.
- Walas, S.M.(1990). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Newton: Butterworth-Heinemann.
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties handbook: physical, thermodynamic, environmental, transport, safety, and health related properties for organic and inorganic chemicals. (No Title)*.

LAMPIRAN A
PERANCANGAN REAKTOR

REAKTOR (R-01)



Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi desulfurisasi Naphtha untuk menghilangkan sulfur serta menghasilkan produk samping H_2S

Jenis : *Fixed Bed Single Tube Reactor*

Konversi : 99%

Kondisi operasi

Tekanan : 31,67 atm

Suhu : 320 °C

Reaksi : Eksotermis, adiabatis-isotermal

Tujuan Perancangan:

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung neraca massa
3. Perancangan spesifikasi reaktor

A. Alasan Pemilihan Reaktor

- Zat pereaksi reaktor berupa fase gas dengan katalis padat.
- Reaksi berupa eksotermis sehingga memerlukan luas perpindahan panas yang besar supaya kontak dengan pemanas optimal.
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
- Umur katalis panjang 1-3 tahun.
- Membutuhkan sedikit perlengkapan tambahan.
- Konstruksi reaktor *fixed bed singletube* lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah.

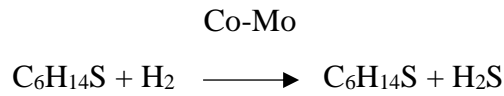
B. Neraca Massa

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
	Arus 6	Arus 7
H ₂	20,000	8,224
H ₂ S	0,000	200,199
C ₄ H ₁₀	6,816	6,816
i-C ₅ H ₁₂	822,308	822,308
C ₅ H ₁₂	869,231	869,231
cyclo C ₅ H ₁₂	150,000	150,000
2,2 C ₆ H ₁₄	45,021	45,021
2,3 C ₆ H ₁₄	152,521	152,521
2 C ₆ H ₁₄	955,556	955,556
3 C ₆ H ₁₄	860,919	860,919
n C ₆ H ₁₄	2.638,803	3.145,189
C ₆ H ₆	265,000	265,000
C ₆ H ₁₂	779,872	779,872
cyclo C ₆ H ₁₂	524,103	524,103
C ₇ H ₁₆	277,778	277,778
C ₆ H ₁₄ S	696,200	1,392
Total	9.064,127	9.064,127

Stoikiometri:

Komponen	Mula-mula (kmol/jam)	Bereaksi (kmol/jam)	Sisa (kmol/jam)	
C ₄ H ₁₄ S	F _{a0}	F _{a0.x}	F _{a0} - F _{a0.x}	0,012
H ₂	F _{b0}	F _{a0.x}	F _{b0} - F _{a0.x}	4,112
C ₆ H ₁₄	F _{c0}	F _{a0.x}	F _{a0.x}	5,880
H ₂ S	F _{d0}	F _{a0.x}	F _{a0.x}	5,880
Total				15,900

Reaksi yang terjadi:



	$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{S}$	H_2	\longrightarrow	C_6H_{14}	+	H_2S
Mula-mula	5,90	10,00		-		-
Reaksi	5,88	5,88		5,88		5,88
Sisa	0,012	4,112		5,88		5,88

C. Perancangan Reaktor

Untuk *Properties* dari Umpan, didapatkan dari Simulasi *Aspen Hysys*.

1. Laju Volumetrik Gas Umpan

$$V_g = 13,47 \text{ m}^3/\text{h}$$

2. Densitas Umpan

$$\rho = 55,37 \text{ kg/m}^3$$

3. Kapasitas Panas Umpan

$$C_{p \text{ campuran}} = 734 \text{ kJ/Kg}$$

4. Viskositas Umpan

$$\mu_{\text{campuran}} = 0,00166 \text{ cp}$$

5. Konduktivitas Umpan

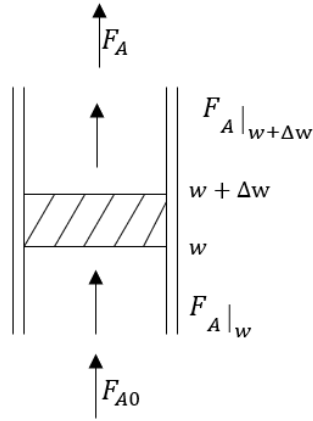
$$k_{\text{gas}} = 0,03632 \text{ W/m.K}$$

D. Menghitung Dimensi Reaktor

1. Katalisator

Katalis	Co-Mo
Diameter Katalis	2,8 mm
Bentuk	<i>Silinder (extrude)</i>
Porosity	0,86
Bulk Density	0,63 Kg/L

2. Menentukan Berat Katalis dan Volume Reaktor



Neraca massa reaktan A pada elemen volume dalam kondisi *steady state*:

$$F_A|_w - F_A|_{w+\Delta w} - (-r'_a)\Delta W = 0$$

$$\lim_{\Delta w \rightarrow 0} \frac{F_A|_w - F_A|_{w+\Delta w}}{\Delta w} = (-r'_a)$$

$$-\frac{dF_A}{dW} = (-r'_a)$$

Dari stoikiometri diperoleh:

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

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

Sehingga diperoleh persamaan yaitu:

$$\frac{F_{A0} dX_A}{dW} = (-r'_a)$$

$$dW = \frac{F_{A0} dX_A}{(-r'_a)}$$

Dengan $(-r'_a) = k' C_a C_b$ dan nilai $k' = k \cdot \rho_b$.

Kemudian persamaan diintegrasikan menjadi:

$$\int_0^w dW = F_{A0} \frac{dX_A}{(-r'_a)}$$

$$W = \frac{F_{A0}}{k'} \int_0^w \frac{dX_A}{C_a C_b}$$

$$W = \frac{F_{A0}}{k \cdot \rho_b \cdot C_{A0} \cdot C_{A0}} \int \frac{dX_A}{(1 - X_A)(\theta - X_A)}$$

Diperoleh:

W (Berat katalis /kg)	X (konversi)
0	0
1000	0,085
2000	0,170
3000	0,255
4000	0,341
5000	0,425
6000	0,511
7000	0,596
8000	0,681
9000	0,766
10000	0,851
11000	0,936
11732	0,998

Sehingga:

Nilai volume = 18,6 m³

Space Velocity 1 /jam

Waktu Tinggal 5 Menit

Volume feed 1,505 L

Asumsi Volume gas mengisi 80% volume tangki dan digunakan 1 tangki

Volume feed pada tangki 1,881 L

Volume Tangki Total 19,942 L

- Volume Katalis = Volume *Fixed Bed*
 Volume *feed* = 18,6 m³
 Dibuat *Overdesign* sebanyak 20% sehingga 18,6 m³
 Volume Tangki Total = Volume *feed* pada tangki + Volume katalis
 = 21,672 m³

- Menentukan Ukuran Tangki
 Diameter reaktor ditentukan dari densitas dan *flowrate* massa gas masuk reaktor. Campuran gas masuk reaktor diasumsikan sebagai gas ideal sehingga:

$$PV = nRT$$

$$PV = \frac{m}{BM}RT$$

$$P \cdot BM = \frac{m}{V}RT$$

$$P \cdot BM = \rho \cdot R \cdot T$$

$$\rho = P \cdot BM / RT$$

Dengan :

ρ = densitas campuran gas (kg/m³)

P = tekanan total gas (atm)

BM = berat molekul campuran gas (kg/kmol)

R = 0,08206 (atm.m³/kmol.K)

T = suhu gas (K)

Sehingga didapat nilai densitas gas sebesar 55,3 kg/m³.

Kecepatan massa superfisial campuran gas (G) ditentukan dari nilai kecepatan gas pada luas penampang reaktor kosong (tanpa bed) dengan kisaran nilai antara 0,005-1 m/s (Ulrich, 1984).

$$G = U \cdot \rho$$

$$G = 1991,01 \text{ kg/jam.m}^2$$

Kemudian luas penampang reaktor dapat diperoleh dari persamaan:

$$A = \frac{FM}{G} = 4,553$$

Dengan:

A = luas penampang reaktor (m²)

FM = *Flowrate* massa gas total (kg/jam)

Maka diameter reaktor dapat ditentukan :

$$ID = \left[\frac{4A}{\pi} \right]^{1/2}$$

Dengan:

ID = diameter dalam reaktor (m)

A = luas penampang reaktor (m²)

$\pi = 3,14$

Sehingga diperoleh nilai diameter reaktor sebesar 2,408 m. dari sini dapat diketahui nilai tinggi reaktor yaitu:

Tinggi reaktor = Volume reaktor/Luas penampang reaktor = 4,38 m.

- Menentukan *Pressure Drop*

Pressure drop aliran fluida melalui tumpukan katalis menggunakan persamaan Ergun dan karena steady state menjadi:

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{G}{\rho \cdot gc \cdot dp} \left[\frac{1-\phi}{\phi^3} \right] \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{dp} + 1,75G \right] gcc \frac{P_0}{P} \frac{T}{T_0} \frac{F_T}{F_{T0}}$$

Dengan:

P = tekanan (kPa)

$$1 - \phi = \frac{\text{volume solid}}{\text{total bed volume}}$$

D_p = diameter partikel katalis (m)

μ = viskositas campuran gas (kg/m.jam)

Z = Panjang reaktor pipa (m)

G = kecepatan massa superdisial gas (kg/m².jam)

$$g_c = 127101600 \frac{\text{kgm.m}}{\text{jam}^2.\text{kgf}} \text{ (penyehat satuan)}$$

$$g_{cc} = 9,807 \times 10^{-3} \frac{\text{kPa}}{\text{kgf}/\text{m}^2} \text{ (faktor koreksi)}$$

Persamaan tersebut disederhanakan menjadi

$$\frac{dP}{dz} = -\beta_0 \frac{P_0}{P} \frac{T}{T_0} \frac{F_T}{F_{T0}}$$

$$\text{Dimana } \beta_0 = \frac{G}{\rho \cdot g_c \cdot d_p} \left[\frac{1-\phi}{\phi^3} \right] \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{d_p} + 1,75G \right]$$

Karena menggunakan packed bed reactor, digunakan persamaan untuk berat katalis

$$W = (1 - \phi) A_c Z \times \rho_c$$

Dengan A_c = luas penampang

ρ_c = densitas katalis

Persamaan ergun diubah menjadi

$$\frac{dP}{dW} = \frac{-\beta_0}{(1 - \phi) A_c \rho_c} \frac{P_0}{P} \frac{T}{T_0} \frac{F_T}{F_{T0}}$$

Disederhanakan menjadi

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\alpha}{2} \frac{P_0}{P/P_0} \frac{T}{T_0} \frac{F_T}{F_{T0}}$$

Dengan

$$\alpha = \frac{\beta_0}{(1 - \phi)A_c \rho_c P_0}$$

Dimana $y \frac{P}{P_0}$, sehingga persamaan menjadi

$$\frac{dy}{dW} = -\frac{\alpha T F_T}{2y T_0 F_{T0}}$$

Persamaan ergun terhadap X (konversi)

$$F_T = F_{T0} + F_{A0} \delta X = F_{T0} \left(1 + \frac{F_{A0}}{F_{T0}} \delta X \right)$$

Disederhanakan menjadi $\frac{F_T}{F_{T0}} = 1 + \varepsilon X$

Dimana $\varepsilon = y_{A0} \delta = \frac{F_{A0}}{F_{T0}} \delta$

Substitusi $\frac{F_T}{F_{T0}}$, sehingga persamaan menjadi

$$\frac{dy}{dW} = -\frac{\alpha}{2y} (1 + \varepsilon X) \frac{T}{T_0}$$

Karena reaksi berjalan *isothermal* ($T=T_0$) dan nilai $\varepsilon=0$, maka persamaan menjadi

$$\frac{dy}{dW} = -\frac{\alpha}{2y}$$

Persamaan diubah menjadi

$$2y \frac{dy}{dW} = -\alpha$$

$$\frac{dy^2}{dW} = -\alpha$$

Diasumsikan $P = P_0$ didapatkan $y=1$ pada $W=0$, sehingga persamaan menjadi

$$y^2 = 1 - \alpha W$$

$$y = (1 - \alpha W)^{0,5} = \frac{P}{P_0}$$

Dari persamaan diatas didapatkan nilai β_0 sebesar 0,003 dan nilai α sebesar $1,216 \times 10^{-7}$.

W (Berat katalis /kg)	P (atm)	ΔP (atm)
0	31,670	0
1000	31,668	0,002
2000	31,666	0,004
3000	31,664	0,006
4000	31,662	0,008
5000	31,660	0,010
6000	31,658	0,011
7000	31,656	0,013
8000	31,654	0,015
9000	31,652	0,017
10000	31,650	0,019
11000	31,648	0,021
11732	31,647	0,022

- Menentukan tebal shell

Tebal shell berdasarkan ASME code untuk cylindrical tank :

$$T_{min} = \frac{P \times r_i}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, pers. 13-1, hal. 254})$$

Keterangan:

t_s = Tebal *shell*, in

P = Tekanan *design*, psi

f = *allowable stress* bahan, psi

E = joint efficiency (0,8)

r = Jari-jari dalam shell

C = corrosion allowance

P design diambil 10 % lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.

Sehingga, didapatkan P design sebesar 485,1 psi.

Didapatkan tebal minimal tangki sebesar 1,75 in.

- Menghitung Outside Diameter

$$\text{Outside Diameter (OD)} = D + 2T_{\min}$$

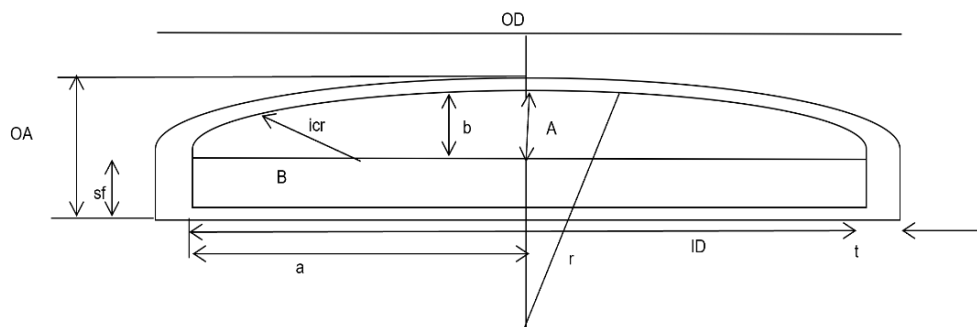
$$\text{OD} = 94,86 \text{ in} = 2,4 \text{ m}$$

3. Penentuan Dimensi Tutup Atas dan tutup bawah, standard dished.

Tebal standart *Elliptical Dished*

$$T_{\min} = \frac{P \times D}{(2f \times E) - (0,2 \times P)} + C \quad (\text{Brownell and Young, Pers. 13.12})$$

Didapatkan tebal minimal head sebesar 1,75 in.



Bahan konstruksi untuk head reactor dipilih *Carbon Steel SA 283 Grade C* karena memiliki konstruksi yang kuat, tahan terhadap korosifitas dan struktur kuat dengan *allowable stress* mencapai 12650 psi.

Berdasarkan Tabel 5.7 hal.89 Brownell & Young diperoleh data sebagai berikut:

IDs, in	: 90,551
T, in	: 1,5
icr, in	: 5,125
r, in	: 78
sf, in	: 2
a	$= \frac{IDs}{2} = 45,275 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
AB &= a - icr = 40,1505 \text{ in} \\
BC &= r - icr = 72,875 \text{ in} \\
AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} = 60,817 \text{ in} \\
b &= r - AC = 17,183 \text{ in} \\
\text{Tinggi Head (OA)} &= tH + sf + b = 20,683 \text{ in} = 0,525 \text{ m}
\end{aligned}$$

E. Perancangan Sistem Pendingin

Dari neraca panas suhu yang dijaga adalah 320°C.

Panas pendingin yang terserap yang dibutuhkan : 636.054,507 kJ/jam.

Digunakan media pendingin berupa air pendingin dengan suhu input 30 °C. dan output 60 °C. sebanyak 20.517,88 kg/jam.

1. Penentuan Volume Jacket

$$\text{Volume Pendingin} = \text{Volume Reaktor+jaket} - \text{Volume Reaktor}$$

$$\text{Volume Reaktor+jaket} = 1.479,04 \text{ ft}^3$$

Diasumsikan Tinggi Reaktor = Tinggi Reaktor+Jaket

Sehingga, didapatkan Diameter jaket sebesar 2,97 m.

2. Penentuan Tebal Jacket

$$T_{min} = \frac{P \times r}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C$$

Diketahui bahwa *vapor pressure* Air pada suhu 30 °C adalah 1 atm.

Digunakan *P design* diambil 10 % lebih besar dari *P operasi* yaitu sebesar 1,1 atm.

Dengan persamaan diatas, didapatkan tebal jaket sebesar 0,1875 in.

F. Tinggi Tumpukan Katalis

$$\text{Tinggi packing} = \frac{\text{Volume Katalis}}{(\pi/4)D^2} = 2,86 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell} = 3,77 \text{ m}$$

Karena tinggi shell lebih besar dari tinggi katalis, maka katalis dapat mengisi bagian dalam shell.

$$\% \text{ Pengisian Katalis} = \frac{2,86}{3,77} \times 100\% = 76\%$$

SEPARATOR (S-01)

A. Flash Calculation pada suhu 50°C

Komponen	kmol/h	zi
H ₂	4,112	0,035
H ₂ S	5,888	0,050
C ₄ H ₁₀	0,118	0,001
i-C ₅ H ₁₂	11,421	0,097
C ₅ H ₁₂	12,073	0,103
cyclo C ₅ H ₁₂	2,083	0,018
2,2 C ₆ H ₁₄	0,524	0,004
2,3 C ₆ H ₁₄	1,774	0,015
2 C ₆ H ₁₄	11,111	0,095
3 C ₆ H ₁₄	10,011	0,085
n C ₆ H ₁₄	36,572	0,312
C ₆ H ₆	9,284	0,079
C ₆ H ₁₂	6,239	0,053
cyclo C ₆ H ₁₂	3,397	0,029
C ₇ H ₁₆	2,778	0,024
C ₆ H ₁₄ S	0,012	0,000
Total	117,396	1,000

- Bubble point $\sum K_i Z_i > 1.0$ pada 1 atm.

Komponen	Po (mmHg)	Ki=Pi/P	Yi=Ki.zi
H ₂ S	27406,407	36,061	1,809
C ₄ H ₁₀	3724,866	4,901	0,005
i-C ₅ H ₁₂	1540,149	2,027	0,197
C ₅ H ₁₂	1202,485	1,582	0,163
cyclo C ₅ H ₁₂	2663,319	3,504	0,062
2,2 C ₆ H ₁₄	765,638	1,007	0,004
2,3 C ₆ H ₁₄	587,532	0,773	0,012
2 C ₆ H ₁₄	541,044	0,712	0,067
3 C ₆ H ₁₄	491,151	0,646	0,055
n C ₆ H ₁₄	405,950	0,534	0,166
C ₆ H ₆	270,200	0,356	0,028

C ₆ H ₁₂	485,484	0,639	0,034
cyclo C ₆ H ₁₂	273,010	0,359	0,010
C ₇ H ₁₆	141,552	0,186	0,004
C ₆ H ₁₄ S	17,433	0,023	0,000
Total			2,618

- Dew point $\sum \frac{z_i}{K_i} > 1.0$ pada 1 atm.

Komponen	Po (mmHg)	Ki=Pi/P	Yi= zi/Ki
H ₂ S	27406,407	36,061	0,001
C ₄ H ₁₀	3724,866	4,901	0,000
i-C ₅ H ₁₂	1540,149	2,027	0,048
C ₅ H ₁₂	1202,485	1,582	0,065
cyclo C ₅ H ₁₂	2663,319	3,504	0,005
2,2 C ₆ H ₁₄	765,638	1,007	0,004
2,3 C ₆ H ₁₄	587,532	0,773	0,020
2 C ₆ H ₁₄	541,044	0,712	0,133
3 C ₆ H ₁₄	491,151	0,646	0,132
n C ₆ H ₁₄	405,950	0,534	0,583
C ₆ H ₆	270,200	0,356	0,222
C ₆ H ₁₂	485,484	0,639	0,083
cyclo C ₆ H ₁₂	273,010	0,359	0,081
C ₇ H ₁₆	141,552	0,186	0,127
C ₆ H ₁₄ S	17,433	0,023	0,004
Total			1,509

- Trial $L/V = 4,085$

Nilai y_i dan $x_i = 1$

Komponen	Ki	Ai	Vi	y_i	x_i
H ₂ S	36,061	0,113	5,289	0,229	0,006
C ₄ H ₁₀	4,901	0,833	0,064	0,003	0,001
i-C ₅ H ₁₂	2,027	2,016	3,787	0,164	0,081
C ₅ H ₁₂	1,582	2,582	3,371	0,146	0,092
cyclo C ₅ H ₁₂	3,504	1,166	0,962	0,042	0,012
2,2 C ₆ H ₁₄	1,007	4,055	0,104	0,004	0,004
2,3 C ₆ H ₁₄	0,773	5,284	0,282	0,012	0,016
2 C ₆ H ₁₄	0,712	5,738	1,649	0,071	0,100
3 C ₆ H ₁₄	0,646	6,321	1,367	0,059	0,092
n C ₆ H ₁₄	0,534	7,648	4,229	0,183	0,343
C ₆ H ₆	0,356	11,490	0,743	0,032	0,091
C ₆ H ₁₂	0,639	6,395	0,844	0,037	0,057
cyclo C ₆ H ₁₂	0,359	11,372	0,275	0,012	0,033
C ₇ H ₁₆	0,186	21,932	0,121	0,005	0,028
C ₆ H ₁₄ S	0,023	178,089	0,000	0,000	0,000
Total			23,087	1,000	1,000

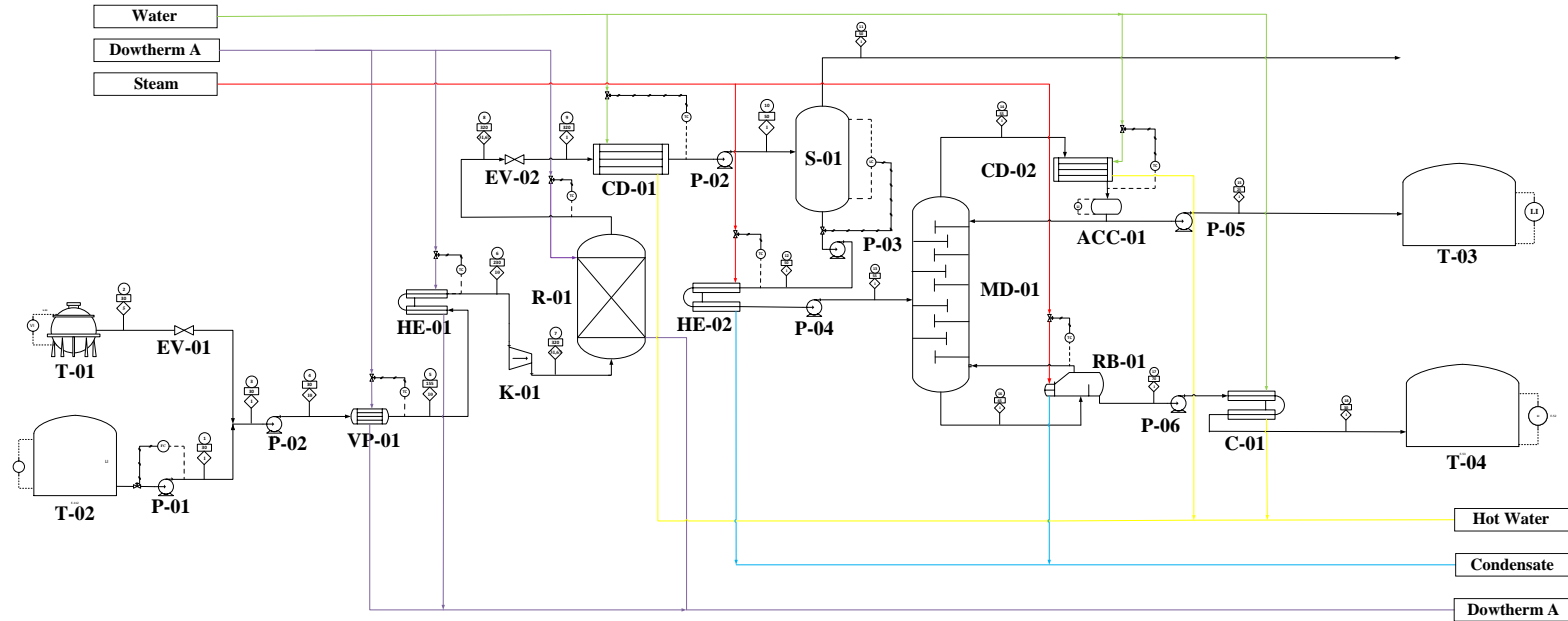
$V = 23,087$ kmol/h

$L = 94,309$ kmol/h

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (P

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN UNIT NAPHTHA HYDROTREATER DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
H2	-	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	8.234	8.234	8.234	8.234	14.149	0.016	0.016	0.396	0.016	0.000		
H2S	0.000	-	0.000	0.000	0.000	0.000	200.199	200.199	200.199	200.199	91.747	4.898	4.898	131.208	4.849	1.714	0.048	0.048
C4H10	6.816	-	6.816	6.816	6.816	6.816	6.816	6.816	6.816	6.816	5.444	1.837	1.837	45.948	1.838	1.096	0.018	0.018
i-C5H12	822.308	-	822.308	822.308	822.308	822.308	822.308	822.308	822.308	822.308	415.609	425.283	425.283	10523.722	421.031	310.457	4.252	4.252
C6H12	869.231	-	869.231	869.231	869.231	869.231	869.231	869.231	869.231	869.231	385.480	503.079	503.079	12448.793	498.048	367.248	5.090	5.090
Cycle-C5H12	150.000	-	150.000	150.000	150.000	150.000	150.000	150.000	150.000	150.000	53.300	99.694	99.694	2466.943	98.697	73.716	0.996	0.996
2-C6H14	45.021	-	45.021	45.021	45.021	45.021	45.021	45.021	45.021	45.021	14.462	31.663	31.663	7.914	0.317	272.892	31.342	31.342
3-C6H14	152.521	-	152.521	152.521	152.521	152.521	152.521	152.521	152.521	152.521	43.950	112.884	112.884	28.215	11.29	972.687	111.755	111.755
2-C6H14	955.556	-	955.556	955.556	955.556	955.556	955.556	955.556	955.556	955.556	235.610	721.325	721.325	180.204	2.214	62193.341	714.141	714.141
3-C6H14	860.919	-	860.919	860.919	860.919	860.919	860.919	860.919	860.919	860.919	211.215	669.043	669.043	167.228	6.690	57024.705	662.352	662.352
a-C6H14	2.638.803	-	2.638.803	2.638.803	2.638.803	2.638.803	3.145.189	3.145.189	3.145.189	3.145.189	148.658	2.135.845	2.135.845	533.838	21.538	183960.351	2114.486	2114.486
C6H6	265.000	-	265.000	265.000	265.000	265.000	265.000	265.000	265.000	265.000	92.123	405.786	405.786	101.427	4.058	31736.556	401.728	401.728
C6H12	779.872	-	779.872	779.872	779.872	779.872	779.872	779.872	779.872	779.872	548.608	551.966	551.966	137.963	5.520	46447.904	546.445	546.445
Cycle-C6H12	524.103	-	524.103	524.103	524.103	524.103	524.103	524.103	524.103	524.103	128.775	688.275	688.275	167.036	6.683	56235.343	661.592	661.592
C6H6	277.778	-	277.778	277.778	277.778	277.778	277.778	277.778	277.778	277.778	30.113	316.946	316.946	79.221	3.169	31891.392	313.778	313.778
C6H4S	696.200	-	696.200	696.200	696.200	696.200	1.392	1.392	1.392	1.392	0.000	0.000	0.000	67.531	0.000	0.000	0	0
Total	9.044.127	20.000	9.064.127	9.064.127	9.064.127	9.064.127	9.064.127	9.064.127	9.064.127	9.064.127	2.438.541	6.648.590	6.648.590	17977.711	1.980.617	483020.666	5.567.974	5.567.974

Alat	Keterangan
ACC	Accumulator
CD	Condenser
C	Cooler
EV	Expansion Valve
HE	Heater
K	Kompresor
MD	Menara Distilasi
P	Pompa
R	Reaktor
SP	Separator
T	Tangki Penyimpanan
VP	Vaporizer
RB	Reboiler

SIMBOL	KETERANGAN
(-)	Flow Controller
(=)	Level Controller
(L)	Level Indicator
(T)	Temperature Controller
(N)	Nomor Arus
(S)	Suhu
(P)	Tekanan, atm
(V)	Control Valve
(—)	Pipa
(—)	Ultra Tekan
(---)	Listrik

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

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN UNIT NAPHTHA HYDROTREATER
DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh :

1. Putri Izzatul Aulia

2. Ghaisa Prajastanti Saharrani

(20521088)

(20521124)

Dosen Pembimbing :

1. Dr. Arif Hidayat, S.T, M.T.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRAPRANCANGAN

PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

Nama Mahasiswa : Putri Izzatul

AuliaNIM 20521088


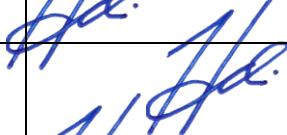
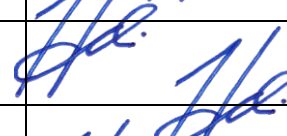
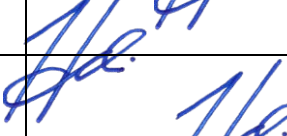
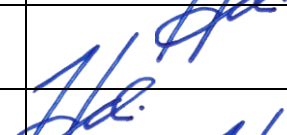
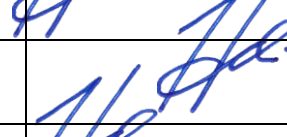
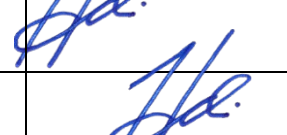
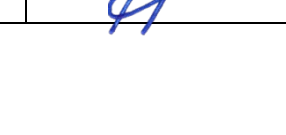


Nama Mahasiswa : Ghaita Prajatantri Saharrani

NIM 20521124

Judul Prarancangan : Prarancangan Unit *Naphtha Hydrotreating* Kapasitas 45.000 ton/tahun.

Mulai Masa Bimbingan: 14 September 2024

Batas Akhir Bimbingan: 13 September 2024

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	18-09-23	Perkenalan dan Diskusi Prarancangan Pabrik	
2.	16-11-23	Konsultasi Pemilihan Proses, Kinetika, Termodinamika	
3.	23-11-23	Konsultasi Diagram Alir	
4.	06-02-24	Konsultasi Kapasitas	
5.	19-02-24	Konsultasi Neraca Massa	
6.	20-02-24	Konsultasi Reaktor	
7.	23-02-24	Konsultasi Reaktor	
8.	14-03-24	Konsultasi Reaktor, Alat Pemisah: Separator	
9.	20-03-24	Konsultasi Reaktor, Alat Pemisah: Separator	
10.	22-03-24	Konsultasi Reaktor, MD	

11.	28-03-24	Konsultasi Reaktor, MD	<i>Ha.</i>
12.	01-04-24	Konsultasi MD, Alat Kecil	<i>Ha. Ha.</i>
13.	30-04-24	Konsultasi Alat Kecil dan Neraca Panas	<i>Ha.</i>
14.	03-05-24	Konsultasi Alat Kecil	<i>Ha. Ha.</i>
15.	08-05-24	Konsultasi MD, Separator	<i>Ha. Ha.</i>
16.	21-05-24	Konsultasi Separator	<i>Ha. Ha.</i>
17.	03-06-24	Konsultasi Alat kecil	<i>Ha. Ha.</i>
18.	20-06-24	Konsultasi Lokasi Pabrik, Kapasitas	<i>Ha. Ha.</i>
19.	27-06-24	Konsultasi Utilitas	<i>Ha.</i>
20.	19-07-24	Konsultasi Utilitas	<i>Ha. Ha.</i>
21.	29-07-24	Konsultasi Evaluasi Ekonomi	<i>Ha.</i>
22.	30-07-24	Konsultasi PEFD	<i>Ha.</i>