

**PRARANCANGAN PABRIK FENOL DARI
TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
KAPASITAS
30.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

Nama : Muhammad Syafiq Maulana

NIM : 19521156

Nama : Nabila Aprillia

NIM : 19521114

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2023**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PABRIK FENOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Muhammad Syafiq Maulana
NIM : 19521156

Nama : Nabila Aprillia
NIM : 19521114

Yogyakarta, 09 Oktober 2023

Menyatakan bahwa naskah Prarancangan Pabrik ini sudah ditulis sesuai kaidah ilmiah. Apabila terdapat unsur plagiasi, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi sesuai peraturan yang berlaku.

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



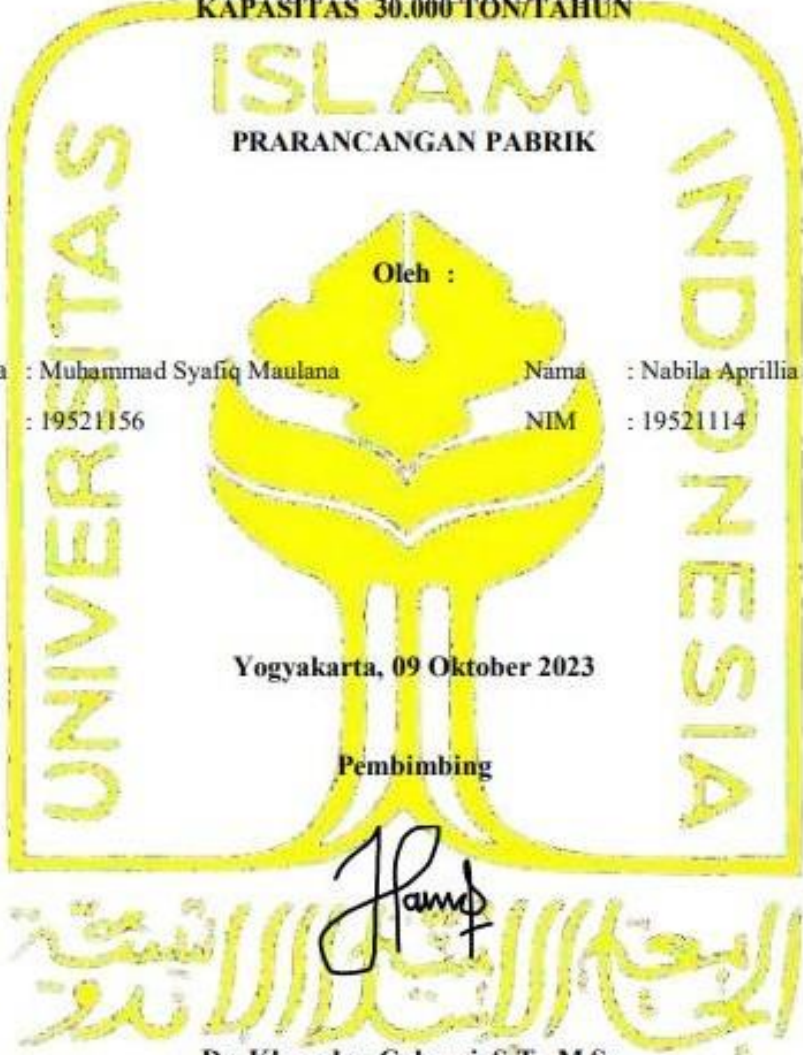
Muhammad Syafiq Maulana
NIM. 19521156



Nabila Aprillia
NIM. 19521114

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK FENOL DARI
TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



ISLAM
PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Muhammad Syafiq Maulana	Nama : Nabila Aprillia
NIM : 19521156	NIM : 19521114

Yogyakarta, 09 Oktober 2023

Pembimbing

Khamdan

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK FENOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA
SAWIT KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Muhammad Syafiq Maulana

Nama : Nabila Apillia

NIM : 19521156

NIM : 19521114

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

Yogyakarta, 20 November 2023

Tim Penguji,
Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc
Ketua

Hand 22/11/23

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng
Anggota I

[Signature] 21/11/2023

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng
Anggota II

[Signature] 22/11/2023

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia


Sholeh Mahmud, S.T., M.T., Ph.D.

KATA PENGANTAR

Assalamu 'alaikum Wr. Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik, dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik dan tepat waktu. Tugas Akhir Prarancangan Pabrik yang berjudul **“Prarancangan Pabrik Fenol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit Kapasitas 30.000 Ton/Tahun”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama kuliah, serta sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas dukungan dan do'a dari berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada:

1. Allah SWT atas kehendak-Nya dan karunia-Nya yang selalu mengiringi selama proses penulisan Tugas Akhir ini.
2. Alm. Bapak Amirudin, S.H dan Ibu Ratu Yuyu Maftuhah yang selalu memberikan do'a dan dukungan terbaik, baik secara moral maupun materi selama ini.
3. Alm. Bapak Nana Sutarna dan Ibu Rustiah, S.H. yang telah memberikan do'a dukungan baik secara moral maupun moril serta material selama ini
4. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik

Kimia Universitas Islam Indonesia.

6. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
7. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahannya dan bimbingan selama penyusunan Tugas Akhir ini.
8. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
9. Teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerjasamanya.
10. Semua pihak yang tidak bisa kami sebutkan satu per satu dalam mendukung dan membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih terdapat kekurangan dan jauh dari kata sempurna, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan tugas akhir yang akan datang. Akhir kata semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak.

Wassalamu 'alaikum Wr. Wb.

Yogyakarta, 09 Oktober 2023

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Assalamualaikum Warahmatullahi' wabarakatuh

Alhamdulillah *rabbil'alamin*, puji syukur saya ucapkan atas berkat rahmat Allah SWT, segala nikmat dan karunia-Nya yang tak terhingga serta segala pertolongan, kelancaran dan kemudahan yang diberikan, sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir perancangan pabrik teknik kimia ini. Tugas akhir ini saya persembahkan kepada :

1. Kedua orang tua saya Papah (Alm. Amirudin, S.H) dan Mamah (Ratu Yuyu Maftuhah), terima kasih atas dukungan moral maupun materinya selama ini. Terima kasih atas segala pengorbanan dan kasih sayangnya. Terima kasih selalu memberikan semangat, serta doa yang tiada hentinya. Terima kasih telah mendidik, dan mengajarkan banyak hal dengan luar biasa. Semoga dengan karya ini bisa memberikan sedikit rasa bangga untuk Papah dan Mamah.
2. Kedua adik-adik tersayang Hilwatunnisa, dan M. Daffa Ul'umam. Terima kasih atas doa dan dukungan selama ini, terkhusus dalam pengerjaan tugas akhir ini. Semangat selalu kuliah dan sekolahnya, dan raih lah mimpi setinggi-tingginya.
3. Terima kasih juga kepada parthner tugas akhir saya, Nabila Aprillia yang sudah membersamai perjalanan, pengerjaan, dan keluh kesah tugas akhir ini selama kurang lebih satu tahun terakhir. Senang, sedih, konflik, drama, berbeda pendapat dan hal-hal lain yang semua menjadi satu sampai akhirnya tugas ini bisa diselesaikan dengan baik. Terima kasih telah menjadi bagian dari perjalanan yang luar biasa ini.
4. Teman-teman terdekat seperjuangan saya, sedari semester 1 awal MaBa hingga saat ini, Abstract People yaitu Aditya Rizki Anugrah, Firdaus Zaenudin Putra, M. Wisnu Prasetyo, Anisa Nurfitriani, Alfiatul Fadilah, Gina Aliyawati, Diah Ayu Setianingrum, Siska Oktavani dan teman-teman *Reactor* Teknik Kimia 2019 lain yang tidak bisa saya sebutkan satu-

satu. Terimakasih sudah menjadi bagian dari perjuangan untuk mendapatkan gelar ini dan dalam cerita singkat yang semua rasa menjadi satu, senang, sedih, lelah, dan indah dimasa perkuliahan ini. Terima kasih teman-teman, sekali lagi terima kasih.

5. Yang terakhir, terima kasih kepada diri saya sendiri yang sudah melakukan yang terbaik dalam pengerjaan tugas akhir ini, terima kasih telah berjuang dengan baik. Teruntuk ‘Muhammad Syafiq Maulana’, ini bukan akhir cerita, namun awal dari sebuah cerita besar nantinya. Kejar, raih, dan dapatkan selalu target dan mimpi mu. Terima kasih.

(Muhammad Syafiq Maulana)

LEMBAR PERSEMBAHAN

Assalamualaikum Warahmatullahi wabarakatuh

Alhamdulillah rabbi'l'alamin, puji syukur saya ucapkan atas berkat rahmat Allah SWT, segala nikmat dan karunia-Nya yang tak terhingga serta segala pertolongan, kelancaran dan kemudahan yang diberikan, sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir perancangan pabrik teknik kimia ini. Tugas akhir ini saya persembahkan kepada:

1. Kedua orang tua saya, papah Alm. Nana Sutarna yang paling saya rindukan. Terimakasih untuk semua yang engkau berikan selama hidup. Perhatian, kasih sayang, dan cinta yang sangat besar untuk anak gadismu yang sudah dewasa ini. Dan untuk mamahku tersayang Rustiah, S.H., wanita hebat yang sudah membesarkan dan mendidik saya hingga saat ini, yang tidak henti-hentinya memberikan nasihat dan dukungan hingga di titik ini. Pah, mah, terima kasih yang sebesar-besarnya atas dukungan moral maupun materinya. Terima kasih atas segala pengorbanan dan kasih sayangnya. Terima kasih selalu memberikan semangat, serta doa yang tiada hentinya dan mengajarku arti sebuah kesabaran kejujuran dalam hidup. Karya ini saya persembahkan untuk mamah dan papah.
2. Kakak saya Ayu Annisa terima kasih selalu memberikan dukungan, do'a, motivasi dan terimakasih sudah membantu saya dari mulai maba hingga saat ini. Terimakasih juga kepada adik saya tersayang Nanda Rustiana Maulana terima kasih sudah menggantikan posisi Alm. Papah untuk terus menyayangi dan menjaga mamah.
3. Partner saya Muhammad Syafiq Maulana. Terima kasih telah berjuang bersama menyelesaikan tanggung jawab ini. Terima kasih atas waktu, tenaga, dukungan, motivasi, dan kerjasamanya hingga berada di titik ini. Terima kasih sudah menjadi *support system* dan rumah tempat berkeluh kesah selama ini. Terima kasih telah menjadi bagian dari perjalanan hidup saya.

4. Sahabat sekaligus teman 24/7 saya dari pertama kali menginjakan kaki di UII ini Effina Lukita Insan. Terima kasih sudah menjadi sahabat terbaik saya diperantauan ini. Terima kasih atas do'a, dukungan, dan bantuannya selama kurang lebih 4 tahun ini. Terima kasih juga untuk Syafa, Lia, Yhunita, Lintang, Yusie, Bagus, Aldi, dan Reza, sahabat-sahabat saya dari awal kuliah hingga saat ini yang sudah banyak berkontribusi dan memberikan dukungannya selama kuliah.
5. *Last but not least* untuk diri saya sendiri. Apresiasi sebesar-besarnya karena telah bertanggung jawab menyelesaikan apa yang telah dimulai. Terima kasih karena terus berusaha dan tidak menyerah dalam setiap prosesnya yang bisa dibilang tidak mudah. Terima kasih sudah bertahan.

(Nabila Aprillia)

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	vi
DAFTAR ISI	x
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR	xiv
DAFTAR LAMPIRAN.....	xv
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xvi
ABSTRAK	xviii
<i>ABSTRACT</i>	xix
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produksi.....	2
1.3 Tinjauan Pustaka	8
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	16
BAB II.....	21
PERANCANGAN PRODUK.....	21
2.1 Spesifikasi Produk.....	21
2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung.....	22
2.3 Spesifikasi Bahan Baku	26
BAB III.....	30
PERANCANGAN PROSES	30
3.1 Diagram Alir	30
3.2 Uraian Proses	32
3.3 Spesifikasi Alat	34
3.4 Neraca Massa.....	51
3.5 Neraca Panas.....	59
BAB IV	61
PERANCANGAN PABRIK	61
4.1 Lokasi Pabrik	61
4.2 Tata Letak Pabrik	65

4.3 Tata Letak Proses	68
4.4 Organisasi Perusahaan.....	70
BAB IV	85
UTILITAS	85
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	85
5.2 Unit Penyedia Pendingin	95
5.3 Unit Penyedia Steam.....	96
5.3 Unit penyedia udara tekan	97
5.4 Unit Pembangkit Listrik	97
5.5 Unit penyedia bahan bakar	101
5.6 Unit pengolahan limbah.....	102
BAB VI	105
EVALUASI EKONOMI	105
6.1 Penaksiran Harga Alat	105
6.2 Dasar Perhitungan	109
6.3 Perhitungan Biaya	109
6.4 Analisa Kelayakan.....	110
6.5 Hasil Perhitungan	112
6.6 Hasil Analisa Keuntungan	117
6.7 Analisa Resiko Pabrik	117
6.8 Hasil Kelayakan Ekonomi	118
BAB VII.....	121
KESIMPULAN.....	121
7.1 Kesimpulan	121
7.2 Saran.....	122
DAFTAR PUSTAKA	123
LAMPIRAN A	126

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Kebutuhan Impor Fenol	3
Tabel 1. 2 Data Kebutuhan Ekspor Fenol.....	5
Tabel 1. 3 Konsumsi Fenol di Indonesia	6
Tabel 1. 4 Pabrik Fenol di Dunia	8
Tabel 1. 5 Kandungan TKKS	10
Tabel 1.6 Kandungan Senyawa Kimia dalam Bio Oil.....	13
Tabel 1.7 Perbandingan Proses Pembuatan Fenol dari TKKS.....	16
Tabel 1. 8 Nilai ΔH_f° Masing-masing Komponen.....	17
Tabel 1. 9 Nilai ΔG_f° Masing-masing Komponen.....	18
Tabel 3. 1 Gudang Penyimpanan	34
Tabel 3. 2 Tangki	34
Tabel 3. 3 Pressure Swing Adsorber	36
Tabel 3. 4 <i>Belt Conveyor</i>	36
Tabel 3. 5 <i>Crusher</i>	37
Tabel 3. 6 <i>Screw Conveyor</i>	38
Tabel 3. 7 <i>Dryer</i>	39
Tabel 3. 8 <i>Furnance</i>	39
Tabel 3. 9 <i>Expandaer Valve</i>	40
Tabel 3. 10 Reaktor	41
Tabel 3. 11 <i>Cyclone</i>	42
Tabel 3. 12 <i>Cooler</i>	43
Tabel 3. 13 Kondensor	44
Tabel 3. 14 Flash Drum.....	46
Tabel 3. 15 Dekanter	47
Tabel 3. 16 Evaporator	48
Tabel 3. 17 Pompa	49
Tabel 3. 18 Pompa	50
Tabel 3. 19 Pompa	50
Tabel 3. 20 Neraca Massa di C-01	51
Tabel 3. 21 Neraca Massa di RD-01	51
Tabel 3. 22 Neraca Massa di PSA.....	52
Tabel 3. 23 Neraca Massa di F-01	52
Tabel 3. 24 Neraca Massa di R-01	52
Tabel 3. 25 Neraca Massa di CY-01	53
Tabel 3. 26 Neraca Massa Cooler 01	54
Tabel 3. 27 Neraca Massa di CDP	55
Tabel 3. 28 Neraca Massa di V-01	56
Tabel 3. 29 Neraca Massa D-01.....	56
Tabel 3. 30 Neraca Massa EV	57
Tabel 3. 31 Neraca Massa EV	58
Tabel 3. 32 Neraca Massa Cooler 02	58
Tabel 3. 33 Neraca Panas Reaktor	59
Tabel 3. 34 Neraca Panas Dryer.....	59
Tabel 3. 35 Neraca Panas Cooler	60
Tabel 3. 36 Neraca Panas Kondensor.....	60
Tabel 3. 37 Neraca Panas Evaporator	60

Tabel 4. 1 Rincian penggunaan area pabrik.....	67
Tabel 4. 2 Pembagia Shift Karyawan.....	78
Tabel 4. 3 Pengelola jabatan dan jumlah karyawan	79
Tabel 4. 4 Daftar Gaji Karyawan.....	82
Tabel 5. 1 Jumlah kebutuhan air keperluan umum	87
Tabel 5. 2 Kebutuhan air boiler	88
Tabel 5. 3 Kebutuhan air pendingin.....	89
Tabel 5. 4 Kebutuhan air pabrik fenol.....	90
Tabel 5. 5 Kebutuhan listrik untuk proses	98
Tabel 5. 6 Kebutuhan listrik untuk proses	99
Tabel 5. 7 Total Kebutuhan Listrik	100
Tabel 6. 1 Index harga alat	106
Tabel 6. 2 Physical plant cost (PPC).....	112
Tabel 6. 3 Direct plant cost	113
Tabel 6. 4 Fixed Capital Investment	113
Tabel 6. 5 Direct manufacturing cost.....	114
Tabel 6. 6 Indirect Manufacturing Cost	114
Tabel 6. 7 Fixed Manufacturing Cost.....	114
Tabel 6. 8 Manufacturing Cost	115
Tabel 6. 9 Working Capital	115
Tabel 6. 10 General Expense.....	115
Tabel 6. 11 Total Production Cost	115
Tabel 6. 12 Fixed Cost	116
Tabel 6. 13 Variable Cost.....	116
Tabel 6. 14 Regulated Cost.....	116
Tabel 6. 15 Analisa Resiko Pabrik.....	117
Tabel 6. 16 Kelayakan Pabrik.....	119

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Impor Fenol	3
Gambar 1. 2 Grafik Ekspor Fenol	3
Gambar 1. 3 Struktur Fenol	3
Gambar 2. 1 Hazard Diamond Fenol.....	21
Gambar 2. 2 Hazard Diamond Air	23
Gambar 2. 3 Hazard Diamond Nitrogen.....	24
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	30
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	31
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik google earth	61
Gambar 4. 2 Layout Pabrik.....	67
Gambar 4. 3 Layout alat	70
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi.....	71
Gambar 5. 1 Diagram Alir Pengolahan Air	91
Gambar 6. 1 Grafik index harga vs tahun.....	108
Gambar 6. 2 Grafik evaluasi ekonomi.....	120

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A Perhitungan Reaktor

LAMPIRAN B Process Engineering Flow Diagram (PEFD)

LAMPIRAN C Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: <i>Temperature</i> , °C
P	: Tekanan, atm
μ	: Viskositas, Cp
ρ	: Densitas, kg/m ³
π	: phi
R	: Konstanta gas, cm ³ .atm/gmol.K
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
V	: Volume, m ³
m	: massa, kg
t	: waktu, jam
k	: Konstanta kinetika reaksi, /s
Fv	: Laju alir, m ³ /jam
x	: Konversi, %
Dt	: Dimensi reaktor, m
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in
ts	: Ketebalan dinding, in
th	: Tebal <i>head</i> , in
P	: Power motor, hp
Re	: Bilangan Reynold
E	: Efisiensi sambungan
C	: <i>Corrosion allowance</i>
f	: <i>Allowable stress</i> , psi
icr	: Jari-jari sudut dalam, in

sg	: <i>Spesific gravity</i>
Umf	: Kecepatan fluidisasi minimum, m/s
Ut	: Kecepatan terminal, m/s
TDH	: <i>Transport Disengaging Height</i> , m
Lt	: Tinggi zona reaksi, m
UB	: Kecepatan gelembung, m/s
Df	: Diameter <i>freeboard</i> , m
Rd	: Faktor pengotor
hi	: <i>Inside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
hio	: <i>Outside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
LMTD	: <i>Long mean temperature different</i> °F
Nt	: Jumlah tube
jH	: <i>Heat transfer factor</i>

ABSTRAK

Fenol atau benzenol, juga dikenal sebagai asam karbol atau asam fenolik, bahan kimia dengan formula C_6H_5OH yang berbentuk cairan dan menjadi bahan dasar yang banyak digunakan dalam berbagai macam proses industri, contohnya dimanfaatkan sebagai bahan dasar untuk produksi antiseptik, zat pewarna, disinfektan dan sebagai pembuatan resin. Kebutuhan fenol di Indonesia masih mengandalkan impor, karena tidak adanya pabrik fenol sebagai pemasok untuk industri-industri kimia, sehingga perlu di dirikannya pabrik fenol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun. Pendirian pabrik fenol sangat penting mengingat kebutuhan fenol di Indonesia dan dunia cukup besar. Pabrik fenol ini berbahan dasar dari limbah padat yaitu Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS), dengan memanfaatkan sebanyak 340,342 ton tandan kosong kelapa sawit per tahun, dan fenol dihasilkan dari reaksi pirolisis antara TKKS yang dikontakan dengan nitrogen di reaktor *fluidized bed* yang dilakukan dalam suhu operasi tinggi yaitu 500 C dengan tekanan 1 atm. Reaksi berlangsung dalam fase gas yang selanjutnya akan dilakukan proses pemisahan, pendinginan, pengembunan, dan pemurnian untuk mendapatkan senyawa fenol. Dengan mempertimbangkan faktor ketersediaan bahan baku, utilitas, tenaga kerja dan pemasaran, maka lokasi pabrik yang dipilih berada di kabupaten kampar, Riau dengan bahan baku akan didapatkan dari pabrik *Crude Palm Oil* (CPO) yang berada di provinsi Riau. Kebutuhan air proses dan utilitas akan di suplai dari Sungai Kampar sebanyak 482,921 kg/jam. Kebutuhan listrik akan disuplai dari PLN dengan kebutuhan listrik sebesar 412,22 kW. Berdasarkan evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa total biaya produksi adalah Rp 423,518,117,982,15 dan Rp 506,781,000,000.00 sebagai total penjualan. Pabrik ini tergolong berisiko rendah dengan *Return of Investment* (ROI) sebesar 18,52% sebelum pajak, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 3,77 tahun, BEP sebesar 51,20%, SDP sebesar 24,85%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) sebesar 20,74%. Berdasarkan evaluasi ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak secara teknis dan ekonomis untuk dipertimbangkan untuk didirikan di Indonesia.

Kata Kunci : Bio Oil, Fenol, Pirolisis, TKKS

ABSTRACT

Phenol or benzenol, also known as carbolic acid or phenolic acid is a chemical with the formula C_6H_5OH which is liquid and is a basic material that is widely used in various industrial processes, for example, it is used as a basic material for the production of antiseptics, dyes, disinfectants and as a resin. The need for phenol in Indonesia still relies on imports, because there is no phenol factory as a supplier to the chemical industry, so it is necessary to establish a phenol factory with a capacity of 30,000 tons / year. The establishment of a phenol plant is very important considering the need for phenol in Indonesia and the world is quite large. This phenol plant is based on solid waste, namely Palm Oil Empty Bunches (EFB), utilizing 340,342 tons of palm oil empty bunches per year, and phenol is produced from the pyrolysis reaction between EFB contacted with nitrogen in a fluidized bed reactor which is carried out in a high operating temperature of 500 C with a pressure of 1 atm. The reaction takes place in the gas phase which will then be subjected to separation, cooling, condensation, and purification processes to obtain phenol compounds. By considering the availability of raw materials, utilities, labor and marketing factors, the selected plant location is in Kampar district, Riau with raw materials will be obtained from Crude Palm Oil (CPO) factories in Riau province. Process water and utility needs will be supplied from the Kampar River as much as 482,921 kg/hour. Electricity needs will be supplied from PLN with an electricity demand of 412,22 kW. Based on the economic evaluation, the total production cost is Rp 423,518,117,982,15 and Rp 506,781,000,000.00 as total sales. This plant is classified as low risk with Return of Investment (ROI) of 18,52% before tax, Pay Out Time (POT) before tax of 3.77 years, BEP of 51,20%, SDP of 24,85%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 20.74%. Based on the economic evaluation, it can be concluded that this plant is technically and economically feasible to be considered for establishment in Indonesia.

Keywords: Bio Oil, Empty Fruit Bunches, Phenol, Pyrolysis

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara terbesar di dunia. Total penduduk di Indonesia merupakan keempat yang terbesar di dunia. Hal ini membuat Indonesia memiliki sumber daya manusia yang melimpah. Keberlimpahan penduduk Indonesia ini harus diikuti kesejahteraan masyarakatnya. Luas wilayah yang sangat luas didukung dengan sumber daya alam dan manusia yang melimpah, maka harus ada teknologi serta industri yang baik agar bisa memaksimalkan dan memanfaatkan potensi-potensi yang ada di Indonesia agar bisa mensejahterakan rakyat dan Indonesia bisa menjadi negara yang maju. Maka dari itu industri di Indonesia harus didorong perkembangannya. Salah satunya adalah industri kimia. Industri kimia merupakan salah satu sektor industri yang harus dibangun dan ditingkatkan, hal ini diharapkan bisa meningkatkan kemampuan Indonesia dalam memenuhi kebutuhan bahan kimia dalam negeri, serta dapat memecahkan masalah lapangan kerja. Industri ini juga diharapkan dapat mengurangi ketergantungan impor bahan kimia, dan meningkatkan kemampuan ekspor Indonesia sehingga dapat menambah devisa negara, selain itu negara juga akan mendapatkan sumber pendapatan negara dengan banyaknya industri kimia yang ada di Indonesia. Salah satu industri yang harus didorong adalah industri fenol.

Fenol atau hydroxybenzene dengan rumus molekul C_6H_5OH dan memiliki berat molekul sebesar 94,11 g/mol merupakan komponen campuran yang memiliki satu atau lebih gugus hidroksil yang terikat pada cincin aromatik. Pada suhu ruang fenol memiliki ciri fisik berupa kristal putih dan perlahan berubah menjadi berwarna merah muda apabila terkena paparan panas atau cahaya. Fenol juga memiliki bau khas yaitu berbau manis. Dalam kelarutannya, zat ini sedikit sukar larut dalam air pada suhu 0-65 C dan melarut sempurna pada suhu diatas 65,3 C. (Othmer, 1962).

Fenol atau asam karbolat dalam negeri diperkirakan akan semakin

meningkat seiring dengan peningkatan industri-industri yang menggunakannya sebagai bahan baku. Fenol banyak digunakan sebagai bahan baku pada berbagai industri kimia dan farmasi. Beberapa contoh produk yang membutuhkan fenol adalah resin fenol, bisfenol A dan kaprolaktam. Pendirian pabrik fenol di Indonesia akan memberikan banyak dampak positif, karena di Indonesia itu sendiri belum ada pabrik kimia yang memproduksi fenol. Kebutuhan fenol di Indonesia selama ini hanya mengandalkan impor dalam jumlah yang besar dari luar negeri. Pabrik fenol didirikan dengan pertimbangan diantaranya adalah untuk menurunkan ketergantungan fenol dari luar negeri, mengurangi anggaran belanja negara untuk impor Fenol, serta meningkatkan jumlah lapangan kerja untuk sektor industri kimia. Untuk bahan yang digunakan dalam produksi fenol adalah tandan kosong kelapa sawit (TKKS).

Tandan kosong kelapa sawit (TKKS) merupakan salah satu limbah industri minyak sawit yang jumlahnya cukup banyak dan sampai saat ini belum dimanfaatkan secara optimal. Setiap 1 hektar kebun kelapa sawit akan menghasilkan sekitar 1,5 ton TKKS (Mulia, 2007). Indonesia saat ini merupakan negara yang mempunyai perkebunan kelapa sawit terluas di dunia. Data Asosiasi Petani Kelapa Sawit Indonesia menyebutkan luas kebun sawit mencapai 7,796 juta hektare pada 2010. Perkebunan kelapa sawit di Indonesia diperkirakan akan terus meningkat, karena merupakan penghasil minyak nabati yang sangat potensial. Rerata produksi tandan kosong kelapa sawit adalah berkisar 22 % hingga 24 % dari total berat tandan buah segar yang diproses di Pabrik Kelapa Sawit. Diketahui untuk 1 ton kelapa sawit akan mampu menghasilkan limbah berupa tandan kosong kelapa sawit sebanyak 23% atau 230 kg (Padil, 2010).

1.2 Penentuan Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi merupakan jumlah produk yang dihasilkan oleh suatu fasilitas produksi atau perusahaan dalam periode waktu tertentu. Kapasitas produksi direncanakan untuk mendirikan suatu pabrik. Untuk menentukan kapasitas pabrik perlu pertimbangan terkait kebutuhan bahan yang akan

diproduksi. Secara umum, kapasitas pabrik ditentukan dari selisih antara ketersediaan (*supply*) dan kebutuhan (*demand*) suatu bahan.

Adapun beberapa pertimbangan yang diperlukan dalam penentuan kapasitas tersebut, antara lain :

1.2.1 Kebutuhan Produk Indonesia

a) *Supply*

- Data Impor

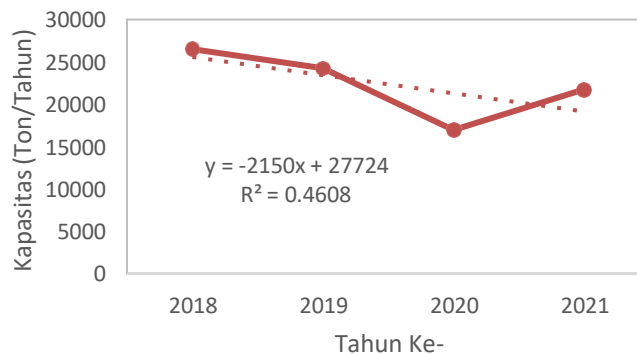
Berikut ini data kebutuhan impor fenol pada beberapa tahun terakhir. Disajikan dalam Tabel 1.1

Tabel 1. 1 Data Kebutuhan Impor Fenol

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2018	26492
2019	24210
2020	16948
2021	21742

(Badan Pusat Statistik)

Tabel diatas menunjukkan data impor Indonesia terhadap kebutuhan fenol terbilang stabil. Dari data diatas, kemudian dilakukan regresi linier dan ditunjukkan pada gambar 1.1



Gambar 1. 1 Grafik Impor Fenol

Dari data tersebut diperoleh persamaan dari teori regresi linier, yaitu:

$$y = -2150x + 27724 \quad (1.1)$$

dengan:

$$x = \text{Tahun ke-}x$$

$$y = \text{Kebutuhan produk pada tahun ke-}x$$

$$(\text{ton/tahun}) R = \text{Gradien}$$

Kebutuhan fenol pada tahun 2027 dapat diprediksi

dengan persamaan (1.1) dengan nilai $x = 10$, sehingga:

$$\begin{aligned} y &= -2150x + 27724 \\ &= (-2150 \times 10) + 27724 \\ &= 6224 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

- **Produksi**

Untuk produksi Fenol, ditinjau dari BPS ditemukan data ekspor Fenol ke beberapa negara yang mana memungkinkan adanya pabrik yang sudah berdiri di Indonesia. Namun, berdasarkan sumber-sumber yang telah ditelusuri tidak ditemukan adanya pabrik Fenol yang sudah berdiri. Dapat disimpulkan bahwa Indonesia hanya menjual kembali Fenol ke negara lain.

Berdasarkan data kebutuhan impor Fenol di Indonesia pada tahun 2027, maka dapat ditentukan nilai *supply* Fenol di Indonesia yaitu:

$$\begin{aligned} \text{Supply} &= \text{Impor} + \text{Produksi} \\ &= (6224 + 0) \text{ ton/tahun} \\ &= 6224 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

b) Demand

- **Data ekspor**

Berikut ini merupakan data ekspor fenol di Indonesia

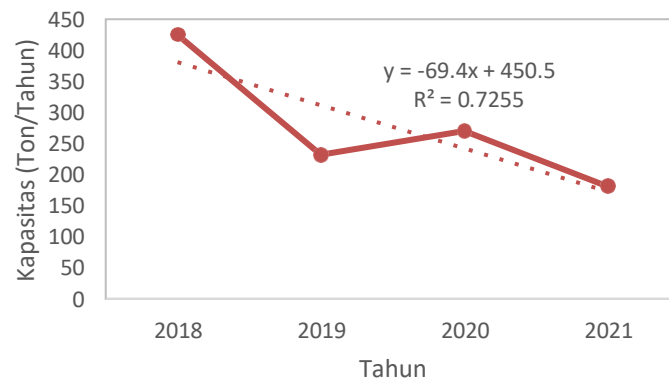
dalam beberapa tahun terakhir. Disajikan dalam Tabel 1.1

Tabel 1. 2 Data Kebutuhan Ekspor Fenol

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2018	425
2019	232
2020	270
2021	181

(Badan Pusat Statistik)

Data tersebut kemudian diproyeksikan menggunakan regresiliner seperti pada gambar 1.2



Gambar 1. 9 Grafik Ekspor Fenol

Dari data tersebut diperoleh persamaan dari teori regresi linear, yaitu :

$$y = -69,4x + 450,5 \quad (1.2)$$

dengan :

x = tahun ke-x

y = kebutuhan produk pada tahun ke-x (ton/tahun)

Kebutuhan fenol pada tahun 2027 dapat diprediksi

dengan persamaan (1.2) dengan nilai $x = 10$ sehingga :

$$\begin{aligned}y &= -69,4x + 450,5 \\ &= (-69,4 \times 10) + 450,5 \\ &= -243,5 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

- Konsumsi fenol dalam negeri

Nilai konsumsi fenol di Indonesia dapat diketahui dari beberapa industri yang menggunakan produk ini sebagai bahan baku. beberapa industri adalah sebagai berikut :

Tabel 1. 3 Konsumsi Fenol di Indonesia

No	Nama Pabrik	Kapasitas Pabrik
1.	PT. Indopherin Jaya	12.000
2.	PT. Dynea Mugi Indonesia	10.000
3.	PT. Intan Wijaya Internasional	14.000
4.	PT. Susel Prima Permai	14.000
5.	PT. Superin Utama Adhesive	12.000
6.	PT. Binajaya Rodakarya	12.000
7.	PT. Lakosta Indah	40.000
8.	PT. Duta Pertiwi Nusantara	8.000
9.	PT. Arjuna Utama Kimia	43.000
10.	PT. Sabak Indah	12.000
11.	PT. Indo Nan Pao Resin Chemical	12.000
Total Produksi resin fenol		189.000

Total Fenol yang dibutuhkan 35%	66.550
---------------------------------	--------

Sumber : daftarperusahaanindonesia

Berdasarkan tabel 1.3 diketahui bahwa total produksi resin fenol adalah sebesar 189.000 ton, sedangkan kadar fenol yang ada atau dibutuhkan dalam resin fenol adalah sebesar 35%. sehingga dibutuhkan sekitar 66.150 ton fenol dalam total produksi.

Berdasarkan data ekspor dan konsumsi Fenol di Indonesia pada tahun 2027, maka dapat ditentukan nilai *demand* dari Fenol di Indonesia, yaitu :

$$\begin{aligned}
 Demand &= \text{Ekspor} + \text{Konsumsi} \\
 &= (-243,5 + 66.550) \text{ ton/tahun} \\
 &= 66.306,5 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

- Peluang Kapasitas

Dalam menentukan kapasitas produksi suatu pabrik perlu memperhatikan peluang kapasitas. Berdasarkan proyeksi impor, ekspor, dan konsumsi pada tahun 2027, maka peluang pasar Fenol dapat ditentukan dengan kapasitas perancangan pabrik sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang Kapasitas Pabrik} &= Demand - Supply \\
 &= 66.306,5 - 6.224 \\
 &= 60.083 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

- Kapasitas Perancangan Minimum

Dari beberapa sumber yang digunakan, diperoleh bahwa kapasitas minimum yang masih dapat memberikan keuntungan apabila mendirikan pabrik fenol adalah sebesar 9000 ton/tahun. Kapasitas pabrik yang didirikan harus berada diatas kapasitas minimal atau sama dengan kapasitas pabrik yang sedang berjalan.

Tabel 1. 4 Pabrik Fenol di Dunia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas produksi (Ton/tahun)
1	Mitsui Toatsu	Jepang	200.000
2	Kumho Shell Chemical	Korea	75.000
3	Huntsman Chemical	Australia	20.000
4	Herdilia Chemical	India	21.000
5	Shanghai P.C	China	9.000

Dari data tersebut, maka ditetapkan kapasitas prarancangan pabrik fenol yang akan didirikan pada tahun 2027 adalah sebesar 30.000 ton/tahun, dengan pertimbangan sebagai berikut ;

- a. Kapasitas produksi minimal pabrik fenol di dunia sebesar 9.000 ton/tahun.
- b. Peluang kapasitas produksi fenol sebesar 60.000 ton/tahun.
- c. Dapat memenuhi kebutuhan fenol dalam negeri sehingga mengurangi ketergantungan impor fenol .
- d. Apabila kebutuhan fenol dalam negeri sudah terpenuhi maka sisa produk dapat di ekspor.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Fenol

Fenol atau benzenol, juga dikenal sebagai asam karbol atau asam fenolik. Fenol merupakan cairan bening beracun dengan bau yang khas. Rumus kimianya adalah C_6H_5OH dan memiliki struktur grup hidroksil (-OH) yang terikat dengan cincin phenyl yang juga

merupakan senyawa aromatis. Fenol juga biasa disebut asam karbolat, asam fenat, asam fenilat, fenil hidroksida, atau oksibenezena. (Kirk-Othmer, 1999)



Gambar 1. 17 Struktur Fenol

Kirk Othmer

Pada industri, fenol digunakan sebagai bahan baku untuk berbagai macam produk. contohnya dalam proses produksi obat-obatan (merupakan bahan awal pada produksi aspirin), lalu dalam pembuatan resin sintesis (resin fenol untuk pembuatan peralatan rumah tangga, plastik), kemudian antiseptic (bahan baku pembuatan alkylphenol untuk produksi detergen), serta bisa juga sebagai zat pewarna buatan (sebagai bahan tambahan dalam pembuatan cat dan tekstil).

1.3.2 TKKS

Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) adalah limbah padat yang dihasilkan oleh pabrik minyak sawit mentah dan merupakan limbah padat terbesar yang dihasilkan oleh Perkebunan Kelapa Sawit (PKS). Setiap pengolahan 1 ton TBS (Tandan Buah Segar) menghasilkan Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) sebesar 22 – 23% TKKS atau sama dengan 220 – 230 kg TKKS. Jika pabrik kelapa sawit berkapasitas 100 ton/jam maka akan menghasilkan TKKS sebanyak 22 -23 ton (Fuadi dan Pranoto, 2016). Komponen utama dari limbah TKKS adalah selulosa dan lignin atau dapat disebut sebagai limbah lignoselulosa. (Yanti, 2018). Lignin merupakan bahan yang digunakan dalam pembuatan fenol dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS).

1.3.2.1 Kandungan dalam TKKS

Lignoselulosa merupakan sumber bahan baku bukan pangan yang sangat potensial untuk dieksploitasi sebagai bahan baku pembuatan fenol. Lignoselulosa banyak ditemui pada kayu, rumput, sisa penebangan hutan, limbah pertanian dan lain sebagainya. Biomassa lignoselulosa sebagian besar terdiri dari campuran polimer karbohidrat (selulosa dan hemiselulosa), lignin, ekstraktif dan abu. Holoselulosa adalah istilah yang biasa digunakan untuk menyebutkan total karbohidrat yang terkandung dalam biomassa yang meliputi selulosa dan hemiselulosa. (Isroi, 2008).

Adapun kandungan yang terdapat pada tandan kosong kelapa sawit dapat dilihat dari Tabel 1.5

Tabel 1. 5 Kandungan TKKS

Komponen	Kadar (%)
Lignin	22
Selulosa	40
Hemiselulosa	24
<i>Ash Content</i>	14

(Azemi dkk, 1994)

Pada tabel tersebut menunjukkan kandungan lignin yang terdapat dalam TKKS cukup tinggi yaitu sebesar 22%. Senyawa lignin yang terkandung di dalam limbah padat TKKS inilah yang dapat dimanfaatkan untuk menghasilkan fenol.

1.3.3 Macam-Macam Proses

1.3.3.1 Proses Pembuatan Fenol Secara Umum

Pada umumnya, proses pembuatan fenol dapat dilakukan dengan beberapa cara, antara lain:

1. Pembuatan Fenol dari Cumene Hidroperoxide

Proses produksi Fenol dengan bahan baku cumene adalah proses pembuatan fenol yang paling banyak digunakan saat ini. Pada tahun 2008 lebih dari 97% produksi fenol di dunia diproduksi dengan proses ini. Pada proses produksi ini Cumene Hydroperoxide yang terbentuk dengan cepat terdekomposisi menjadi fenol dan aseton.

Reaksi pemecahan cumene hydroperoxide menjadi fenol dan aseton terjadi pada suhu optimal 78°C dan tekanan 1 atm dengan Yield proses 98%. Pada proses ini reaksi dijalankan pada suasana asam menggunakan asam sulfat sebagai katalis dengan konsentrasi 98%. (Kirk & Othmer, 1996; Walas, 1988)

2. Pembuatan fenol dengan proses sulfonasi benzena

Pada proses pembuatan fenol dengan sulfonasi benzena, benzena direaksikan menggunakan asam sulfat menjadi asam benzena sulfonat pada suhu 150°C. Kemudian menetralkan asam benzena sulfonat menggunakan natrium sulfat menjadi natrium benzena sulfonat. Natrium benzena sulfonat ini kemudian digabungkan dengan NaOH untuk menghasilkan natrium fenat pada suhu 380°C. Fenol didapatkan melalui pengasaman larutan natrium fenat dengan yield proses sebesar 88% mol dengan nilai teoritis terhadap benzena (Kirk & Othmer, 1996).

Secara umum, proses ini menggunakan tipe proses batch karena reaksi pada fusionator sangat lambat. Waktu tinggal reaktor yang dibutuhkan pada proses ini ialah 5 hingga 6 jam. Proses ini digunakan untuk produksi dengan kapasitas rendah sehingga kurang menguntungkan apabila digunakan dalam skala kapasitas yang besar.

3. Pembuatan Fenol dari klorobenzen dan NaOH

Pada proses ini, benzena diklorinasi pada suhu 38-60 °C

dengan menggunakan katalis FeCl_3 . Kemudian klorobenzena dihidrolisis dengan NaOH untuk membentuk natrium fenat pada suhu $400\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan $2,56\text{ kPa}$ (260 atm). Natrium fenat yang tidak murni bereaksi dengan HCl untuk melepaskan fenol dari garam natrium. Fenol didapatkan dengan yield proses terhadap klorobenzena sebesar 82% mol (Kirk & Othmer, 1996).

Pada proses ini untuk memproduksi 1 ton fenol dibutuhkan klorobenzen sebanyak 2500 lb dan membutuhkan NaOH sebanyak 2740 lb (Tyman, 1996). Katalis pada proses ini berumur $12\text{-}15$ bulan sehingga biaya proses lebih hemat, tetapi fenol yang dihasilkan tidak terlalu banyak. Selain itu, penggunaan suhu yang tinggi pada proses ini menjadi kurang aman untuk dijalankan.

1.3.3.2 Proses Pembuatan Fenol dari TKKS

Proses pembuatan fenol dari TKKS dapat dilakukan dengan dua cara, antaralain :

1. Pirolisis

Pirolisis adalah proses dekomposisi termokimia dengan pemanasan menggunakan oksigen yang terbatas dan terjadi pemecahan struktur kimia menjadi fase gas pada bahan yang digunakan (Rasyada, 2019). Pirolisis merupakan metode yang dapat digunakan untuk mengelola sampah ataupun limbah, baik yang berasal dari rumah tangga, maupun yang lainnya. Proses pirolisis merupakan sarana dalam mengubah biomassa menjadi energi, atau bahan bakar yang bernilai tinggi serta dapat memperoleh bahan kimia dan material. Teknik pirolisis, karakteristik serta komposisi bahan baku, dan parameter reaksi seperti waktu, suhu, tekanan, waktu tinggal, laju pemanasan

akan sangat mempengaruhi hasil dan komposisi produk. (Li, 2014).

Proses dekomposisi material atau zat yang terjadi pada pirolisis dilakukan dengan suhu yang relatif tinggi yaitu sekitar 300-1.000 °C sesuai dengan jenis pirolisis yang digunakan. Di dalam proses pirolisis, panas akan mendorong terjadinya proses oksidasi, dimana proses oksidasi tersebut dapat menguraikan molekul molekul kompleks pada karbon menjadi arang atau karbon yang rantainya lebih kecil. dari proses pirolisis akan menghasilkan keluaran berupa bio oil, bio char, serta gas (Dewi,dkk, 2017).

Pirolisis pada TKKS dapat dilakukan dengan menggunakan teknik fluidized-bed fast pyrolysis. Produksi pirolisis minyak cair mencapai hasil maksimum pada suhu 500 °C dengan yield 58% berat. Minyak hasil pirolisis TKKS mengandung fenol dan turunannya dengan persentase lebih dari 43% berat minyak pirolisa. Berdasarkan hasil analisa GC-MS kandungan senyawa dalam bio oil, komponen fenol dalam bio oil sebesar 28,3% diikuti dengan komponen lain seperti yang ditunjukkan pada tabel berikut ini.

Tabel 1.6 Kandungan Senyawa Kimia dalam Bio Oil

Komponen	Kadar
Phenol	28,30
o-Cresol	0,79
m-Cresol	4,82
p-Cresol	2,32
Catechol	2,02

Pyrocatechol	2,16
Gualicol	2,45
Syringol	1,37
Eugenol	1,36
Phenol, 2,6-dimethoxy	3,25
Asam Asetat	16,9
1,2 Benzenediol	3,47
Benzaldehyde	1,2
1 octane	1,25
2-propanone,1-hydroxy	1,66
Asam Pentanoate	1,86

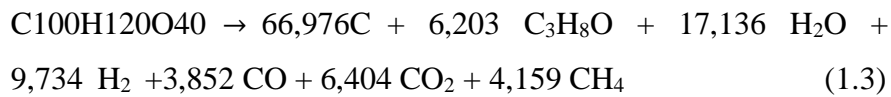
(Kawser, 2000)

Didalam proses pirolisis terdapat beberapa skema proses, ada *Fast* Pirolisis dan *Slow* Pirolisis.

Fast Pirolisis

Fast Pirolisis menghasilkan keluaran produk berupa, liquid atau bio oil, gas dan arang padat. Proses ini dirancang untuk mengoptimalkan yield produk *liquid oil* tinggi, dengan meminimalkan hasil keluaran gas dan char. (Kawser dan Nash, 2000). *Fast* Pirolisis dari TKKS yang dilakukan dengan *fluidized bed reactor* menghasilkan produk bio-oil dengan suhu optimum 500°C dan ukuran partikel sebesar 0,5 mm. Semakin tinggi temperatur semakin sedikit bio-oil yang dihasilkan. Bio-oil banyak mengandung fenol, alkohol, keton, aldehide, asam karboksilat dan gugus fungsional yang mengandung oksigen (Kiky C. Sembiring, dkk, 2015)

Reaksi kimia yang terjadi pada proses pirolisis adalah, sebagai berikut :



(Benanti, E., et al 2011)

Selanjutnya, fenol akan didapatkan melalui pemisahan dari bio oil dengan menggunakan bantuan air.

Slow Pirolisis

Slow Pirolisis menggunakan rentang suhu antara 250-400 °C, dengan waktu yang cukup lama untuk menghasilkan jumlah maksimal biochar. Proses ini digunakan terutama untuk memproduksi arang. Produk hasil dari *slow* pirolisis ini adalah gas 35%, biochar 35% , dan bio-oil 30%. (Qureshi, et al.,2019)

2. Gasifikasi

Gasifikasi merupakan sebuah proses kimia secara termal dari material organik menjadi bahan bakar (syn-gas) pada suhu yang tinggi dengan oksigen yang terbatas. Proses ini digunakan untuk memperoleh yield produk berupa gas yang tinggi. Proses gasifikasi dimulai dengan dekomposisi termal dan diikuti oleh oksidasi parsial atau reformasi bahan bakar dengan agen gasifikasi seperti udara, uap, atau oksigen. Dalam gasifikasi, proses nonkatalitik terjadi pada suhu 1300°C, sedangkan, dengan adanya katalis secara substansial dapat mengurangi suhu operasi. Produk utama proses ini adalah syn-gas dan menghasilkan hasil samping berupa char padat. Bahan padat akan diubah menjadi produk gas yang mudah terbakar dan selanjutnya dimanfaatkan sebagai bahan bakar mesin atau melalui proses lanjutan menjadi bahan bakar cair (Aramideh et al., 2015)

1.3.4 Pemilihan Proses Produksi Fenol

Tabel 1.7 Perbandingan Proses Pembuatan Fenol dari TKKS

Variabel	<i>Fast Pirolisis</i>	<i>Slow Pirolisis</i>	Gasifikasi
Kondisi Oprasi	Suhu: 350 – 500 °C	Suhu: 250 – 400 °C	Suhu: > 500 °C
Waktu	0,5 – 5 detik	5-7 menit	15-20 menit
Konversi	100%	100%	70%
Emisi Karbon per kg bio-oil)	8,27 kg CO ₂ -eq	8,27 kg CO ₂ eq	Tidak tersedia
Raw Material	Biomassa, nitrogen	Biomassa, nitrogen	Biomassa, gasifying medium (udara, oksigen, steam)
Yield Produk	Liquid-oil: 75% , Char: 12% , Gas: 13%	Liquid-oil: 30% , Char: 35% , Gas: 35%	Liquid-oil: 5% , Char: 10% , Gas: 85%

(Benanti, E., et al 2011), (Aramideh et al., 2015) (Goyal,H.B, et al., 2006)

Dari proses diatas, proses yang akan dipilih untuk menghasilkan fenol dari TKKS dalam prarancangan pabrik ini adalah dengan menggunakan proses *fast* pirolisis. Hal tersebut dikarenakan proses pirolisis menghasilkan kadar yield sehingga menghasilkan fenol yang lebih tinggi dibandingkan dengan menggunakan proses *slow* pirolisis dan gasifikasi.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika digunakan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis), reaksi berlangsung secara spontan atau tidak spontan dan mengetahui arah reaksi (reversible/irreversible).

Penentuan sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dapat ditentukan dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_F°). Sedangkan, penentuan arah reaksi kimia spontan atau tidak spontan menggunakan perhitungan energi bebas gibbs (ΔG_F°).

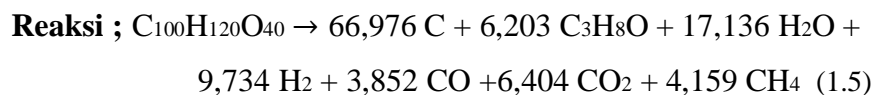
1. Panas Pembentukan Standar (ΔH_F°)

$$H_F = A + BT + CT^2 \quad (1.4)$$

Tabel 1. 8 Nilai ΔH_F° Masing-masing Komponen

Komponen	ΔH_F° (kJ/mol)
$C_{100}H_{120}O_{40}$	-529,9468
C	0
C_3H_8O	-237,9837
H_2O	-249,5389
H_2	-92,3
CO	-411,2
CO_2	-394,1322
CH_4	-87,6476

(Carl L. Yaws, 1976)



$$\begin{aligned} \Delta H_f^\circ (773,15 K) &= \Sigma \Delta H_F^\circ \text{ produk} - \Sigma \Delta H_F^\circ \text{ reaktan} \quad (1.6) \\ &= -529,9468 - ((-2237,9837) + (-249,5389) + 0 + \\ &\quad (-110,7209) + (-394,1322) + (-87,6476)) \\ &= 550,0765 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

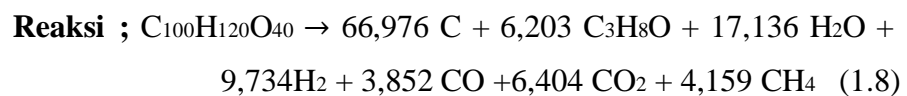
Dari perhitungan tersebut didapatkan harga ΔH_f° yang bernilai positif maka reaksi bersifat endotermis, ΔH dinyatakan positif adalah untuk menggambarkan penambahan energi panas dari reaksi tersebut, karena reaksi menyerap panas dari lingkungan sekitar sehingga energi panas masuk ke sistem reaksi

$$Gf = A + BT + CT^2 \quad (1.7)$$

Tabel 1. 9 Nilai ΔG_f° Masing-masing Komponen

Komponen	ΔG_f° (kJ/mol)
$C_{100}H_{120}O_{40}$	-1006,8272
C	0
C_3H_8O	53,6885
H_2O	-213,9089
H_2	0
CO	-182,0529
CO_2	-397,1107
CH_4	-27,7387

(Carl L. Yaws, 1976)



$$\begin{aligned} \Delta G^\circ (298 K) &= \Sigma \Delta G_f^\circ \text{produk} - \Sigma \Delta G_f^\circ \text{reaktan} & (1.9) \\ &= -106,8272 - (0 + (52,6885) + (-213,9089) + 0 + \\ &\quad (-182,0529) + (-397,1107) + (-27,7387)) \\ &= 661,2955 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Untuk menentukan konstanta keseimbangan (K1) pada suhu 298 K dapat dihitung dengan persamaan :

$$\Delta G_f^\circ = -RT \ln K \quad (1.10)$$

Dari persamaan (1.10) maka dapat dihitung :

$$\begin{aligned} \Delta G_f^\circ &= -RT \ln K_1 \\ \ln K_1 &= \frac{\Delta G_f^\circ}{RT} \\ \ln K_1 &= \frac{661,2955}{8,314 \cdot 298} \\ \ln K_1 &= -0,26691 \\ K_1 &= e^{-0,26691} \\ K_1 / K_{298} &= 0,76574 \end{aligned}$$

Besarnya konstanta kesetimbangan (K2) pada suhu reaksi (**773**), dapat dihitung dengan persamaan :

$$\ln \frac{K_{773}}{K_{298}} = \left[-\frac{\Delta H}{RT} \right] \left[\frac{1}{T} - \frac{1}{T_1} \right] \quad (1.11)$$

Dari persamaan (1.11) maka dapat dihitung :

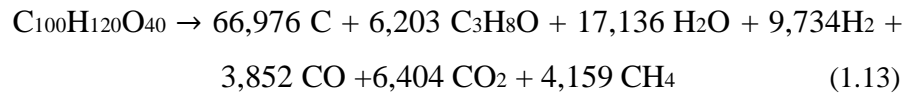
$$\begin{aligned} \ln \frac{K_{773}}{K_{298}} &= \left[-\frac{\Delta H}{RT} \right] \left[\frac{1}{T} - \frac{1}{T_1} \right] \\ \ln \frac{K_{773}}{K_{298}} &= \left[-\frac{-550,0765}{8,314} \right] \left[\frac{1}{773} - \frac{1}{298} \right] \\ \ln \frac{K_{773}}{0,76574} &= \left[-\frac{-550,0765}{8,314} \right] \left[\frac{773 - 298}{773 \cdot 298} \right] \\ \ln \frac{K_{773}}{0,76574} &= 0,13645 \\ \frac{K_{773}}{0,76574} &= e^{-0,26691} \\ \frac{K_{773}}{0,76574} &= 1,1462 \\ K_{773} &= 1,4968 \end{aligned}$$

Karena harga ΔG_f° reaksi bernilai positif dan besar, maka reaksi berlangsung secara tidak spontan, dikarenakan reaksi membutuhkan suatu kondisi atau energi tertentu, sedangkan untuk harga konstanta kesetimbangan, reaksi bersifat irreversible atau satu arah karena nilai K lebih dari 1 dan reaksi pirolisis merupakan

reaksi pembakaran.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi pirolisis memiliki orde 1, yang mana persamaan reaksinya sebagai berikut ;



(Benanti, E., et al 2011)

$$r = k[reaktan]^{orde} \quad (1.14)$$

$$(-ra) = k \cdot Ca \quad (1.15)$$

$$(-ra) = k \cdot C_{100}H_{120}O_{40} \quad (1.16)$$

Berdasarkan hasil percobaan (Sidek, F.N., dkk. 2022) diperoleh data sebagai berikut :

$$A : 2,60 \times 10^{19} \text{ min}^{-1}$$

$$E : 473,37 \text{ kJmol}^{-1}$$

Kemudian digunakan persamaan Arrhenius sehingga untuk mencari konstanta kinetika reaksi digunakan persamaan berikut ;

$$k = Ae^{\frac{-Ea}{RT}} \quad (1.17)$$

Keterangan ;

k = Konstanta laju reaksi

A = factor pre-exponential

Ea = energi aktivasi (J/mol)

R = konstanta gas (J/mol.k)

T = suhu (K)

$$k = A e^{\frac{-Ea}{RT}}$$

$$k = 2,60 \times 10^{19} e^{\frac{-473,37}{8,314 \times 773,15}}$$

$$k = 2851,871 \text{ min}^{-1}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

- Fenol

Rumus Molekul	: C ₆ H ₅ O
Berat Molekul	: 94,11 g/mol
Wujud	: Cair
Warna	: Tak Berwarna
Densitas	: 1,07 g/cm ³
Titik Didih	: 181,75°C (pada 101,3 kPa)
Titik Beku	: 40,9°C (pada 101,3 kPa)
Kelarutan dalam air (20C)	: 8,3 g/100 ml
Sifat Bahan	: Korosif
Kemurnian	: 98 %

(Kirk Othmer, 1968)

Hazard diamond Telampir pada gambar 2.1 di bawah ini.



Gambar 2. 1 Hazard Diamond Fenol

(Sumber : SDS Fenol, Fishersci)

- Bahaya kebakaran (merah)
Peringkat 2 menunjukkan jika fenol mudah terbakar, maka jauhkan dari sumber panas dan api.
- Bahaya kesehatan (biru)

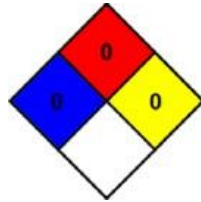
Peringkat 3 menunjukkan jika fenol sangat berbahaya jika terjadi kontak dengan kulit, dan mata karena bersifat *irritant* dan korosif.

- Bahaya kestabilan (kuning)
Cukup stabil dalam kondisi normal.
- Bahaya khusus (putih)
Tidak ada peringatan khusus.

2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

- Air	
Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul	: 18,015 g/mol
Wujud	: Cair
Warna	: Bening
Densitas	: 0,998 g/cm ³
Visikositas	: 8,949 mP (pada 1 atm)
Tekanan Uap	: 0,0212 atm
Titik Didih	: 100 °C (pada 101,3 kPa)
Titik Beku	: 0 °C (pada 101,3 kPa)
Panas Pembentukan	: 6,013 kJ/mol
Panas Penguapan	: 22,6105 kJ/mol
Tekanan Uap	: 4,22 kJ/kg.K
Sifat Bahan	: Tidak berbau dan berasa
Kemurnian	: 100 %
	(Kirk Othmer, 1999)

Hazard diamond Telampir pada gambar 2.2 di bawah ini.



Gambar 2. 2 Hazard Diamond Air
(Sumber : Water SDS, Labchem)

- Bahaya kebakaran (merah)
tidak mudah terbakar.
- Bahaya kesehatan (biru)
Tidak menimbulkan bahaya kesehatan.
- Bahaya kestabilan (kuning)
Dalam kondisi normal stabil.
- Bahaya khusus (putih)
Tidak ada peringatan khusus.

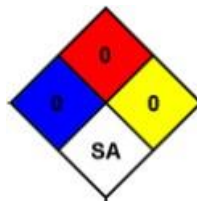
- Nitrogen (N₂)

Berat Molekul	: 14,0067 g/mol
Wujud	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Didih	: -195,8°C (pada 101,3 kPa)
Titik Beku	: -209,86°C (pada 101,3 kPa)
Densitas	: 1,25046 g/ml (pada 25°C)
Temperatur Kritis	: 126,26°C
Tekanan Kritis	: 33,54 atm
Panas Peleburan	: 172,3 kal/mol
Panas Penguapan	: 1332,9 kal//mol

Kapasitas Panas	: 4,22 kJ/kg. K
Sifat Bahan	: Tidak berbau dan berasa
Kemurnian	: 99%

(Kirk Othmer, 1968)

Hazard diamond Telampir pada gambar 2.2 di bawah ini.



Gambar 2. 3 Hazard Diamond Nitrogen

(Sumber : Nitrogen, Airgas)

- Bahaya kebakaran (merah)
Nitrogen tidak mudah terbakar.
- Bahaya kesehatan (biru)
Nitrogen bersifat non-toxic namun dapat menyebabkan sesak nafas ketika terhirup dengan kadar yang cukup tinggi.
- Bahaya kestabilan (kuning)
Cukup Stabil dan jika kondisi penyimpanan dan penggunaan normal, reaksi berbahaya tidak akan terjadi.
- Bahaya khusus (putih)
Tidak ada peringatan khusus.

- Dowtherm A

Rumus Molekul	: -
Berat Molekul	: 166 g/mol
Titik Didih	: 257°C (pada 101,3 kPa)
Titik Beku	: 12°C (pada 101,3 kPa)
Temperatur Stabil	: 257°C - 540°C

Densitas : 1056 kg/m³

(Sumber : Downtherm A, Dow)

- Bahaya kebakaran
Downtherm A tidak mudah terbakar.
- Bahaya kesehatan
Toksifitas rendah, tetapi jika terjadi kontak berulang dapat menyebabkan iritasi.
- Bahaya kestabilan
Stabil pada kondisi normal.
- Bahaya khusus
Tidak ada peringatan khusus.

- *Carbon Molecular Sieve (CMS)*

Rata-rata diameter pori (A) :

Volume pori (cm³/g) : 166 g/mol

Luas Permukaan (m²/g) : 257°C (pada 101,3 kPa)

(Sumber : Samaras.P, 1999)

- Bahaya kebakaran
CMS A tidak mudah terbakar.
- Bahaya kesehatan
Toksifitas rendah.
- Bahaya kestabilan
Stabil pada kondisi normal.
- Bahaya khusus
Tidak ada peringatan khusus.

2.3 Spesifikasi Bahan Baku

- Tandan Kosong Kelapa Sawit

Komposisi : Lignin 22%
Selulosa 40%
Hemiselulosa 24%
Abu 14%

Kadar air : 9.5%

- Bahaya kebakaran
Jika tidak ada pemicu api, stabil dalam suhu normal.
- Bahaya kesehatan
Tidak ada peringatan khusus.
- Bahaya kestabilan
Stabil pada kondisi normal.
- Bahaya khusus
Tidak ada peringatan khusus.

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (Quality Control) adalah proses yang digunakan untuk menjamin tingkat kualitas dalam produk atau jasa. Pengendalian kualitas dilakukan agar menghasilkan produk yang sesuai dengan standar yang diinginkan dan direncanakan (Montgomery D.C.1990). Pengendalian kualitas pada pabrik fenol dari TKKS ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum melakukan proses produksi, perlu dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa TKKS serta bahan-bahan pembantu lainnya. Tujuannya agar memberikan kontrol terkait bahan baku apakah sudah sesuai spesifikasi standar yang

diinginkan atau belum, sehingga diperlukan pengecekan sebelum masuk ke dalam tahap produksi agar bahan yang digunakan dapat diproses dengan baik di dalam pabrik. Terdapat dua pengujian yaitu, pengujian kualitatif dan kuantitatif yang dilakukan untuk mengetahui kualitas dari bahan baku yang akan digunakan dengan metode sampling bahan dan untuk uji yang dilakukan salah satunya antara lain uji kadar air TKKS, kadar komposisi komponen dan sebagainya.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas pada proses produksi bertujuan untuk menjaga kelancaran setiap proses selama produksi fenol berlangsung, sehingga dapat menghasilkan produk yang berkualitas. Pengendalian kualitas ini dilakukan dari bahan baku sampai menjadi produk, yang meliputi aliran dan peralatan yang memiliki fungsi sebagai system control. Control room merupakan tempat yang akan menjadi pusat pengawasan dan pengendalian jalannya oprasi pabrik, yang kontrolnya dilakukan secara otomatis menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan atau error terhadap proses produksi yang sedang berlangsung, maka dapat diketahui dari sinyal yang diberikan berupa nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya, sehingga penyimpangan kondisi proses akan dikembalikan pada kondisi semula baik dilakukan secara manual ataupun otomatis.

Pengawasan yang dilakukan berupa pengontrolan terhadap kondisi oprasi alat, Beberapa contoh alat yang digunakan diantaranya sebagai berikut :

a. Flow Control

Flow control merupakan sistem kontrol alat yang di pasang pada aliran masuk bahan baku, aliran inlet dan aliran outlet proses.

b. Level Control

Level control merupakan sistem kontrol alat yang dipasang berfungsi untuk mengetahui dan mengedalikan tinggi volume cairan tangki sehingga tidak melebihi batas maksimum yang diizinkan.

Penggunannya yaitu menghubungkan LC dengan control valve dalam mengatur rate cairan masuk atau keluar proses agar diperoleh kondisi operasi yang diinginkan.

c. Level Indicator

Level indicator digunakan untuk mengontrol ketinggian cairan pada tangka alat proses.

d. Temperature Control

Temperature control merupakan instrumentasi yang digunakan untuk mengamati dan mengendalikan temperatur dari suatu alat. Dengan cara mengatur batas nilai suhu dalam alat proses sesuai dengan yang diinginkan, jika terjadi ketidaksesuaian maka sensor akan menyala

e. Pressure Control

Pressure Control digunakan sebagai pengendali tekanan dalam alat yang membutuhkan tekanan diatas tekanan atmosfer. Pada umumnya pressure control memiliki batasan nilai tekanan atau set point sebagai parameter didalamnya. Ketika nilai tekanan suatu benda yang diukur lebih dari batasan nilai tekanan dan hanya berbeda beberapa atm atau satuan tekanan saja sistem akan bekerja.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

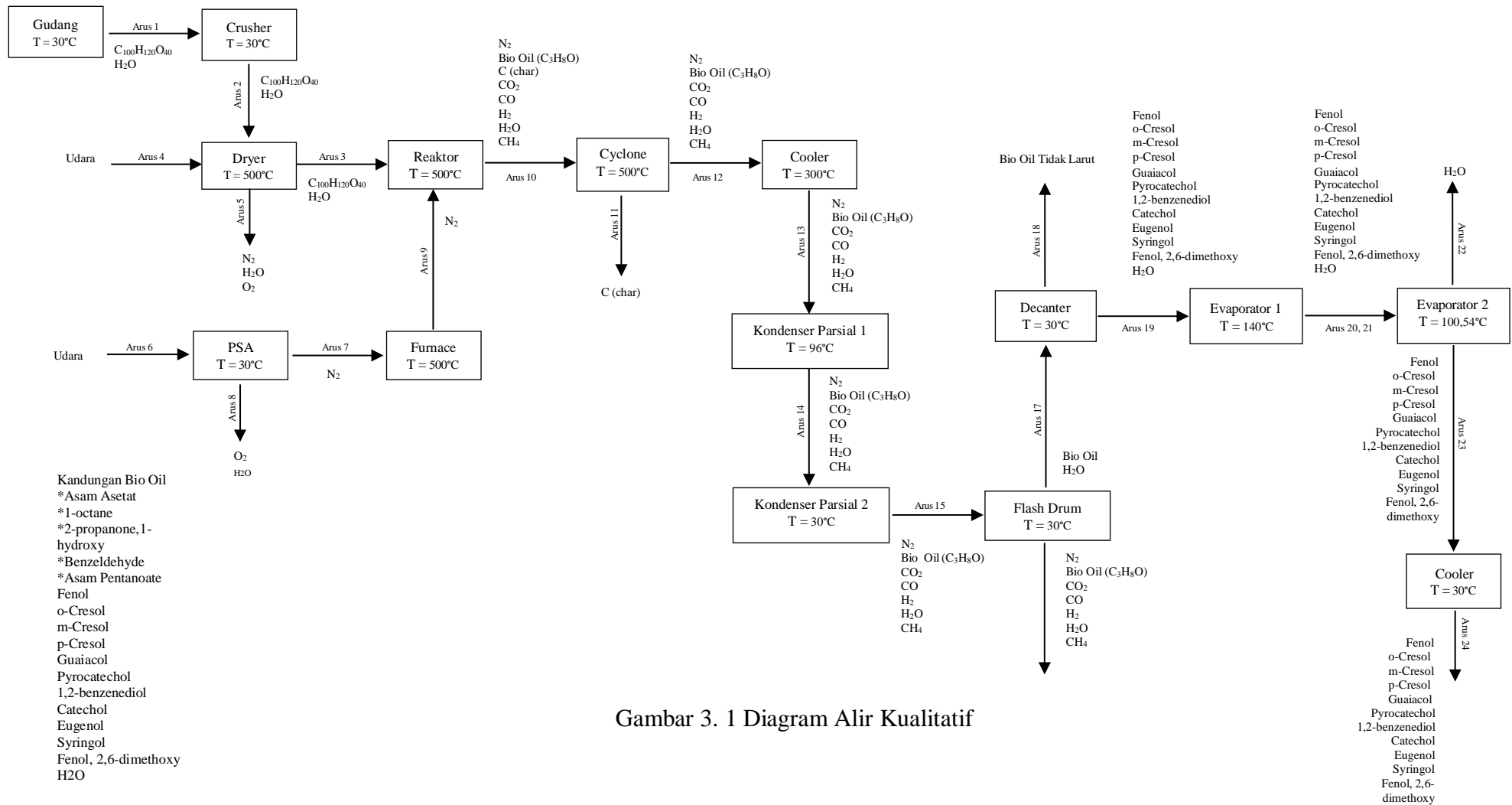
Dalam pengendalian kualitas produk, yang mana fenol merupakan produk dari pabrik ini, hal yang diperlukan untuk memperoleh kualitas produk dengan mutu yang baik dan sesuai dengan standar yang ada, maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengendalian serta pengawasan terhadap proses yang ada dengan cara sistem kontrol sehingga diperoleh produk yang berkualitas, sesuai dengan ekspektasi konsumen sehingga mendapatkan kepercayaan dari konsumen dan dapat dipasarkan dengan baik. Pengendalian kualitas produk ini diharapkan dapat mengontrol produk yang keluar sesuai dengan yang diinginkan dalam proses pembuatan fenol, Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka

perlu dilakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurniaan produk dan komposisi komponen produk.

BAB III PERANCANGAN PROSES

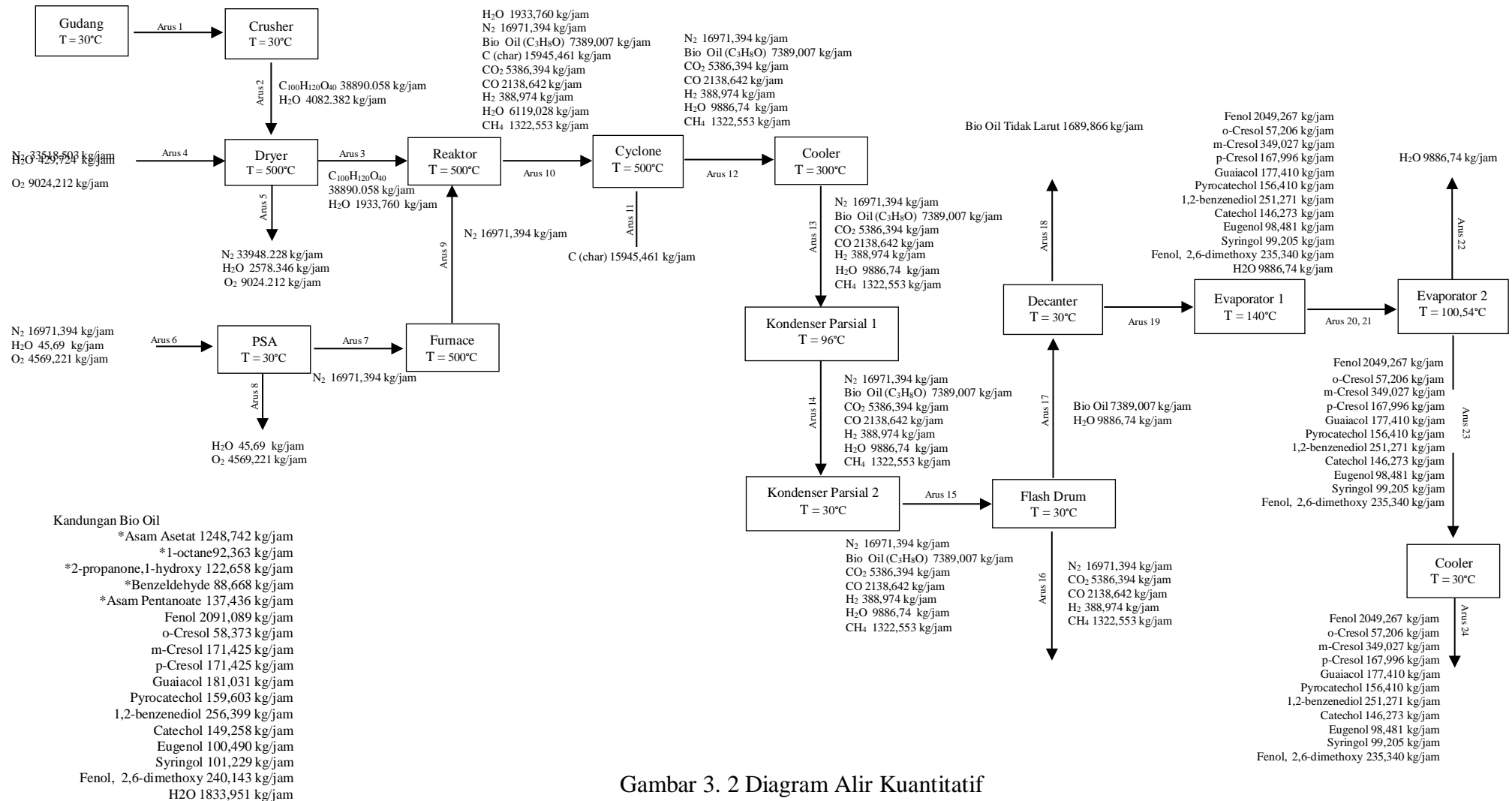
3.1 Diagram Alir

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

Dalam proses pembuatan fenol dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS), terdapat tiga tahapan proses dengan proses intinya yaitu proses pirolisis. Tahapan prosesnya sebagai berikut :

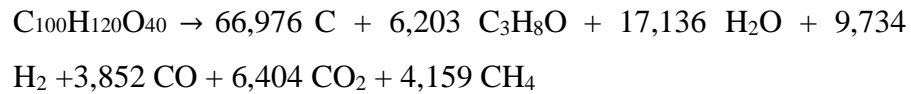
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk proses pembuatan fenol ini adalah Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS), TKKS didapatkan dari pabrik ataupun perkebunan di sekitar lokasi pabrik yang kemudian akan di simpan dalam gudang dalam kondisi normal atau suhu lingkungan. TKKS selanjutnya akan diperkecil ukurannya dengan menggunakan *crusher* (C-01) yang akan diumpangkan menggunakan *belt conveyor*. Produk hasil pengecilan ukuran TKKS di *crusher* selanjutnya diumpangkan ke dalam *rotary dryer* (RD-01) dengan menggunakan bantuan *screw conveyor* (SC-01). *Rotary dryer* digunakan untuk mengurangi kandungan air pada TKKS yang semula 9,5% menjadi 4-5%. Proses pengeringan pada *dryer* akan memanfaatkan udara yang masuk pada suhu 96°C. Hasil keluaran dari *dryer* selanjutnya diumpangkan menuju reaktor *fluidized bed* (R-01) menggunakan *belt conveyor*.

3.2.2 Tahap Reaksi Pirolisis

Proses pirolisis dalam *reactor fluidized bed* (R-01) akan memanfaatkan gas nitrogen sebagai media gas fluidisasi. Gas nitrogen didapatkan dari udara lalu dipisahkan dari oksigen dengan menggunakan *Pressure Swing Adsorber* (PSA). Setelah didapatkan nitrogen dari udara, gas nitrogen akan diumpangkan menuju *Furnance* (F-01) untuk dipanaskan suhunya hingga 500°C sesuai dengan suhu operasi pada reaktor. Bahan bakar dari *furnance* (F-101) menggunakan solar dan char dari proses pemisahan produk reaksi.

Gas nitrogen yang bersuhu 500°C selanjutnya dialirkan ke dalam *reactor fluidized bed* (R-01) dari bagian bawah, untuk memfluidisasi TKKS dengan suhu 500°C dan tekanan 1 atm, reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Reaksi diatas merupakan reaksi pirolisis yang bersifat endotermis dengan suhu keluar reaktor sebesar 500°C, dikarenakan reaksi endotermis yaitu menyerap panas maka diperlukan coil pemanas agar suhu tetap stabil. Hasil keluaran reaktor yang berupa gas TKKS dan terdapat padatan (*sand*) yang selanjutnya dialirkan ke dalam *cyclone* (CY-01) untuk dipisahkan antara gas TKKS dan membuang padatan atau *sand* sebagai zat padat pengotor, agar diperoleh produk gas yang bebas padatan.

3.3.3 Tahap Pemisahan / Pemurnian

Gas TKKS yang sudah dipisahkan dengan zat pengotor, selanjutnya akan melalui proses pendinginan dengan menggunakan *cooler* yang didinginkan dari suhu 500°C menjadi 300°C dan air sebagai media pendinginnya. Setelah gas didinginkan menggunakan *cooler* sampai suhu 300°C, selanjutnya gas dialirkan menuju kondenser (CDP-01) yang nantinya gas akan diembunkan dengan media pendingin berupa dowthrem. Hasil keluaran kondensor berupa Bio oil yang terdiri dari beberapa komponen yang merupakan senyawa fenol dan asam organik. Hasil keluaran kondensor (CDP-01) akan dilanjutkan didinginkan kembali menjadi suhu 30°C menggunakan kondensor (CDP-02) dengan tekanan 1 atm.

Hasil keluaran Kondensor, selanjutnya dialirkan ke dalam *flash drum* (V-01) untuk memisahkan bio oil dengan zat gas pengotor. Bio oil selanjutnya dialirkan ke dalam decanter. Air dapat mengikat Fenol sebesar 83 gr/L. Setelah fenol dan bio oil tidak terlarut akan dipisahkan oleh Dekanter (D-01) melalui proses pemisahan 2 fase, yaitu *water phase* dan *oil phase*, hasil bawah akan disimpan ke dalam tangki (T-01) untuk dijadikan produk samping yaitu bio oil, sedangkan untuk hasil atas dekanter akan diumpankan ke dalam evaporator (E-01 dan E-02) untuk memekatkan kadar fenol. Setelah melewati evaporator umpan akan dimasukkan ke dalam *cooler* untuk didinginkan atau diturunkan suhunya, yang selanjutnya akan dimasukkan ke tangki produk (Fenol).

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Gudang Penyimpanan

Spesifikasi gudang dapat dilihat dari Tabel 3.1 di bawah ini

Tabel 3. 1 Gudang Penyimpanan

Kode	G-101
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan bahan baku TKKS
Jenis	Ruang Persegi Panjang
Bahan	Dinding bata beton dengan atap seng dan tiang beton
Volume Gudang	88,20 m ³
Panjang	31,16 m
Lebar	26,70 m
Tinggi	9,35 m

3.3.2 Tangki

Spesifikasi tangki proses dapat dilihat dari Tabel 3.2 di bawah ini

Tabel 3. 2 Tangki

Kode	T-01	T-02	T-03
Fungsi Tangki	Menyimpan produk Fenol	Menyimpan produk samping Bio Oil	Menyimpan pendingin <i>Dowtherm</i>
Lama Penyimpanan	7 Hari	7 Hari	7 Hari
Fase	Cair	Cair	Cair
Jumlah tangki	1 buah	1 buah	1 buah
Jenis Tangki	Tangki	Tangki	Tangki

		silinder tegak dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan <i>Torispherical Head</i>	silinder tegak dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan <i>Torispherical Head</i>	silinder tegak dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan <i>Torispherical Head</i>
Kondisi oprasi	Suhu	30 °C	30 °C	30 °C
	Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
	Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
	Volume Tangki	703,87 m ³	486,70m ³	45,00m ³
	Diameter	13,72 m	12,19 m	6,10 m
	Tinggi	14,63 m	14,63 m	3,66 m
	Jumlah <i>Course</i>	8 <i>Course</i>	8 <i>Course</i>	2 <i>Course</i>
	Tebal Shell, in	0,5 in	0,44 in	0,32 in
Head & Bottom	Jenis Head	<i>Torispherical Head</i>	<i>Torispherical Head</i>	<i>Torispherical Head</i>
	Tebal Head, in	0,44 in	0,44 in	0,31 in
	Jenis Bottom	<i>Flat Bottom</i>	<i>Flat Bottom</i>	<i>Flat Bottom</i>
	Tebal bottom, in	0,5 in	0,5 in	0,5 in
Harga		\$ 170.186,73	\$ 133.931,11	\$ 15.146,26

3.3.3 Pressure Swing Adsorber

Spesifikasi PSA dapat dilihat dari Tabel 3.3 di bawah ini

Tabel 3. 3 Pressure Swing Adsorber

Kode	A-01	
	Tangki 1	Tangki 2
Fungsi	Memisahkan N ₂ dan O ₂ dari udara	Memisahkan N ₂ dan O ₂ dari udara
Bentuk	<i>Vertical Vessel</i>	<i>Vertical Vessel</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA-30</i>	<i>Carbon Steel SA-30</i>
Suhu	30 °C	30 °C
Tekanan	8 atm	8 atm
Tebal Dinding	1 in	1 in
OD	156 in	156 in
Tinggi Head	27,90 in	27,90 in
Tebal Head	1,125 in	1,125 in
Harga	\$ 84.914,47	

3.3.4 Belt Conveyor

Spesifikasi Belt Conveyor dapat dilihat dari Tabel 3.4 di bawah ini

Tabel 3. 4 *Belt Conveyor*

Kode	BC-01	BC-02
Fungsi	Mengangkut TKKS dari gudang menuju <i>Crusher</i>	Mengangkut butiran TKKS dari <i>Dryer</i> menuju Reaktor
Bahan yang diangkut	TKKS	TKKS
Kondisi oprasi Suhu (°C)	30°C	500°C
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm
Jenis Conveyor	<i>Belt Conveyor</i>	<i>Belt Conveyor</i>
Kapasitas (kg/jam)	42.972 kg/jam	42.972 kg/jam

Kecepatan (m/min)	16,67 m/min	16,67 m/min
Motor power (Hp)	5 Hp	5 Hp
Dimensi		
Lebar belt (m)	0,46 m	0,46 m
Panjang lintasan (m)	50 m	50 m
Kemiringan Belt	45°	45°
Running Angle	30°	30°
Panjang Conveyor(ft)	57,7 m	57,7 m
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Harga	\$ 104.437,42	\$ 104.437,42

3.3.5 Crusher

Spesifikasi crusher dapat dilihat dari Tabel 3.5 di bawah ini

Tabel 3. 5 *Crusher*

Kode	C-01
Fungsi	Mengecilkan ukuran TKKS
Bahan yang diangkut	TKKS
Kondisi oprasi Suhu (°C)	30°C
Tekanan (atm)	1 atm
Jenis Crusher	<i>Roll Crusher</i>
Kapasitas (kg/jam)	42.972,44 kg/jam
Motor Power (Hp)	9 Hp
Harga	\$ 5.463,39

3.3.6 Screw Conveyor

Spesifikasi *Screw Conveyor* dapat dilihat dari Tabel 3.6 di bawah ini

Tabel 3. 6 *Screw Conveyor*

Kode	SC-01
Fungsi	Untuk mengangkut TKKS yang telah melalui pretreatment menuju Reaktor
Bahan yang diangkut	TKKS
Kondisi oprasi Suhu (°C)	30°C
Tekanan (atm)	1 atm
Jenis Conveyer	<i>Sectional flight screw conveyor</i>
Kapasitas (kg/jam)	42.972,44 kg/jam
Kecepatan (rpm)	50 rpm
Motor power (Hp)	3 Hp
Dimensi	
Diameter flight (in)	16 in
Diameter shaft (in)	3 in
Panjang (ft)	60 ft
Jumlah l	1 buah
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$ 17.412,24

3.3.7 Dryer

Spesifikasi Dryer dapat dilihat dari Tabel 3.7 di bawah ini

Tabel 3. 7 Dryer

Kode	RD-01
Fungsi	Mengeringkan bahan baku TKKS
Jenis	<i>Direct Contac – Counter Current Rotary Dryer</i>
Kondisi Oprasi	
- Suhu udara masuk	30 °C
- Suhu padatan keluar	77 °C
- Suhu udara keluar	96 °C
- Suhu Padatan Masuk	30 °C
Spesifikasi	
- Panjang	20,34 m
- Diameter	45,28 m
- Power	62 HP
Harga	\$ 193.919,85

3.3.8 Furnance

Spesifikasi Furnance dapat dilihat dari Tabel 3.8 di bawah ini

Tabel 3. 8 Furnance

Kode	F-01
Fungsi	Memanaskan N ₂ hingga mencapai suhu reaksi 500°C
Jenis	<i>Fired Heaters (furnace firebox horizontal pipe)</i>

Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kondisi Operasi	
- Suhu Masuk, (°C)	30°C
- Suhu keluar, (°C)	500°C
- Tekanan, (atm)	1 atm
Beban Panas Kj/Jam)	1185,64 kj/jam
Jumlah	1 buah
ID (in)	6,63 in
OD (in)	6,07 in
Dimensi Furnance	
Lebar (ft)	3,50 ft
Tinggi (ft)	9,60 ft
Harga	\$ 317.087,57

3.3.9 Expander Valve

Spesifikasi *Expander Valve* dapat dilihat dari Tabel 3.9 di bawah ini

Tabel 3. 9 *Expandaer Valve*

Kode	EV-01
Fungsi	Menurunkan tekanan bahan baku dari 8 atm ke 1 atm dan mengalirkan N ₂ dari Furnace menuju Reaktor
Suhu Operasi	30°C
Jenis	<i>Globe valve wide open</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas, (kg/jam)	3889 kg/jam

- Tekanan Masuk (atm)	8 atm
- Tekanan Keluar (atm)	1 atm
Power, HP	3,44 Hp
Harga	\$ 5463,39

3.3.10 Reaktor

Spesifikasi Reaktor dapat dilihat dari Tabel 3.10 di bawah ini

Tabel 3. 10 Reaktor

Kode	R-01
Fungsi	Memfluidisasikan TKKS menjadi gas melalui proses pirolisis
Jenis	<i>Fluidized Bed Reactor</i>
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah	1 buah
Kondisi Oprasi	
Suhu (°C)	500°C
Tekanan (atm)	1 atm
Kondisi Proses	Endotermis
Konstruksi dan Material	
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11 Tipe 316</i>
Diameter (ID), Shell, m	1,20 m
Diameter <i>freeboard</i> ,m	2,00 m
Diameter zona reaksi,m	2,43 m
Tebal shell, in	1,13 in

Tinggi total, m	7,68 m
Volume reaktor,m ³	17,50 m ³
Jenis head	<i>Torispherical Head</i>
Pemanas (<i>Steam</i>)	Air
Spesifikasi khusus	
Kecepatan Fluidisasi minimum (umf)	0,20 m/s
Kecepatan terminal (ut)	1,78 m/s
Diameter bubble (m)	0,40 m
Jenis Coil	Coil Pemanas
Jumlah lilitan	19 lilitan
Harga	\$ 235.900,04

3.3.11 Cyclone

Spesifikasi *Cyclone* dapat dilihat dari Tabel 3.11 di bawah ini

Tabel 3. 11 *Cyclone*

Kode	CY-01
Fungsi	Memisahkan partikel yang terbawa oleh gas keluar Reaktor
Jenis	<i>High-efficiency Cyclone</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade</i> 11 Tipe 316
Kondisi Oprasi	
Suhu masuk (°C)	500°C
Suhu keluar (°C)	500°C
Tekanan	1 atm
Efisiensi alat	100%

Dimensi	
Diameter <i>Cyclone</i> (Dc)	1,04 m
Tinggi Inlet Duct (H)	0,52 m
Lebar Inlet Duct (W)	0,21 m
Diameter pipa keluar gas (De)	0,52 m
Diameter pipa keluar padatan (Do)	0,39 m
Panjang zona tangensial (Lb)	1,56 m
Panjang zona tangensial (Lc)	2,60 m
Panjang vortex finder (S)	0,52 m
Luas Inlet Duct (A1)	0,11 m
Harga	\$ 38.004,55

3.3.12 Heat Exchanger

Spesifikasi *Cooler* dapat dilihat dari Tabel 3.12 di bawah ini

Tabel 3. 12 *Cooler* dan *Heater*

Kode	C-01	C-02	HT-01
Fungsi	Menurunkan temperatur gas Bio Oil menjadi 300°C	Menurunkan temperatur produk Fenol menjadi 30°C	Menaikkan temperatur gas dari 30°C menjadi 96°C menuju Rotary Dryer (RD-01)
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>

Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Kondisi Oprasi			
Suhu masuk	500°C	140°C	30°C
Suhu keluar	300°C	30°C	96°C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Spesifikasi <i>shell</i>			
<i>Cold fluid</i>	Air Pendingin	Air Pendingin	Udara
IDs	31 in	29 in	31 in
Spesifikasi <i>tube</i>			
<i>Hot fluid</i>	Arus keluaran <i>cyclone</i>	Arus keluaran evaporator	<i>Steam</i>
IDt	0,65 in	0,65 in	0,75 in
OD	0,75 in	0,75 in	0,65 in
NT	728 buah	604 buah	654 buah
BWG	18	18	18
Pass, type tube	3/4 in. OD <i>tubes</i> on 1 in. <i>Triangular</i> <i>pitch</i>	3/4 in. OD <i>tubes</i> on 1 in. <i>Triangular</i> <i>pitch</i>	3/4 in. OD <i>tubes</i> on 1 in. <i>Triangular</i> <i>pitch</i>
Harga	\$ 121.289,35	\$ 106.858,66	\$ 134.169,67

3.3.13 Kondensor

Spesifikasi Kondensor dapat dilihat dari Tabel 3.13 di bawah ini

Tabel 3. 13 Kondensor

Kode	CDP-01	CDP-02
Fungsi	Menurunkan temperatur gas Bio Oil menjadi 96°C	Menurunkan temperatur keluaran (CDP-01)

	hingga tercairkan	menjadi 30°C hingga tercairkan
Jenis	<i>Shell and Tube Condenser</i>	<i>Shell and Tube Condenser</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Suhu masuk	300°C	96°C
Suhu Keluar	96°C	30°C
Tekanan	1 atm	1 atm
Media Pendingin	Dowtherm	Dowtherm
<u>Shell Side :</u>		
<u>IDs</u>	25 in	37 in
ΔP_s	0,02 psi	0,21 psi
<i>Passes</i>	1	
<u>Tube Side :</u>		
OD	0,75 in	0,75 in
IDt	0,65 in	0,65 in
BWG	18	18
Nt	452 buah	1044 buah
Panjang tube	24 in	24 in
<i>Pitch</i>	1 in. <i>Triangular pitch</i>	1 in. <i>Triangular pitch</i>
<i>Passes</i>	2	2
ΔP_t	1,79 psi	0,34 psi
Harga	\$ 66.667,40	\$ 123.800

3.3.14 Flash Drum

Spesifikasi Flash Drum dapat dilihat dari Tabel 3.14 di bawah ini

Tabel 3. 14 Flash Drum

Kode	V-01
Fungsi	Memisahkan campuran vapor dan liquid dari kondensor
Jenis	<i>Vertical flash drum</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11 Tipe 316</i>
Kondisi Operasi :	
Suhu (°C)	30°C
Tekanan (atm)	1 atm
<i>Vapor-liquid separation factor (Flv)</i>	0,025
U_v max	18,42 ft/s
<i>Flow rate (Qv)</i>	99,77 ft ³ /s
Diameter vessel, D	0,91 m
OD	38 in
Tebal <i>shell</i>	0,19 in
Icr	2,38 in
r	36 in
Tinggi flash drum	4,43 m
<i>Volume shell</i>	92,67 ft ³
Harga	\$ 226.716,87

3.3.15 Dekanter

Spesifikasi Dekanter dapat dilihat dari Tabel 3.15 di bawah ini

Tabel 3. 15 Dekanter

Kode	D-101
Fungsi	Memisahkan campuran Bio oil dengan Fenol yang terlarut di dalam air
Jenis	<i>Two Phase Decanter Horizontal</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11 Tipe 316</i>
Kondisi Operasi :	
Suhu (°C)	30°C
Tekanan	1 atm
Viskositas Heavy Stream	0,32 cp
Viskositas Light Stream	1,90 cp
Fase terdispersi	22,18
Diameter	0,85 m
Waktu tunggu settling	10 menit
Volume cairan	1,21 m ³
Volume <i>Decanter</i>	1,45 m ³
Tinggi pipa umpan masuk Z3	0,43 m
Tinggi pipa Light Stream out Z1	0,77 m
Tinggi pipa Heavy Stream out Z2	1,10 m
Tebal shell standar	0,19 in
Tebal head standart	0,19 in
Panjang total	3,00 m
Harga	\$ 299.466,63

3.3.16 Evaporator

Spesifikasi Evaporator dapat dilihat dari Tabel 3.16 di bawah ini

Tabel 3. 16 Evaporator

Kode	EV-01	EV-02
Fungsi	Memurnikan fenol dengan cara menguapkan air sebagai zat pengotor	
Jumlah	1 buah	1 buah
Jenis	<i>Short Tube Vertical Evaporator</i>	<i>Short Tube Vertical Evaporator</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11 Tipe 316</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11 Tipe 316</i>
Kondisi Oprasi :		
Suhu (°C)	150°C	140°C
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm
Dimensi alat		
Tebal shell (in)	0,19 in	0,19 in
ID (in)	59,63 in	53,63 in
OD	60 in	54 in
Tebal head atau bottom (in)	0,25 in	0,25 in
ID	59,50 in	53,50 in
OD	60 in	54 in
Tinggi Head atau bottom (m)	0,33 m	0,30 m
Dimensi tube :		
ID (in)	0,62 in	0,62 in
OD (IN)	0,75 in	0,75 in
Panjang (ft)	24 in	24 in

Jumlah tube (buah)	534 buah	830 buah
Tinggi total	3,01 m	2,82 m
Harga,	\$ 137.151,18	\$ 238.643,06

3.3.18 Pompa

Spesifikasi Pompa 1-3 dapat dilihat dari Tabel 3.18 di bawah ini

Tabel 3. 17 Pompa

Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan fluida dari CDP-01 menuju CDP-02	Mengalirkan fluida dari CDP-02 menuju <i>Flash Drum</i>	Mengalirkan Fluida dari <i>Flash Drum</i> ke <i>Decanter</i>
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	0,0027 m ³ /s	0,0065m ³ /s	0,0059m ³ /s
Ukuran pipa :			
OD	4,5 in	6,63 in	6,63 in
ID	4,03 in	6,07 in	6,07 in
Sch N	40	40	40
NPS	4 in	6 in	6 in
Total head	2,03 m	2,03 m	0,62 m
Power motor	0,25 Hp	0,16 Hp	0,05 Hp
<i>Speed</i> pompa	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah
Harga	\$ 12.900	\$ 16.800	\$ 16.800

Spesifikasi Pompa 4-6 dapat dilihat dari Tabel 3.20 di bawah ini

Tabel 3. 18 Pompa

Kode	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan Fluida Hasil Atas Dekanter ke Evaporator	Mengalirkan Fluida Hasil Bawah Dekanter ke Unit Tanki Bio Oil	Mengalirkan Fluida Hasil Bawah Evaporator 1 ke Evaporator 2
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	0,016 m ³ /s	0,00056 m ³ /s	0,0013 m ³ /s
Ukuran pipa :			
OD	8,63 in	2,38 in	2,88 in
ID	7,98 in	2,07 in	2,47 in
Sch N	40	40	40
NPS	8 in	2 in	2,5 in
Total head	1,36 m	6,20 m	6,31 m
Power motor	0,33 Hp	0,05 Hp	0,25 Hp
<i>Speed</i> pompa	3500 rpm	3500 rpm	3500 rpm
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah
Harga	\$ 20.300	\$ 8.300	\$ 8.300

Spesifikasi Pompa 7-8 dapat dilihat dari Tabel 3.21 di bawah ini

Tabel 3. 19 Pompa

Kode	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan Fluida Hasil Bawah Evaporator ke Cooler	Mengalirkan Fluida Hasil Cooler ke Tangki Produk

Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	0,0012 m ³ /s	0,0012 m ³ /s
Ukuran pipa :		
OD	2,88 in	2,88 in
ID	2,47 in	2,47 in
Sch N	40	40
NPS	2,5 in	2,5 in
Total head	0,99 m	0,81 m
Power motor	0,05 Hp	0,05 Hp
<i>Speed</i> pompa	3500 rpm	3500 rpm
Jumlah	1 buah	1 buah
Harga	\$ 8.300	\$ 8.300

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Crusher (C-01)

Tabel 3. 20 Neraca Massa di C-01

Komponen	Input	Output
	Arus 1	Arus 2
C ₁₀₀ H ₁₂₀ O ₄₀	38890,058	38890,058
H ₂ O	4082,382	4082,382
Total	42972,440	42972,440

3.4.2 Neraca Massa Dryer (RD-01)

Tabel 3. 21 Neraca Massa di RD-01

Komponen	Input		Output	
	Arus 2	Arus 4	Arus 5	Arus 3
C ₁₀₀ H ₁₂₀ O ₄₀	38890,058	-		38890,058
H ₂ O	4082,382	429,72	2578,35	1933,760

N ₂	-	33518,05	33518,05	-
O ₂	-	9024,212	9024,212	-
Sub Total	42972,440	42972,440	45120,061	40823,818
Total	85944,880		85944,880	

3.4.3 Neraca Massa PSA

Tabel 3. 22 Neraca Massa di PSA

Komponen	Input	Output	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
N ₂	16971,394	16971,394	-
O ₂	4569,221	-	4569,221
H ₂ O	217,58	217,58	-
Sub Total	21758,197	16971,394	4569,221
Total		21758,197	

3.4.4 Neraca Massa Furnance

Tabel 3. 23 Neraca Massa di F-01

Komponen	Input	Output
	Arus 7	Arus 9
N ₂	16971,394	16971,394
Total	16971,394	16971,394

3.4.5 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3. 24 Neraca Massa di R-01

Komponen	Input		Output
	Arus 3	Arus 9	Arus 10
C ₁₀₀ H ₁₂₀ O ₄₀	38890,058	-	-
H ₂ O TKKS	1933,760	-	1933,760
N ₂	-	16971,394	16971,394
Asam asetat	-	-	1248,742
1-octane	-	-	92,363

2-propanone, 1-hydroxy	-	-	122,658
Benzaldehyde	-	-	88,668
Fenol	-	-	2091,089
Asam pentanoate	-	-	137,436
o-Cresol	-	-	58,373
m-Cresol	-	-	356,150
p-Cresol	-	-	171,425
Guaiacol	-	-	181,031
Pyrocatechol	-	-	159,603
1,2-benzendiol	-	-	256,399
Catchol	-	-	149,256
Eugenol	-	-	100,490
Syringol	-	-	101,229
Fenol, 2,6-dimethoxy	-	-	240,143
H ₂ O	-	-	1833,951
C (Char)	-	-	15945,461
CO ₂	-	-	5586,394
CO	-	-	2138,642
H ₂	-	-	388,974
H ₂ O	-	-	6119,028
CH ₄	-	-	1322,553
Subtotal	40823,818	16971,394	
Total	57795,212		57795,212

3.4.6 Neraca Massa Cyclone (CY-01)

Tabel 3. 25 Neraca Massa di CY-01

Komponen	Input	Output	
	Arus 10	Arus 12	Arus 11
N ₂	16971,394	16971,394	-
Asam asetat	1248,742	1248,742	-
1-octane	92,363	92,363	-
2-propanone, 1-hydroxy	122,658	122,658	-
Benzaldehyde	88,668	88,668	-
Fenol	2091,089	2091,089	-
Asam pentanoate	137,436	137,436	-
o-Cresol	58,373	58,373	-

m-Cresol	356,150	356,150	-
p-Cresol	171,425	171,425	-
Guaiacol	181,031	181,031	-
Pyrocatechol	159,603	159,603	-
1,2-benzendiol	256,399	256,399	-
Catchol	149,256	149,256	-
Eugenol	100,490	100,490	-
Syringol	101,229	101,229	-
Fenol, 2,6-dimethoxy	240,143	240,143	-
C (Char)	15945,461	-	15945,461
CO ₂	5586,394	5586,394	-
CO	2138,642	2138,642	-
H ₂	388,974	388,974	-
H ₂ O	9886,739	9886,739	-
CH ₄	1322,553	1322,553	-
Subtotal		41849,751	15945,461
Total	57795,212	57795,212	

3.4.7 Neraca Massa Cooler 1

Tabel 3. 26 Neraca Massa Cooler 01

Komponen	Input	Output
	Arus 12	Arus 13
N ₂	16971,394	16971,394
Asam asetat	1248,742	1248,742
1-octane	92,363	92,363
2-propanone, 1-hydroxy	122,658	122,658
Benzaldehyde	88,668	88,668
Fenol	2091,089	2091,089
Asam pentanoate	137,436	137,436
o-Cresol	58,373	58,373
m-Cresol	356,150	356,150
p-Cresol	171,425	171,425
Guaiacol	181,031	181,031
Pyrocatechol	159,603	159,603
1,2-benzendiol	256,399	256,399
Catchol	149,256	149,256
Eugenol	100,490	100,490

Syringol	101,229	101,229
Fenol, 2,6-dimethoxy	240,143	240,143
CO ₂	5586,394	5586,394
CO	2138,642	2138,642
H ₂	388,974	388,974
H ₂ O	9886,739	9886,739
CH ₄	1322,553	1322,553
Total	41849,751	41849,751

3.4.8 Neraca Massa Kondenser (CDP)

Tabel 3. 27 Neraca Massa di CDP

Komponen	Input	Output
	Arus 13	Arus 15
N ₂	16971,394	16971,394
Asam asetat	1248,742	1248,742
1-octane	92,363	92,363
2-propanone, 1-hydroxy	122,658	122,658
Benzaldehde	88,668	88,668
Fenol	2091,089	2091,089
Asam pentanoate	137,436	137,436
o-Cresol	58,373	58,373
m-Cresol	356,150	356,150
p-Cresol	171,425	171,425
Guaiacol	181,031	181,031
Pyrocatechol	159,603	159,603
1,2-benzendiol	256,399	256,399
Catchol	149,256	149,256
Eugenol	100,490	100,490
Syringol	101,229	101,229
Fenol, 2,6-dimethoxy	240,143	240,143
CO ₂	5586,394	5586,394
CO	2138,642	2138,642
H ₂	388,974	388,974
H ₂ O	9886,739	9886,739
CH ₄	1322,553	1322,553
Total	41849,751	41849,751

3.4.6 Neraca Massa Flash Drum (V-01)

Tabel 3. 28 Neraca Massa di V-01

Komponen	Input	Output	
	Arus 15	Arus 17	Arus 16
N ₂	16971,394	-	16971,394
Asam asetat	1248,742	1248,742	-
1-octane	92,363	92,363	-
2-propanone, 1-hydroxy	122,658	122,658	-
Benzaldehyde	88,668	88,668	-
Fenol	2091,089	2091,089	-
Asam pentanoate	137,436	137,436	-
o-Cresol	58,373	58,373	-
m-Cresol	356,150	356,150	-
p-Cresol	171,425	171,425	-
Guaiacol	181,031	181,031	-
Pyrocatechol	159,603	159,603	-
1,2-benzendiol	256,399	256,399	-
Catchol	149,256	149,256	-
Eugenol	100,490	100,490	-
Syringol	101,229	101,229	-
Fenol, 2,6-dimethoxy	240,143	240,143	-
CO ₂	5586,394	-	5586,394
CO	2138,642	-	2138,642
H ₂	388,974	-	388,974
H ₂ O	9886,739	9886,739	-
CH ₄	1322,553	-	1322,553
Subtotal	41849,751	15441,794	26407,957
Total		41849,751	

3.4.7 Neraca Massa Dekanter (D-01)

Tabel 3. 29 Neraca Massa D-01

Komponen	Input	Output	
	Arus 17	Arus 18	Arus 19
Asam asetat	1223,767	1223,767	-

1-octane	90,515	90,515	-
2-propanone, 1-hydroxy	120,204	120,204	-
Benzaldehyde	86,895	86,895	-
Fenol	2049,267	-	2049,267
Asam pentanoate	134,687	134,687	-
o-Cresol	57,206	-	57,206
m-Cresol	349,027	-	349,027
p-Cresol	167,996	-	167,996
Guaiacol	177,410	-	177,410
Pyrocatechol	156,410	-	156,410
1,2-benzendiol	251,271	-	251,271
Catchol	146,273	-	146,273
Eugenol	98,481	-	98,481
Syringol	99,205	-	99,205
Fenol, 2,6-dimethoxy	235,340	-	235,340
H ₂ O	9886,739	-	9886,739
Subtotal	15441,794	1689,87	13751,928
Total		15441,794	

3.4.8 Neraca Massa Evaporator (EV-01)

Tabel 3. 30 Neraca Massa EV

Komponen	Input	Output	
	Arus 19	Arus 20	Arus 21
Fenol	2091,267	-	2091,267
o-Cresol	58,206	-	58,206
m-Cresol	356,027	-	356,027
p-Cresol	171,996	-	171,996
Guaiacol	181,410	-	181,410
Pyrocatechol	159,410	-	159,410
1,2-benzendiol	256,271	-	256,271
Catchol	149,273	-	149,273
Eugenol	100,481	-	98,481
Syringol	101,205	-	99,205

Fenol, 2,6-dimethoxy	240,340	-	240,340
H ₂ O	9886,739	4992,49	4894,254
Subtotal	13751,928	4992,49	8759,44
Total		13751,928	

3.4.8 Neraca Massa Evaporator (EV-02)

Tabel 3. 31 Neraca Massa EV

Komponen	Input		Output	
	Arus 21	Arus 20	Arus 22	Arus 23
Fenol	2091,267	-	-	2091,267
o-Cresol	58,206	-	-	58,206
m-Cresol	356,027	-	-	356,027
p-Cresol	171,996	-	-	171,996
Guaiacol	181,410	-	-	181,410
Pyrocatechol	159,410	-	-	159,410
1,2-benzendiol	256,271	-	-	256,271
Catchol	149,273	-	-	149,273
Eugenol	100,481	-	-	98,481
Syringol	101,205	-	-	99,205
Fenol, 2,6-dimethoxy	240,340	-	-	240,340
H ₂ O	4894,254	4992,49	4894,254	-
Subtotal	8759,44	4992,49	4894,254	3865,189
Total	13751,928		13751,928	

3.4.8 Neraca Massa Cooler 2

Tabel 3. 32 Neraca Massa Cooler-02

Komponen	Input	Output
	Arus 23	Arus 24
Fenol	2091,267	2091,267
o-Cresol	58,206	58,206

m-Cresol	356,027	356,027
p-Cresol	171,996	171,996
Guaiacol	181,410	181,410
Pyrocatechol	159,410	159,410
1,2-benzendiol	256,271	256,271
Catchol	149,273	149,273
Eugenol	100,481	98,481
Syringol	101,205	99,205
Fenol, 2,6-dimethoxy	240,340	240,340
H ₂ O	-	-
Total	3865,189	3865,189

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Reaktor

Tabel 3. 33 Neraca Panas Reaktor

Arus	Input	Output
Q 1	135624639,99	-
Q 2	1962783,74	-
Q 3	-	34454094,36
Q Pemanas	-	103133329,38
Total	137587423,73	137587423,73

3.5.2 Neraca Panas Dryer

Tabel 3. 34 Neraca Panas Dryer

Arus	Input	Output
Padatan	16.295,52	663.777,81
Udara	1.830.380,67	1.182.897,82
Total	1.846.676,19	1.846.676,19

3.5.3 Neraca Panas Cooler

Tabel 3. 35 Neraca Panas Cooler

Arus	CL-01		CL-02	
	Input	Output	Input	Input
Arus Masuk	20001578,12	-	6691308	-
Arus Keluar	-	65016115,59	-	861898,37
Q Pendingin	-	13499964,54	-	5829409,95
Total	20001578,14	20001578,14	6691308,32	6691308,32

3.5.4 Neraca Panas Kondensor

Tabel 3. 36 Neraca Panas Kondensor

Arus	Input	Output
Arus Q 1	25759665,43	-
Arus Q 2	3930761	4569114,69
Arus Q 3	-	4569114,69
Subtotal	29690427,32	-
Q Pendingin	-	25121312,64
Total	29690427,32	29690427,32

3.5.5 Neraca Panas Evaporator

Tabel 3. 37 Neraca Panas Evaporator

Arus	Input	Output
Arus masuk liq	1025391,42	-
Arus keluar gas	-	6479655,126
Arus keluar liq	-	15014401,9
Hv	-	100024740,7
Hs masuk	156533666,6	-
Hs Keluar	-	36040260,31
Total	157559058	157559058

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik menjadi salah satu aspek penting dalam pembangunan maupun oprasi suatu pabrik kimia. Lokasi pabrik mempengaruhi secara langsung terhadap keberlangsungan proses pabrik yang meliputi keberhasilan dan kelancaran produksi pabrik. Adapun beberapa pertimbangan untuk pemilihan lokasi pabrik ini antara lain yaitu, ketersediaan bahan baku, pemasaran, kondisi lingkungan, utilitas, tenaga kerja, dan harga tanah atau bangunan murah. Berdasarkan faktor tersebut, dan dibutuhkannya ketersediaan bahan baku yang sangat besar untuk pabrik fenol dari tandan kosong kelapa sawit ini, maka pabrik ini direncanakan akan dibangun di daerah Bangkinang, Kabupaten Kampar, Riau. **Gambar 4.1** Berikut merupakan lokasi yang dipilih sebagai pabrik fenol yang didapatkan dari *Google Earth 2023*.



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik google earth

Pertimbangan pemilihan Riau, di pulau sumatra sebagai lokasi pendirian pabrik didasarkan pada beberapa aspek yaitu sebagai berikut :

4.1.1 Faktor Primer

- a. ketersediaan bahan baku

Pemilihan lokasi pabrik harus mempertimbangkan lokasi bahan baku yang digunakan, yang mana bahan baku merupakan faktor utama dalam penentuan lokasi pabrik ini. Lokasi pabrik harus berdekatan dengan lokasi sumber bahan baku utama khususnya maupun bahan baku samping. Pabrik fenol ini menggunakan proses pirolisis dimana bahan baku yang digunakan adalah tandan kosong kelapa sawit, bahan baku yang digunakan didapatkan dari pabrik-pabrik pengolahan kelapa sawit yang berada di sekitar lokasi, sehingga pastinya akan memudahkan proses produksi. Selain itu jika terjadi kekurangan bahan baku, tandan kosong kelapa sawit juga dipasok dari luar provinsi seperti Aceh, dan kabupaten sekitar, khususnya di pulau sumatra.

Dari perhitungan kebutuhan TKKS untuk memproduksi fenol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun adalah sebesar : 341.000 ton/tahun. Menurut Direktorat Jendral Perkebunan, 2021 Luas lahan kelapa sawit di Provinsi Riau adalah sebesar 2.741.621 Ha dengan produksi kelapa sawit sebesar 4.144.215 ton dan menurut Dinas Perkebunan Riau, 2021 Produksi kelapa sawit di Kabupaten Kampar adalah sebesar 550.754 ton, sehingga untuk kebutuhan bahan baku pabrik fenol dari tandan kosong kelapa sawit kapasitas 30.000 ton/tahun, bahan baku sudah terpenuhi. Pada proses pembuatan fenol dari TKKS dibutuhkan senyawa lignin dari buah segar kelapa sawit untuk menghasilkan fenol, menurut Azmi,1990 kandungan lignin dari TKKS adalah sebesar 22 persen, sehingga dari 1 ton TKKS akan menghasilkan 220 kg lignin, dari ketersediaan TKKS di Kabupaten Kampar adalah sebesar 550.754 ton/tahun 2021 maka akan didapatkan lignin sebesar 121.165 ton/tahun 2021 dan dari kebutuhan TKKS yang digunakan yaitu sebesar 341.000 ton/tahun, maka lignin yang akan didapatkan sebesar 75.020 ton/tahun.

b. Pemasaran produk

Pemasaran produk adalah salah satu yang mempengaruhi kelayakan proses dan menjamin keberlangsungan pabrik. Lokasi pabrik juga harus berdekatan dengan konsumen, dimana dekatnya konsumen dan lokasi pabrik pastinya akan

lebih memudahkan untuk distribusi produk dan pemasaran produk. Dengan pemasaran atau 'marketing' yang baik dan tepat pasti akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan pabrik.

Fenol merupakan produk yang luas pemanfaatannya dan banyak dibutuhkan banyak sektor industri, khususnya plastik, farmasi, zat warna DLL. dari segi pemasaran lokasi pabrik yang berdekatan dengan dengan kota-kota besar seperti Medan dan Aceh serta lokasi yang dekat dengan Jalan Lintas Sumatra akan menjadi keuntungan baik dalam hal pemasaran dan pendistribusian produk.

c. Transportasi

Lokasi pabrik Fenol ditetapkan di sumatra dengan pertimbangan infrastruktur yaitu dekatnya jarak antara lokasi pabrik dengan penyedia bahan baku, serta jalur transportasi darat di wilayah Kampar. akan didukung oleh pembangunan proyek tol Trans Sumatra, khususnya ruas tol Padang-Pekanbaru yang diestimasikan dapat beroperasi pada tahun 2025. Tidak hanya transportasi darat, transportasi laut pun harus menjadi tolak ukur dalam pemilihan lokasi pabrik ini. Akses transportasi laut akan didukung oleh keberadaan Pelabuhan Dumai dan Pelabuhan Tanjung Buton. Dari aspek tersebut lokasi pabrik di daerah Kampar sangat memadai karena dikelilingi sarana transportasi darat maupun laut.

d. Utilitas

Kebutuhan utilitas sangatlah penting dalam keberlangsungan proses produksi, lokasi pabrik yang dipilih harus memiliki utilitas yang memadai dari segala aspek, baik dari sumber air, sumber listrik, dan bahan bakar. Kebutuhan air sebagai air proses, air sanitasi dan air umpan HE dapat disuplai dari sungai, dimana air sungai didapatkan dari sungai kampar yang berdekatan dengan lokasi pabrik, bahan bakar yang digunakan adalah solar, dan kebutuhan listrik bersumber dari PLN.

e. Tenaga kerja

Lokasi pabrik yang dipilih haruslah bisa membantu masyarakat sekitar,

khususnya tenaga kerja. Baik sumber daya manusia yang memiliki skill (seperti operator, engineer, dll) maupun sumber daya manusia non skill (seperti satpam, buruh, cleaning service). Untuk mendirikan suatu pabrik, tenaga kerja merupakan modal utamanya, sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan merupakan tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah, dan sebagian besar sarjana. Sumatera banyak memiliki banyak lembaga pendidikan yang berfokus pada industri kelapa sawit, dimana dengan adanya lembaga pendidikan yang berfokus pada industri kelapa sawit diharapkan dapat meningkatkan potensi dari tenaga kerja ahli maupun non ahli dari segi kualitas dan kuantitasnya.

4.1.2 Faktor Sekunder

Faktor sekunder merupakan faktor yang tidak langsung berperan dalam operasional pabrik, namun tetap berpengaruh dalam kelancaran operasional pabrik. Faktor-faktor diantaranya adalah sebagai berikut ;

a. Perluasan pabrik

Adanya perluasan atau ekspansi pabrik dalam kurun waktu 10 sampai 20 tahun kedepan akan menjadi faktor yang dipertimbangkan. Pada daerah lokasi pabrik, harga tanah dan bangunan masih terjangkau serta masih tersedia untuk perluasan pabrik dan pengolahan limbah. Rencana perluasan perlu dilakukan agar tidak kesulitan mencari lahan perluasan, dan di lokasi ini lahan masih sangat luas maka untuk perluasan di masa yang akan datang tidak akan kesulitan.

b. Peraturan Pemerintah

Pemerintah Riau, khususnya di tahun 2021 menyampaikan bahwa 'komitmen pemerintah Riau untuk mengembangkan sektor industri' inspektorat daerah 2021. Dari pernyataan pemerintah tersebut pastinya daerah Riau terbuka terhadap para investor, bukan hanya pada investor lama pastinya investor baru pun akan diberikan kemudahan dalam proses perizinan, pajak dan hal-hal lain yang berkaitan dengan pendirian serta pengoperasian pabrik.

c. Masyarakat

Pembangunan pabrik di lokasi dirasa akan mendapatkan dukungan dari masyarakat karena terbukanya lapangan pekerjaan untuk masyarakat daerah. dan juga pastinya UMKM di daerah setempat akan berjalan dengan baik dan secara tidak langsung, pendirian pabrik akan berpengaruh pada pertumbuhan dan perkembangan ekonomi daerah. Lokasi pabrik juga berada di daerah yang tidak dekat dengan penduduk, walaupun tidak dekat dengan penduduk, pabrik akan tetap mengutamakan keselamatan dan keamanan bagi masyarakat sehingga tidak perlu khawatir terhadap dampak yang akan terjadi.

d. Iklim

Kabupaten Kampar terletak di Provinsi Riau yang berbatasan dengan Kota Pekanbaru, Kabupaten Siak, Kabupaten Rokan Hulu, dan kabupaten atau kota lain di sekitar. Secara geografis, Kabupaten Kampar berada pada posisi yang strategis, yang dilalui jalur lintas Riau-Sumatra Barat dan proyek Tol Trans Sumatra. Kabupaten Kampar umumnya beriklim tropis dengan suhu rata-rata 26 °C, dari yang paling rendah 20 °C sampai paling tinggi 35 °C sepanjang tahun.bps 2023. Dari data yang didapatkan maka dibutuhkan perencanaan yang tepat dalam mengukur segala sesuatu yang akan menjadi risiko di masa depan.

4.2 Tata Letak Pabrik

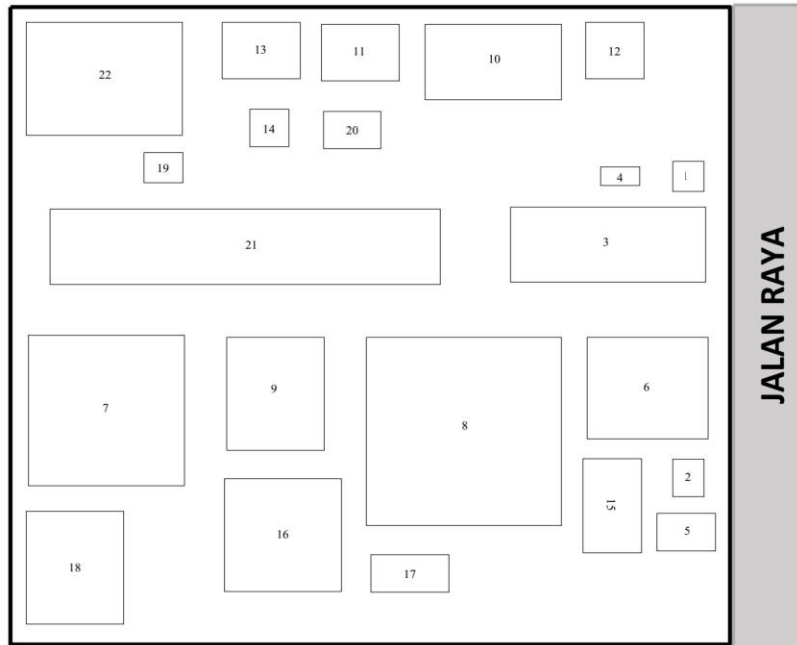
Tata letak pabrik menjadi salah satu aspek penting dalam pembangunan pabrik kimia. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik harus dipikirkan dan dipersiapkan. Tata letak pabrik mengatur letak dan posisi dari alat proses, tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, letak unit utilitas serta sarana lainnya, secara umum tujuan perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mendapatkan kombinasi yang optimal antara fasilitas-fasilitas produksi.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

1. Letak masing-masing bangunan yang tepat, sehingga penggunaan ruang

yang efektif dan ekonomis, agar dapat memberikan kenyamanan dan keamanan akses bagi tenaga kerja.

2. Susunan tata letak pabrik harus memungkinkan adanya distribusi bahan-bahan dengan baik, cepat, dan efisien.
3. Susunan tata letak alat dilakukan sesuai dengan urutan proses produksi, sehingga dapat mendukung efisiensi secara teknis dan ekonomis.
4. Tata letak pabrik harus mempertimbangkan faktor maintenance yang memberikan ruang yang cukup dalam pembongkaran serta penambahan alat bantu terutama saat dilakukan turn around pabrik.
5. Peletakan peralatan pabrik, terutama alat-alat besar yang beresiko tinggi diberi jarak yang cukup sehingga memudahkan proses penanggulangan jika terjadi kecelakaan kerja maupun kebakaran.
6. Bangunan yang mencakup luas area bangunan, kondisi bangunan, dan konstruksi yang memenuhi syarat
7. Adanya servis area seperti tempat parkir dan kantin yang tidak terlalu jauh dari tempat kerja, masjid dan gedung pertemuan serta gedung olahraga yang dapat dimanfaatkan oleh umum



Gambar 4. 2 Layout Pabrik Skala 1 : 1000

Berikut merupakan perincian penggunaan area lahan pabrik, dapat dilihat pada Tabel 4.1 berikut ;

Tabel 4. 1 Rincian penggunaan area pabrik

No	Nama Bangunan	Keterangan		Luas Tanah (m ²)	Keterangan		Luas Bangunan (m ²)
		P (m)	L (m)		P (m)	L (m)	
1	Pos Kemamanan	8	8	64	6	6	36
2	Stasiun penimbangan	8	10	80	7	9	63
3	Parkiran Karyawan	50	20	1000	-	-	0
4	Pariran Tamu	10	5	50	-	-	0

5	Parkiran Truk	15	10	150	0	0	0
6	Gudang Bahan Baku	31	27	837	31	27	837
7	Utilitas	40	40	1600	37	37	1369
8	Area Produksi Unit	50	50	2500	48	48	2034
9	Area Penyimpanan Produk	25	30	750	20	25	500
10	Kantor Utama	35	20	700	30	18	540
11	Laboratorium	20	15	300	15	12	180
12	Kantin	15	15	225	10	10	100
13	Mesjid	20	15	300	15	10	150
14	Klinik	10	10	100	10	10	100
15	Bengkel	25	15	375	20	15	300
16	Gudang Peralatan	30	30	900	26	26	676
17	Unit Pemadam Kebakaran	20	10	200	15	10	150
18	Unit Pengolahan Limbah	25	30	750	20	28	560
19	Control Room	10	8	80	8	8	64
20	Kantor Produksi dan Proses	15	15	225	12	10	120
21	Taman	100	20	2000	-	-	0
22	Area Perluasan	40	30	1200	-	-	0
Total Luas Tanah				14386	Bangunan		8049

4.3 Tata Letak Proses

Pengaturan tata letak alat proses bertujuan agar proses produksi yang berjalan dalam pabrik berjalan secara aman dan efisien. Terdapat beberapa faktor

yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak alat-alat proses antara lain adalah:

1. Keamanan dan Keselamatan

Alat-alat proses dikelompokkan dalam unit-unit proses sehingga akan mempermudah selama proses sekaligus jika terjadi kecelakaan pada suatu alat maka tidak akan merambat ke alat lain. Alat-alat yang memiliki risiko tinggi diberikan jarak yang cukup sehingga aman dan mempermudah evakuasi jika terjadi kecelakaan.

2. Ekonomi

Pemilihan tata letak alat-alat proses harus dilakukan dengan efisien untuk memberikan biaya konstruksi dan operasi yang minimum. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan sistem pemipaan yang terpendek dan memerlukan bahan konstruksi paling sedikit.

3. Kebutuhan Proses

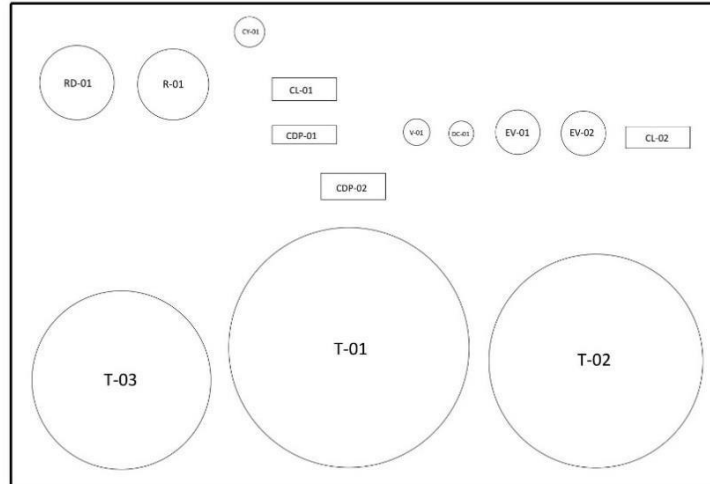
Pemilihan tata letak alat-alat proses harus memberikan ruangan yang cukup bagi masing-masing alat agar dapat beroperasi dengan baik.

4. Kemudahan dalam Pemeliharaan

Pemilihan tata letak alat-alat proses harus memperhatikan ruang untuk perawatan dan pemeliharaan.

5. Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Tata letak pabrik harus mempertimbangkan kemungkinan penambahan unit sehingga susunan pabrik dilakukan dengan memperhatikan kemungkinan adanya perluasan.



Gambar 4. 3 Layout alat skala 1 : 1000

4.4 Organisasi Perusahaan

Organisasi merupakan hal yang penting dalam berdiri dan keberlangsungannya suatu perusahaan. Organisasi yang baik akan meningkatkan efektivitas kemampuan perusahaan dalam memproduksi dan mendistribusikan produk yang dihasilkan. Organisasi dalam perusahaan juga dibutuhkan agar terjalannya komunikasi dan kolaborasi yang baik antar karyawan maupun tim sehingga dapat menyelesaikan atau memecahkan masalah-masalah yang ada, serta dapat melakukan yang terbaik untuk mencapai tujuan perusahaan.

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Fenol direncanakan akan didirikan dengan spesifikasi sebagai berikut :

Bentuk : Perseroan Terbatas PT

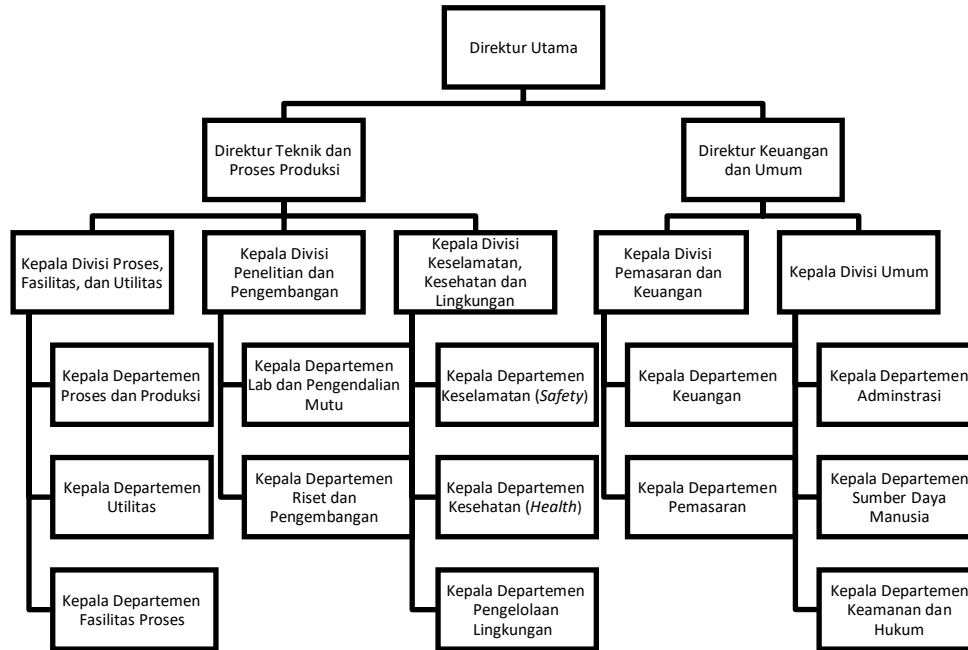
Lapangan usaha : Industri Fenol

Lokasi Perusahaan : Riau

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas pada pendirian perusahaan ini dipertimbangkan atas latarbelakang diantaranya adalah :

1. Modal lebih mudah didapatkan dengan cara penjualan saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemilik perusahaan perseroan bersifat terbatas, sehingga kelancaran produksi dipegang oleh pimpinan perusahaan saja.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak bergantung dengan berhentinya pemegang saham, direksi dan staff perusahaan.
4. Sistem manajemen yang lebih efisien.

4.4.2 Struktur Organisasi



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi

a. Pemegang saham

Perseroan terbatas pastinya dimiliki oleh para pemegang saham, pemegang saham adalah sekelompok orang yang menanamkan modal ke perusahaan untuk

pendirian dan operasional perusahaan. Kekuasaan tertinggi dalam perusahaan dalam bentuk Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Agenda dalam RUPS antara lain:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris ataupun direktur.
2. Mengesahkan hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi perusahaan.
3. Persetujuan terkait pelaporan, perubahan anggaran, serta rencana perusahaan kedepannya.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan perwakilan dari pemilik saham atau pelaksana tugas dari pemegang saham, sehingga dewan komisaris bertanggung jawab secara langsung kepada pemegang saham. Tugas dan wewenang dari dewan komisaris sebagai berikut.

1. Memberi pengawasan, evaluasi, dan persetujuan terkait kebijakan umum, target perusahaan, alokasi dana, dan target pemasaran yang disusun oleh Direksi.
2. Melakukan pengawasan terkait pelaksanaan tugas Direksi.
3. Membantu Direksi dalam melaksanakan tugas-tugas penting.

c. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama membawahi direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan administrasi. Tugas direktur utama antara lain :

1. Memimpin dan bertanggung jawab atas kelancaran kegiatan, perkembangan perusahaan
2. Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris
3. Menetapkan kebijaksanaan peraturan dan tata tertib perusahaan

d. Staf Ahli

Staf ahli yang terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya, baik yang berhubungan dengan urusan proses, keteknikan

maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Staff ahli tersebut; ahli Teknik engineer, ahli proses, ahli ekonomi dan ahli hukum. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi :

1. Staf ahli memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Dalam bidang ekonomi dan teknik, Staf ahli akan mengadakan evaluasi dibidang teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Dalam bidang hukum, staf ahli akan Memberikan saran-saran terkait hukum yang ada.

e. Direktur

Direktur merupakan pemimpin pelaksanaan kegiatan perusahaan yang dibawah oleh direktur utama. Direktur Utama dibantu oleh 3 orang Direktur dalam pelaksanaan operasional pabrik.

I. Direktur Teknik dan Proses Produksi

Direktur Teknik dan Proses Produksi memiliki tugas untuk memimpin seluruh jalannya kegiatan perusahaan pada bidang teknik atau permasalahan alat, produksi dan operasi, penelitian dan pengembangan, serta kesehatan dan keselamatan kerja.

II. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan bertanggung jawab dan mengkoordinasi semua jalan kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan bidang keuangan, perencanaan dan pengendalian keuangan serta bertanggung jawab dalam memimpin tugas seluruh jalannya kegiatan perusahaan pada bidang administrasi, kebijakan perusahaan, pengembangan sumber daya manusia, hukum, serta keamanan dan hubungan ke arah luar perusahaan.

f. Kepala Divisi

Kepala divisi bertanggung jawab untuk mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam masing-masing bidangnya, yang masing-masing divisi sudah

dibawahi secara langsung oleh direkturnya.

1) Kepala Divisi Proses, Fasilitas dan Utilitas

Kepala Divisi Proses dan Utilitas adalah kepala divisi yang berada di bawah garis kekuasaan Direktur Proses Produksi. Kepala divisi ini memiliki tugas untuk mengkoordinasi seluruh kegiatan pabrik di bidang proses produksi dan utilitas. Kepala divisi ini membawahi 3 kepala bagian, yaitu:

- Kepala Departemen Proses Produksi

Departemen proses produksi bertanggung jawab dalam mengawasi seluruh jalannya kegiatan operasional pabrik di bidang proses produksi. Departemen ini juga bertugas untuk melakukan tindakan seperlunya jika terdapat peralatan yang rusak sebelum diserahkan kepada bagian yang ahlinya.

Bawahan : Process Engineer (12 orang), Kepala Shift (4 orang), dan Operator (30 orang)

- Kepala Departemen Utilitas

Departemen Utilitas bertugas untuk memimpin dan mengatur kegiatan pabrik dalam bidang utilitas, khususnya ketersediaan bahan penunjang yang diperlukan untuk menjalankan seluruh operasional pabrik baik itu kebutuhan listrik, penyedia air, bahan bakar, steam, atau udara.

Bawahan : Process Engineer (10 orang), Kepala Shift (3 orang), dan Operator (15 orang)

- Kepala Departemen Fasilitas Proses

Departemen Fasilitas Proses bertanggung jawab dan berkoordinator dalam lingkup pemeliharaan dan perbaikan alat, bengkel, pengadaan suku cadang pada peralatan yang digunakan, serta fasilitas penunjang proses produksi pada pabrik,

Bawahan : Kepala Shift (4 orang) dan teknisi (15 orang)

2) Kepala Divisi Penelitian dan Pengembangan

Kepala Divisi Penelitian dan Pengembangan merupakan kepala divisi yang berada di bawah garis kekuasaan Direktur Proses Produksi. Kepala Divisi ini

bertanggung jawab untuk mengkoordinasi seluruh kegiatan pabrik di bidang pengembangan perusahaan dan pengawasan mutu. Divisi ini membawahi 2 kepala bagian, yaitu:

- Kepala Departemen Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Kepala Departemen Laboratorium dan Pengendalian Mutu bertanggungjawab dalam tugas di lingkup pemantauan mutu bahan baku dan hasil produksi serta pengawasan terhadap pengolahan limbah pabrik.

Bawahan : Staf (4 orang)

- Kepala Departemen Penelitian dan Pengembangan

Kepala Departemen Penelitian dan Pengembangan bertanggung jawab di lingkup peningkatan kualitas maupun kuantitas produk, serta efisiensi proses produksi.

Bawahan : Staf (5 orang)

3) Kepala Divisi Keselamatan, Kesehatan, dan Lingkungan

Kepala Divisi Keselamatan, Kesehatan, dan Lingkungan adalah kepala divisi yang berada di bawah garis kekuasaan Direktur Proses Produksi. Kepala Divisi bertanggungjawab untuk mengkoordinasi seluruh kegiatan pabrik di bidang pengaturan, pelaksanaan, dan pemantauan keselamatan karyawan, kesehatan karyawan, dan pengolahan lingkungan.

Kepala Divisi ini membawahi 3 kepala bagian, yaitu:

- Kepala Departemen Keselamatan (Safety)

Kepala Bagian Safety bertanggung jawab dalam tugas di lingkup penyusunan, pengawasan, dan evaluasi aturan keselamatan kerja di area pabrik, serta penanggulangan resiko kecelakaan kerja ataupun alat.

Bawahan : Staf (5 orang)

- Kepala Departemen Kesehatan (Health)

Kepala Departemen Kesehatan kerja bertanggung jawab dalam tugas di lingkup kesehatan pekerja, memberi pertolongan pertama saat terjadi

kecelakaan di area pabrik.

Bawahan : Dokter (2 orang), Personil Kesehatan (4 orang)

- Kepala Departemen Pengelola Lingkungan

Kepala Departemen Pengelola Lingkungan bertanggungjawab dalam lingkup pelaksanaan dan pengaturan aktivitas yang berkaitan dengan lingkungan, terutama limbah dan emisi gas buangan pabrik, contohnya melakukan pengecekan berkala terhadap emisi gas buang.

Bawahan : Staf (5 orang)

4) Kepala Divisi Keuangan dan Pemasaran

Kepala Divisi Keuangan dan Pemasaran Perusahaan adalah kepala divisi yang berada di bawah garis kekuasaan Direktur Keuangan dan Umum. Kepala Divisi ini memiliki tugas untuk mengkoordinasi seluruh kegiatan perusahaan di bidang administrasi keuangan, perpajakan, lalu lintas keuangan perusahaan dan pemasaran. Kepala Divisi ini membawahi 2 Kepala Bagian, yaitu:

- Kepala Departemen Keuangan

Kepala Departemen Keuangan bertanggungjawab di lingkup pembukuan, pemeriksaan, perencanaan, pengendalian, pengawasan, dan evaluasi anggaran perusahaan.

Bawahan : Staf (4 orang)

- Kepala Departemen Pemasaran

Kepala departemen pemasaran ini bertanggungjawab untuk mengkoordinasi seluruh kegiatan perusahaan di bidang pengadaan bahan baku serta pemasaran atau distribusi hasil produk dari gudang penyimpanan pabrik.

5) Kepala Divisi Umum

Kepala Divisi Umum adalah kepala divisi yang berada di bawah garis kekuasaan Direktur Umum. Kepala Divisi ini memiliki tugas untuk mengkoordinasi seluruh kegiatan perusahaan di bidang hukum dan keamanan, adminitrasi, dan pengembangan SDM. Kepala Divisi ini membawahi 3 kepala

bagian yaitu:

- Kepala Departemen Administrasi

Kepala Departemen Administrasi bertanggungjawab di lingkup administrasi perusahaan terkait pengarsipan data, agenda kantor, dan sebagainya.

Bawahan : Staf (4 orang)

- Kepala Departemen Pengembangan Sumber Daya Manusia

Kepala Departemen Pengembangan Sumber Daya Manusia bertanggungjawab di lingkup pengelolaan sumber daya manusia, serta penjaminan kesejahteraan karyawan. Bawahan : Staf (5 orang)

- Kepala Departemen Hukum dan Keamanan

Kepala Departemen Hukum dan Keamanan bertanggungjawab dalam memimpin dan memantau langsung keamanan internal dan eksternal perusahaan, serta pengurusan keperluan hukum perusahaan, peraturan dan semua urusan terkait hukum.

Bawahan : Konsultan Hukum (1 orang), Staf (4 orang),

Staf Pengamanan (8 orang)

4.4.3 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Fenol dari TKKS beroperasi 24 jam dalam sehari, selama 330 hari setahun, sedangkan sisa waktunya digunakan untuk pemeliharaan dan perbaikan alat serta fasilitas pabrik. Berdasarkan waktu kerjanya, jam kerja karyawan dibagi menjadi 2 jenis, yaitu:

a. Karyawan non-shift

Karyawan non-shift adalah karyawan yang tidak berhubungan secara langsung dengan proses produksi atau karyawan yang bekerja di kantor. Karyawan yang termasuk dalam non shift ini terdiri dari Direktur, Kepala Divisi, Kepala departemen, dan karyawan bidang administrasi. Dalam 1 minggu, karyawan non-shift bekerja selama 5 hari dari pukul 08.00-17.00 WIB dengan waktu istirahat

selama 1 jam dari pukul 12.00-13.00 WIB.

Senin – Kamis ; 08.00 – 17.00 (istirahat 12.00 - 13.00 WIB)

Jum'at ; 08.00 – 16.30 (istirahat 11.30 - 13.00 WIB)

b. Karyawan shift

Karyawan shift merupakan karyawan yang terlibat secara langsung dengan proses produksi. Karyawan ini terdiri dari kepala seksi dan operator produksi. Sistem shift karyawan ini dibagi menjadi 4 kelompok yaitu 3 kelompok bekerja dan 1 kelompok libur. Hari libur nasional akan dianggap sebagai hari lembur bagi kelompok yang sedang bertugas. Kerja lembur dapat diberlakukan apabila ada keperluan mendesak atas persetujuan dari Kepala Divisi. Pembagian shift karyawan dapat dilihat pada **Tabel 4.2**

i. Shift pagi (P) : pukul 08.00-16.00 WIB

ii. Shift sore (S) : pukul 16:00-24:00 WIB

iii. Shift malam (M) : pukul 24:00-08:00 WIB

iv. Shift libur (L)

Tabel 4. 2 Pembagia Shift Karyawan

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

4.4.4 Catatan

1. Cuti Tahunan

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

2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (non shift), hari libur nasional tidak masuk kerja.

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

3. Kerja Lembur (*Overtime*)

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

4. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya

4.4.5 Pengelola Jabatan

Tabel 4. 3 Pengelola jabatan dan jumlah karyawan

Jabatan	Jumlah	Pendidikan
Direktur Utama	1	S2 Teknik Kimia
Direktur Teknik dan Proses Produksi	1	Min. S1 Teknik Kimia
Direktur Keuangan dan Umum	1	Min. S1 Ekonomi
Kepala Divisi Proses, Fasilitas, dan Utilitas	1	S1 Teknik Kimia
Kepala Departemen Proses dan Produksi	1	S1 Teknik Kimia
Karyawan Departemen Proses dan Produksi	12	S1/D4 Teknik Kimia/SMK
Kepala Departemen Utilitas	1	S1 Teknik Kimia
Karyawan Departemen Utilitas	10	S1 Teknik Kimia/ D3 S1 Teknik Kimia
Kepala Departemen Fasilitas Proses	1	S1 Teknik Kimia / Teknik Mesin
Karyawan Departemen Fasilitas Proses	15	S1 Teknik Kimia / Teknik Mesin / Elektro

Kepala Divisi Penelitian dan Pengembangan	1	S1 Teknik Kimia / Kimia murni
Kepala Departemen Lab dan Pengendalian Mutu	3	S1 Teknik Kimia / Kimia murni
Kepala Departemen Riset dan Pengembangan	1	S1 Teknik Kimia
Karyawan Departemen Riset dan Pengembangan	5	S1 Teknik Kimia / D3 Teknik Kimia
Kepala Divisi Keselamatan, Kesehatan, dan Lingkungan	1	S1 Teknik Industri / Teknik Kimia
Kepala Departemen Keselamatan	1	S1 Teknik Kimia / D3 Teknik Kimia
Karyawan Departemen Keselamatan	5	S1 Teknik Kimia / D3 Teknik Kimia
Kepala Departemen Kesehatan	1	S1 Kedokteran
Karyawan Departemen Kesehatan	4	Perawat
Kepala Departemen Pengelolaan Lingkungan	1	S1 Teknik Kimia / Teknik Lingkungan
Karyawan Departemen Pengelolaan Lingkungan	5	S1 Teknik Kimia / Lingkungan
		D3 Teknik Kimia /Lingkungan
Kepala Divisi Pemasaram dan Keuangan	1	S1 Ekonomi / Akuntansi
Kepala Departemen Keuangan	1	S1 Akuntansi
Karyawan Departemen Keuangan	4	Min D3 Ekonomi / Akuntansi

Kepala Departemen Pemasaran	1	S1 Manajemen /Marketing
Karyawan Departemen Pemasaran	4	Min. D3 Manajemen / Marketing
Kepala Divisi Umum	1	S1 Hukum
Kepala Departemen Administrasi	1	S1 Administrasi
Karyawan Departemen Administrasi	4	Min. D3 Semua Jurusan
Kepala Departemen Sumberdaya Manusia	1	S1 Teknik Industri / Psikologi
Karyawan Departemen Sumberdaya Manusia	5	S1 Teknik Industri / Psikologi
Kepala Departemen Keamanan dan Hukum	1	S1 Hukum
Karyawan Departemen Keamanan dan Hukum	3	S1 Hukum
Operator	45	D3 Teknik Kimia / SMK
Kepala Petugas Keamanan	1	SMA / SMK
Petugas Keamanan	8	SMA / SMK / penduduk local
Petugas Pemadam	3	-
Petugas Kebersihan	12	SMA / SMK
Jumlah	174	

Sistem Gaji Karyawan

- Gaji harian, merupakan gaji yang diperuntukan bagi karyawan tidak tetap atau buruh harian
- Gaji Bulanan, merupakan gaji yang diperuntukan bagi karyawan tetap
- Gaji Lembur, merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja normal.

Tabel 4. 4 Daftar Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji (orang /bulan)	Total Gaji (Rp/bulan)	Total Gaji (Rp/Tahun)
Direktur Utama	1	Rp50,000,000.00	Rp50,000,000.00	Rp600,000,000.00
Direktur	2	Rp35,000,000.00	Rp70,000,000.00	Rp840,000,000.00
Kepala Divisi	5	Rp25,000,000.00	Rp125,000,000.00	Rp1,500,000,000.00
Kepala Departemen	13	Rp15,000,000.00	Rp195,000,000.00	Rp2,340,000,000.00
<i>Engineer</i>	22	Rp11,500,000.00	Rp253,000,000.00	Rp3,036,000,000.00
Teknisi	15	Rp10,000,000.00	Rp150,000,000.00	Rp1,800,000,000.00
Karyawan	42	Rp8,000,000.00	Rp336,000,000.00	Rp4,032,000,000.00
Operator	45	Rp8,000,000.00	Rp360,000,000.00	Rp4,320,000,000.00
Dokter	1	Rp10,000,000.00	Rp10,000,000.00	Rp120,000,000.00
Petugas Pemadam	4	Rp4,500,000.00	Rp18,000,000.00	Rp216,000,000.00
Sopir	6	Rp5,000,000.00	Rp30,000,000.00	Rp360,000,000.00
Petugas Keamanan	8	Rp4,000,000.00	Rp32,000,000.00	Rp384,000,000.00
Tenaga Kebersihan	12	Rp3,200,000.00	Rp38,400,000.00	Rp460,800,000.00

Total	Rp1,629,000,000.00	Rp19,548,000,000.00
	\$ 106,08	\$ 1,277,905

Dari hasil perhitungan di atas, didapatkan jumlah gaji karyawan secara menyeluruh per tahun sebesar Rp19,548,000,000.00

4.4.5 Fasilitas Karyawan

Pemberian fasilitas kepada karyawan bertujuan untuk mendukung produktifitas kinerja dan memberikan rasa nyaman dan aman kepada para karyawan pabrik ini.

a. Tunjangan

Ketentuan tunjangan yang berlaku di perusahaan adalah sebagai berikut

- Tunjangan Hari Raya (THR) untuk semua karyawan
- Insentif tahunan bila produksi melebihi target tahunan
- Tunjangan Perjalanan dinas, dan sebagainya

b. Kesehatan

Pendirian klinik sebagai sarana penyedia pelayanan kesehatan dilingkungan pabrik, perusahaan menyediakan fasilitas kesehatan berupa klinik yang terletak di area pabrik agar mudah dijangkau oleh seluruh karyawan. klinik beroperasi dengan tenaga medis yang akan berjaga untuk memberikan pertolongan pertama bagi seluruh karyawan. Karyawan yang mengalami kecelakaan akibat kerja dapat dirujuk ke rumah sakit yang bekerja sama dengan perusahaan dan biayanya akan ditanggung oleh perusahaan sesuai undang-undang yang berlaku.

c. Pakaian kerja dan alat keamanan

Perusahaan akan memberikan beberapa pasang seragam yang sudah di desain untuk memberikan keamanan dan perlindungan saat bekerja. Keselamatan dan kesehatan karyawan selama kerja akan difasilitasi oleh perusahaan melalui penyediaan APD yang berupa, safety helmet, safety shoes,

masker, goggles, glove, dan berbagai alat safety lainnya yang diperlukan.

d. Fasilitas Peribadatan

Perusahaan akan memberikan tempat ibadah bagi karyawan di area pabrik.

e. Fasilitas Cuti

Ketentuan Cuti yang berlaku di perusahaan adalah sebagai berikut:

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun yang diberikan pada karyawan dengan minimal masa kerja 1 tahun.
- Cuti sakit yang dibuktikan dengan surat keterangan dokter.

BAB IV

UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit sarana yang berfungsi untuk menyediakan bahan-bahan pendukung yang menunjang kebutuhan pabrik dalam proses pembuatan produk, yaitu fenol dari bahan baku hingga menjadi produk. Unit ini pengaruhnya sangat besar dalam kelancaran produksi dari awal hingga akhir, Oleh karena itu, segala sarana dan prasarana harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi. Secara umum unit utilitas meliputi air, steam, bahan bakar dan listrik. Penyediaan kebutuhan utilitas dapat dilakukan secara langsung maupun tidak langsung yaitu memproduksi secara mandiri dalam pabrik ataupun dapat dengan membeli dari penyedia atau pabrik lain. Unit utilitas pada pabrik fenol dari tandan kosong kelapa sawit terdiri dari:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit pembangkit steam
3. Unit penyediaan udara tekan
4. Unit pembangkit listrik
5. Unit penyedia bahan bakar
6. Unit pengolahan limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air merupakan salah satu komponen penting dalam proses karena banyak digunakan baik dalam proses maupun untuk menunjang aktivitas lainnya didalam pabrik. Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan pabrik baik kebutuhan proses maupun kebutuhan lain, dan pastinya unit ini sangat berpengaruh dalam kelancaran produksi dari awal hingga akhir proses. Dalam memenuhi kebutuhan air, sumber air dapat diperoleh dari air sungai, air danau, air laut, air waduk, dan air sumur. Penyediaan air untuk

perancangan ini, yaitu pabrik fenol berasal dari air sungai Kampar di bangkinang, kabupaten Kampar. Pertimbangan pengambilan sumber air tersebut yaitu

1. Biaya pengolahan air sungai relatif lebih murah atau ekonomis dibandingkan dengan air laut.
2. Proses Pengolahan air sungai lebih sederhana dibandingkan dengan air laut yang memerlukan pengolahan yang relatif lebih rumit.
3. Lokasi pabrik yang berdekatan dengan aliran sungai bangkinang di daerah Kampar, Riau sehingga meminimalkan biaya transportasi dan sebagainya.

Penyediaan air yang diolah pada unit ini, digunakan untuk memenuhi kebutuhan;

a. Air untuk keperluan umum air sanitasi

Air untuk keperluan umum merupakan air yang digunakan untuk keperluan perkantoran dan lingkup keseluruhan pabrik, seperti contohnya untuk memenuhi kebutuhan air karyawan sehari-hari seperti untuk mandi, mencuci, laboratorium, klinik dan kebutuhan lainnya. Air tersebut harus memenuhi kualitas sifat fisik air untuk keperluan sehari-hari tertulis dalam peraturan Kemenkes No.32 Tahun 2017 di bawah ini :

1) Syarat Fisika

- Tidak berasa
- Tidak berbau
- Berwarna jernih

2) Syarat Kimia

- Memiliki PH netral dengan rentang 6,5-7,5
- Nilai maksimal kekeruhan 25 NTU
- Tidak mengandung logam berat yang berbahaya dan beracun seperti timbal (Pb)

3) Syarat Bakteriologis

- Tidak mengandung bakteri pathogen pembawa penyakit

- Tidak mengandung mikroba penghasil toksin

Tabel 5. 1 Jumlah kebutuhan air keperluan umum

Keperluan	Kebutuhan air (Kg/Jam)
174 Karyawan	725
Laboratorium	20.8
Bengkel	20.8
Pemadam	41.7
Klinik	10.4
Taman	12.5
Kantin	20.8
Masjid	20.8
Total	872.9
Overdesign 20 %	1047.5

Sehingga total kebutuhan domestik dan servis pabrik sebesar 1047,5 kg/jam.

b. Air umpan *boiler*

Air umpan *boiler* adalah air yang akan digunakan untuk kebutuhan *boiler* dalam menghasilkan uap. Air yang digunakan merupakan air demin atau air yang telah melalui proses demineralisasi untuk menjaga efisiensi dari *boiler*. Air umpan *boiler* harus memenuhi persyaratan agar tidak terjadi kerusakan pada alat *boiler* yaitu sebagai berikut:

1. Tidak mengandung zat yang dapat menyebabkan kerak. Kerak terbentuk disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi seperti adanya garam-garam karbonat dan silika. Kerak dapat menghambat proses perpindahan panas dan dapat menimbulkan kebocoran apabila kerak pecah.
2. Tidak mengandung zat yang dapat menyebabkan korosif seperti O₂, CO₂, serta H₂S
3. Tidak mengandung zat yang menyebabkan *foaming* atau pembentukan

busa pada *boiler*. *Foaming* terjadi pada permukaan air yang disebabkan adanya zat-zat organik atau anorganik dalam jumlah besar yang terkandung dalam air yang direcycle dari proses.

Jumlah kebutuhan air *boiler* yang perlu diolah ditunjukkan pada Tabel 5.2. Berdasarkan Tabel 5.2 di bawah ini, didapatkan jumlah air sebesar 185,411.673 kg/jam.

Tabel 5. 2 Kebutuhan air boiler

Alat	Kebutuhan air (Kg/Jam)
Evaporator-01	57,016.7
Evaporator-02	57,154.3
Heater-01	40,338.770
Total	154,509.770
Overdesign 20 %	185,411.673

blow down dilakukan sebagai pemeliharaan *boiler* dengan membuang air pada boiler sebanyak 15% dari total air boiler, yangmana hal ini dilakkan untuk menghindari peningkatan konsentasi dalam *boiler*. Steam dialirkan ke alat kemudian kondensat atau embunan akan digunakan kembali (*recycle*) sebagai air umpan *boiler*, Oleh karena itu jumlah air yang diberikan ke dalam boiler sebesar jumlah *blow down* yaitu 27,8112 kg/jam sebagai air *make-up* untuk kebutuhan air di boiler.

c. Air pendingin

Air pendingin merupakan air yang akan digunakan untuk pendinginan atau menurunkan suhu fluida pada alat-alat penukar panas dalam proses. Pemilihan air sebagai media pendingin dikarenakan air mudah dalam pengolahan dan pengaturannya. Pengolahan air pendingin harus memenuhi beberapa syarat kandungan yang tidak diperbolehkan sebagai berikut:

1. Bebas dari partikel-partikel solid yang terbawa dari sumber air.

2. Tidak mengandung senyawa yang dapat menimbulkan kerak, seperti silika.
3. Tidak mengandung minyak dapat menyebabkan gangguan pada film corrosion inhibitor, penurunan heat exchanger coefficient dan timbulnya endapan karena minyak dapat menjadi makanan bagi mikroba.
4. Tidak mengandung besi dan oksigen terlarut yang dapat menyebabkan korosi.

Pada pabrik fenol air pendingin digunakan pada alat CL-01, CL-02.

Tabel 5. 3 Kebutuhan air pendingin

Alat	Kebutuhan air (Kg/Jam)
<i>Cooler-01</i>	160,249
<i>Cooler-02</i>	69,178
<i>Cooler-03 Utilitas</i>	249.754
Total	212,724
Overdesign 20 %	255,269

Air pendingin yang telah digunakan pada alat proses tersebut akan mengalami kenaikan suhu, air dialirkan ke *cooling tower* untuk dinginkan karena kebutuhan air pendingin diperoleh dari cooling tower, dalam alat tersebut mengubah *hot temperature water* yang keluar dari suatu alat menjadi *cold temperature water* yang akan digunakan kembali untuk proses yang membutuhkan air pendingin. Selama proses pendinginan dalam cooling tower, jumlah air akan berkurang karena terjadi proses transfer massa antara udara dengan uap air sehingga sebagian air akan terbawa oleh udara ke atas cooling tower. Menurut Evan pada process equipment handbook, jumlah air make-up pendingin sebesar 12,5% dari massa air pendinginnya yaitu 31,908 kg/jam.

Total Kebutuhan air pabrik fenol ditunjukkan pada table 5.4 di bawah ini,

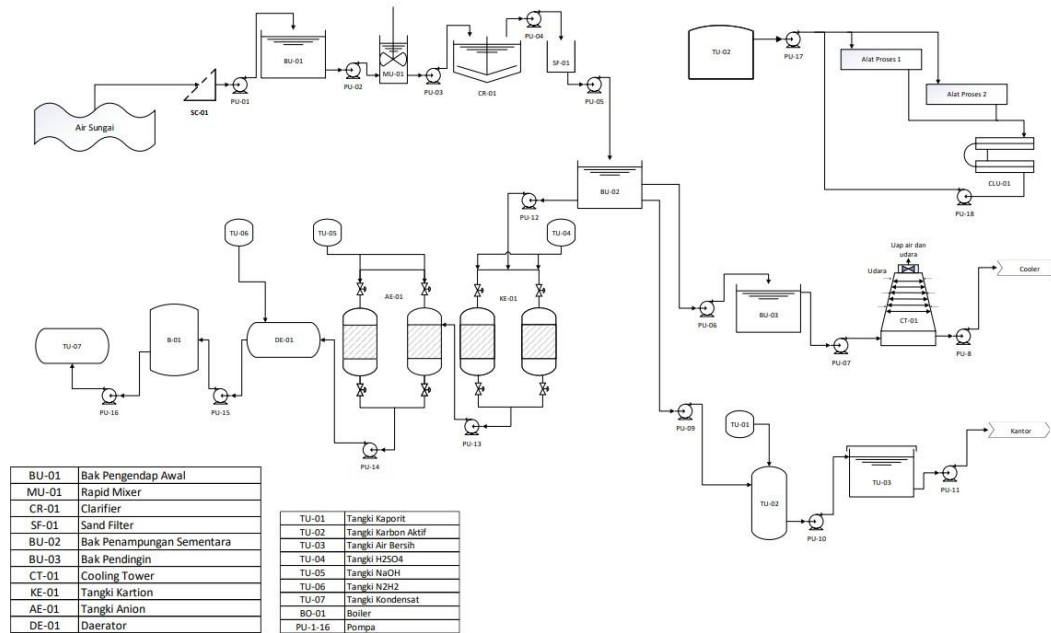
Tabel 5. 4 Kebutuhan air pabrik fenol

No	Keperluan	Jumlah kg/jam
1	Air Umum	1047,5
2	Air Steam	185,411
3	Air Pendingin	255,296
4	Make up air Steam	9,270
5	Make up air Pendingin	31,908
Total		482,921

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Pengolahan air baku (raw water) dari Sungai Bangkinang menjadi air industri didefinisikan sebagai proses peningkatan kualitas air sampai keadaan yang diinginkan. Air sungai sebagai sumber air dalam pabrik diolah terlebih dahulu agar memenuhi standar air baku sebelum digunakan. Pengolahan air dilakukan secara fisika, kimia dan biologi dimana pada pengolahan secara fisika, menggunakan saringan untuk menghilangkan padatan-padatan yang terkandung di dalam air, kimia dengan penambahan zat pengumpal untuk mengikat sisa padatan, dan biologi untuk membunuh bakteri. Tahapan-tahapan pengolahan air sebagai berikut:

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
UTILITAS PABRIK FENOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



Gambar 5. 1 Diagram Alir Pengolahan Air

a. Screening

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air sungai dilewatkan *screen* (penyaringan awal) berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian dialirkan kebak pengendap.

b. Bak Pengendap

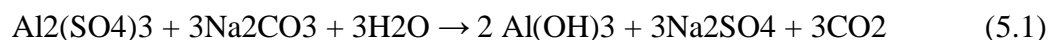
Air sungai setelah melalui filter diumpungkan ke bak pengendap awal. Proses pengendapan dilakukan dengan cara melewatkan air sungai ke dalam sebuah bak. Pengendapan dilakukan dengan memanfaatkan gaya gravitasi. Tahapan ini bertujuan untuk mengendapkan total *suspended solid* yang ikut dalam air. Kecepatan pengendapan tergantung ada massa jenis, bentuk dan ukuran partikel, kecepatan aliran dan viskositas air dalam pengendap.

c. Bak Pencampur Cepat

Bak pencampur cepat merupakan tujuan proses selanjutnya setelah bak pengendap, air dialirkan menuju ke bak pencampur cepat untuk menambahkan koagulan berupa $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$ dan Na_2CO_3 . Koagulan dicampur dengan air kemudian diaduk dengan cepat sehingga akan terbentuk flok.

d. Clarifier

Air setelah melewati bak pencampuran cepat akan diumpangkan ke clarifier untuk memisahkan/mengendapkan gumpalan-gumpalan dari bak pencampur cepat. Padatan berupa koloid membutuhkan pengendapan dengan waktu yang cukup lama, sehingga membutuhkan proses koagulasi untuk mengendapkannya. Koagulasi adalah suatu proses penetralan dalam air sehingga akan terjadinya pengendapan padatan. Pada proses pencampuran cepat ketika air dicampurkan dengan koagulan maka akan terbentuknya flok. Flokulasi merupakan proses partikel-partikel dikombinasikan menjadi gumpalan, sehingga partikel memiliki ukuran yang lebih besar. Dengan ukuran partikel yang besar, maka partikel-partikel akan mudah mengendap dan mudah dipisahkan. Proses koagulasi hanya terjadi apabila pH di atas 7 (kondisi basa) maka dari itu diperlukan tambahan Na_2CO_3 untuk menciptakan kondisi basa. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



e. Saringan Pasir

Air setelah keluar dari clarifier diumpangkan ke bak saringan pasir, dengan tujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih lolos atau yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Dengan menggunakan sand filter yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil sebagai media penyaring.

f. Bak Penampung Sementara

Air setelah keluar dari bak penyaring dialirkan ke tangki penampung yang siap akan kita distribusikan sebagai air perkantoran, air umpan boiler, air pendingin dan sebagai air proses.

g. Tangki Deklorinasi

Air yang telah diolah pada proses sebelumnya akan dicampur dengan desinfektan berupa klorin dalam bentuk kaporit untuk menghilangkan bakteri, jamur, dan mikroorganisme. Air yang telah mengalami proses klorinasi kemudian ditampung pada tangki air bersih untuk kemudian didistribusikan sebagai air keperluan umum.

f. Cooling Tower

Alat-alat yang membutuhkan air pendingin akan didistribusikan dari bak air pendingin, dan air pendingin yang sudah digunakan untuk pendinginan alat proses akan di proses kembali sehingga bisa digunakan kembali dan dengan cara ini dapat menghemat biaya oprasi. Air dari bak penampungan sementara (BU-02) dipompa ke dalam bak air pendingin (BU-03). Air kemudian didistribusikan untuk alat proses yang membutuhkan air pendingin yaitu CL-01, CL-02.

Tujuan utama Cooling tower adalah untuk mendinginkan air yang digunakan alat-alat proses sebagai media pendingin yang diubah kembali menjadi 30°C sebelum disirkulasikan kembali ke proses produksi. Cooling tower merupakan suatu sistem refrigerasi yang melepaskan kalor ke udara. Cooling tower memiliki sistem dengan cara mengontakkan air dengan udara dan menguapkan sebagian air tersebut. Maka dibutuhkan air make up untuk menjaga jumlah air dikarenakan adanya air yang menguap ke udara dan hilang saat proses pendinginan. Luas permukaan air yang besar dibentuk untuk menyemprotkan air lewat nozel atau dilewatkan dari bagian atas dan dikontakkan dengan udara yang masuk melalui bagian samping cooling tower. Dalam proses tersebut akan terjadi penurunan suhu dari pendingin, sehingga dapat disirkulasikan Kembali ke alat-alat proses.

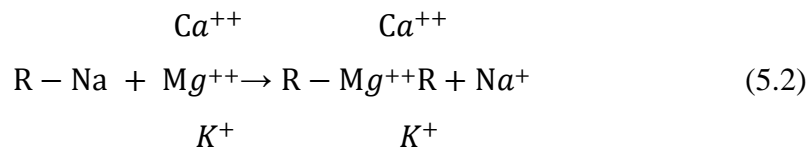
g. Ion Exchanger

Air yang akan digunakan untuk umpan boiler dan umpan pada unit proses harus memenuhi persyaratan bebas dari kandungan garam murniterlarut. Proses yang terjadi dalam sistem ini adalah demineralisasi. Demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion yang terkandung dalam air. Penghilangan mineral tersebut dilakukan dengan mekanisme penukaran ion. Pada tahap ini terjadi proses

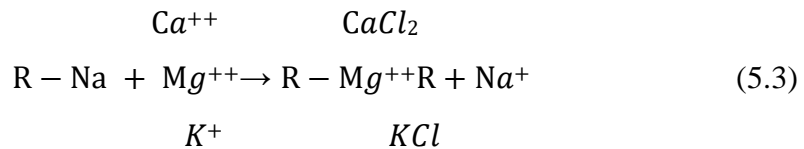
pengolahan berupa kation exchanger dan anion exchanger.

a. Kation Exchanger

Pada kation exchanger berisi resin pengganti kation dimana kandungan kation dalam air akan diganti dengan ion H⁺ sehingga air yang akan keluar adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺. resin yang digunakan adalah sodium zeolite. Mekanisme pertukaran yang terjadi didalam kation exchanger adalah sebagai berikut:



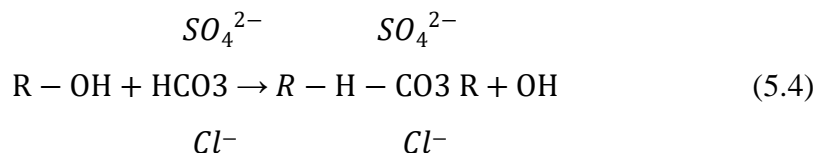
Penggunaan resin penukar ion secara terus menerus akan mengalami kejenuhan oleh ion positif yang diambil. Maka dari itu, resin diregenerasi Kembali dengan menggunakan larutan NaCl 12%. Sebelum dilakukan regenerasi, resin dicuci terlebih dahulu, proses ini disebut proses backwash. Adapun reaksi regenerasinya dapat dituliskan sebagai berikut:



Setelah regenerasi selesai, selanjutnya adalah dilakukan proses pembilasan.

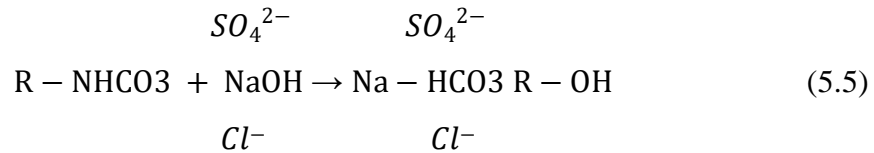
b. Anion Exchanger

Pada anion exchanger ini menghilangkan kandungan seperti bikarbonat, sulphat karbonat, dan klorida dalam air. Mekanisme pertukaran yang terjadi didalam anion exchanger adalah sebagai berikut:



Penggunaan resin penukar ion secara terus menerus akan mengalami kejenuhan oleh ion negatif yang diambil. Maka dari itu, resin iregenerasi

Kembali dengan menggunakan larutan NaOH 12%. Sebelum dilakukan regenerasi, resin dicuci terlebih dahulu, proses ini disebut proses backwash. Adapun reaksi regenerasinya dapat dituliskan sebagai berikut:



Reaksi pertukaran ion akan terus berlangsung selama bahan penukar masih memiliki hidrogen atau hidroksida untuk mengganti kation atau anion pada air umpan.

5.2 Unit Penyedia Pendingin

Unit ini merupakan merupakan penyedia kebutuhan *Dowtherm A* sebagai fluida pendingin pada alat proses Kondensor Parsial 1 (CDP-01) dan Kondensor Parsial 2 (CDP-02). Alasan penggunaan pendingin jenis *Dowtherm A* adalah karena jenis pendingin ini mampu bekerja pada suhu yang tinggi. Apabila menggunakan air pendingin biasa untuk menurunkan suhu di kondensor parsial maka proses pendinginan akan menjadi tidak efektif. Hal ini disebabkan air pendingin pada saat proses pendinginan dapat berubah menjadi panas dan menguap sebagian terlebih dahulu sebelum proses pendinginan berakhir. Oleh karena itu, pemilihan pendingin jenis ini memiliki sifat fisik dan kimia yang lebih ringan, sehingga dapat bertahan pada suhu tinggi.

Dowtherm A adalah cairan yang terdiri dari senyawa difenil eter dan bifenil. *Dowtherm A* dapat digunakan dalam fase cair atau fase uap. Kisaran aplikasi normal adalah 60°F sampai 750°F (15-400)°C dan kisaran tekanan adalah 1 atm–152,2 psig (10,6 bar). Fluida ini tidak mudah terurai pada suhu tinggi, dan dapat digunakan secara efektif baik dalam fase cair atau fase uap. Viskositasnya rendah sepanjang rentang operasi pada perpindahan panas yang efisien sehingga tidak ada masalah dalam pemompaan. Fluida ini tidak korosif untuk logam biasa dan paduan (msdssearch.dow.com)

Tabel 5.1 Kebutuhan Pendingin *Dowtherm A*

Alat	Kode Alat	Jumlah Massa (kg/Jam)	Tin (°C)	Tout (°C)
Kondensor Parsial 1	CDP-01	2115,08	30	70
Kondensor Parsial 2	CDP-02	4267,60	30	50
Total		6382,68	60	120

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga kebutuhan *Dowtherm A* menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Total Kebutuhan } \textit{Dowtherm A} &= 1,2 \times 6382,68 \text{ kg/Jam} \\ &= 7659,21 \text{ kg/Jam} \end{aligned}$$

$$\textit{Make up} (10\%) = 638,27 \text{ kg/Jam}$$

Dowtherm A diperoleh dari PT. Dow Chemical Indonesia, Cilegon, Banten. Penambahan jumlah *make up* (10%) *Dowtherm A* ke dalam sistem bertujuan untuk menggantikan kehilangan atau pengurangan kuantitas *Dowtherm A* dalam sistem tersebut karena seiring berjalannya waktu dan penggunaan, *Dowtherm A* dapat mengalami penguapan dan degradasi. Selain itu, *make up Dowtherm A* dapat membantu mengoptimalkan biaya operasional karena tidak akan kehilangan terlalu banyak cairan. *Dowtherm A* proses yang telah digunakan sebagai pendingin pada peralatan proses akan diolah kembali dengan cara didinginkan di dalam Cooler dengan menggunakan pendingin *Dowtherm A* utilitas. *Dowtherm A* keluaran Cooler akan dialirkan kembali ke alat proses yang membutuhkan untuk digunakan kembali sebagai fluida pendingin.

5.3 Unit Penyedia Steam

Steam merupakan energi yang berbentuk uap air atau gas dari hasil penguapan produksi boiler (B-01) yang merupakan uap jenuh (saturated steam). Unit pembangkit steam memiliki tugas untuk menghasilkan steam yang akan digunakan dalam proses produksi. Air dipompa dari deaerator ke boiler. Steam Generator atau Boiler adalah alat atau bejana bertekanan tertutup yang menghasilkan uap yang digunakan sebagai

pemanas dengan cara air dipanaskan secara terus menerus menggunakan bahan bakar pada tekanan dan suhu tertentu. Bahan bakar yang digunakan pada unit ini adalah batubara/solar. Kebutuhan steam pada pabrik fenol sebesar 114.170,96 kg/jam yang dibuat berlebih 20% sehingga menjadi 137.005,15 kg/jam, dengan suhu steam sebesar 150 °C, tekanan, 12 atm, dan kebutuhan bahan bakar sebesar 133,2 kg/jam.

5.3 Unit penyedia udara tekan

Udara tekan digunakan untuk kebutuhan instrumentasi alat proses seperti pada control valve. Udara tekan berfungsi untuk menggerakkan control tersebut. Udara yang diproduksi di unit utilitas harus memenuhi syarat yaitu terbebas dari minyak, debu, dan air (udara kering) agar sistem instrumentasi di pabrik tidak cepat rusak. Udara yang digunakan diambil dari lingkungan pabrik yang proses secara kompresi untuk Tabel 5.5 Kebutuhan listrik untuk proses menaikkan tekanannya. Jumlah alat kontrol pada pabrik fenol sebanyak 20 alat. Udara tekan yang dibutuhkan bertekanan 8 atm sebanyak 33,9 kg/jam. Alat untuk menaikkan tekanan yaitu kompresor (KU-01) yang dilengkapi alat berisi gel silika untuk menangkap air dalam udara.

5.4 Unit Pembangkit Listrik

Unit penyedia tenaga listrik sangat penting dalam pabrik karena berfungsi untuk menyediakan tenaga listrik bagi kebutuhan proses di pabrik kimia maupun bagi perkantoran. Kebutuhan listrik pabrik fenol sebesar 414,31 kW dipenuhi oleh Perusahaan Listrik Negara (PLN). Pabrik menyediakan generator berbahan dasar solar sebagai cadangan sumber listrik atau sebagai pengganti sementara jika terjadi gangguan pada PLN. Kebutuhan listrik terbagi menjadi:

1. Listrik untuk proses dan utilitas
2. Listrik untuk instrumentasi
3. Listrik untuk kantor
4. Listrik untuk bengkel dan laboratorium

5.4.1 Listrik untuk proses dan utilitas

- a. Alat-alat proses

Pada pengolahan fenol digunakan beberapa peralatan proses yang mengonsumsi listrik dengan total konsumsi sebesar 100,08 kW seperti pada Tabel 5.5 di bawah ini yang menunjukkan akumulasi daya dari setiap alat proses.

Tabel 5. 5 Kebutuhan listrik untuk proses

Alat	Kebutuhan Listrik (kW)
Crusher (C-01)	6,71
Conveyor (SC-01)	2,24
Belt Conveyor (BC-01)	3,73
Dryer (RD-01)	52,22
Blower (BL-01)	2,24
Expander Valve (EV-01)	6,49
Pompa-01 (P-01)	0,19
Pompa-02 (P-02)	0,09
Pompa-03 (P-03)	0,04
Pompa-04 (P-04)	0,09
Pompa-05 (P-05)	0,09
Pompa-06 (P-06)	0,25
Pompa-07 (P-07)	0,04
Pompa-08 (P-08)	0,19
Total	90,98
Overdesign 10 %	100,08

b. Alat-alat utilitas

Pada pengolahan fenol digunakan beberapa peralatan proses yang mengonsumsi listrik dengan total konsumsi sebesar 205,27 kW seperti pada Tabel 5.5 di bawah ini yang menunjukkan akumulasi daya dari setiap alat proses.

Tabel 5. 6 Kebutuhan listrik untuk proses

Alat	Kebutuhan Listrik (kW)
Blower Cooling Tower (BU-01)	55,95
Flash Mixing (MU-01)	29,83
Klarifer (KL-01)	1,49
Kompresor (K-01)	2,24
Pompa-01 (PU-01)	18,65
Pompa-02 (PU-02)	11,19
Pompa-03 (PU-03)	11,19
Pompa-04 (PU-04)	11,19
Pompa-05 (PU-05)	11,19
Pompa-06 (PU-06)	14,92
Pompa-07 (PU-07)	2,24
Pompa-08 (PU-08)	2,24
Pompa-09 (PU-09)	0,04
Pompa-10 (PU-10)	0,04
Pompa-11 (PU-11)	0,04
Pompa-12 (PU-12)	1,49
Pompa-13 (PU-13)	0,75
Pompa-14 (PU-14)	7,46
Pompa-15 (PU-15)	2,24
Pompa-16 (PU-16)	2,24
Pompa-16 (PU-17)	0,04
Pompa-16 (PU-18)	0,04
Total	186,61
Overdesign 10 %	205,27

Listrik untuk proses dan utilitas diperkirakan sebesar 186,61 kW. Diberikan faktor keamanan sebesar 10% untuk sehingga total kebutuhan listrik proses dan utilitas sebesar 205,27 kW.

5.4.2 Listrik untuk instrumentasi

Instrumentasi berfungsi sebagai pengontrol alat untuk memantau dan menjaga kondisi dari suatu proses. Listrik yang dibutuhkan untuk keperluan instrumentasi dapat dihitung sebesar 10% dari total listrik yang diperlukan untuk kebutuhan alat proses dan utilitas. Perkiraan total kebutuhan listrik instrumentasi sebesar 27,75 kW. Dipertimbangkan faktor keamanan sebesar 10% sehingga totalnya menjadi 30,53 kW.

5.4.3 Listrik untuk kantor dan fasilitas umum

Listrik yang dibutuhkan untuk keperluan fasilitas umum, mulai dari keperluan penerangan, listrik untuk perkantoran, perumahan, taman, lampu jalan, dll dapat dihitung sebesar 25% dari total listrik yang diperlukan untuk kebutuhan alat proses dan utilitas. Sehingga, diperoleh total listrik untuk keperluan kantor dan fasilitas umum sebesar 69,39 kW. Dipertimbangkan faktor keamanan sebesar 10% sehingga totalnya menjadi 76,31 kW

5.4.4 Listrik untuk bengkel dan laboratorium

Kebutuhan listrik untuk bengkel dan laboratorium sebesar 2 kW. Faktor keamanan yaitu 10%, maka kebutuhan listrik untuk bengkel dan laboratorium menjadi 2,2 kW.

5.4.5 Total Kebutuhan listrik

Tabel 5. 7 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Power kW
1	Listrik proses dan utilitas	305,35
2	Listrik instrumentasi	30,3
3	Listrik Kantor dan fasilitas umum	76,32
4	Listrik bengkel dan Lab	2,20
Total		412,22

5.4.6 Generator

Listrik berperan dalam operasional pabrik. Energi listrik menjadikan listrik sebagai sumber daya untuk menggerakkan peralatan yang ada pabrik seperti pompa, motor, dll. Tugas untuk memenuhi kebutuhan listrik pabrik ditangani oleh PT. PLN. Meskipun demikian, disiapkan generator sebagai cadangan listrik apabila terjadi kendala dari PLN sehingga proses dapat tetap berjalan. Generator disediakan untuk menjaga pasokan tenaga listrik pabrik agar dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN. Adapun generator yang digunakan adalah generator diesel dengan arus bolak balik. Generator jenis ini dipilih berdasarkan beberapa pertimbangan sebagai berikut:

- a) Tenaga listrik yang dihasilkan generator cukup besar.
- b) Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan.

Generator yang digunakan sebagai cadangan sumber listrik mempunyai efisiensi 80%, sehingga generator yang disiapkan harus mempunyai output sebesar 517,89 kW atau di atasnya. Oleh karena itu di pilih generator standar 102 dengan kapasitas sebesar 550 kW. Saat generator akan digunakan, bahan bakar berupa Diesel di pompa ke generator.

5.5 Unit penyedia bahan bakar

Unit penyedia bahan bakar memiliki tujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pabrik. Bahan bakar boiler dan generator berjenis solar yang diperoleh dari PT. PERTAMINA. Bahan bakar disimpan pada tangki bahan bakar (T-09) berkapasitas 38.726 m³. Pemilihan jenis bahan bakar berdasarkan:

1. Mudah didapatkan
 2. Penyimpanan mudah
 3. Berkelanjutan
- a. Kebutuhan bahan bakar untuk generator
- Jenis bahan bakar = Solar (C12H23)

- Nilai bakar = 19.676 Btu/lb
- Efisiensi pembakaran = 80%
- Input daya generator = 400 kW
- Kebutuhan solar = 115,5 L/jam

b. Kebutuhan bahan bakar untuk boiler

- Jenis bahan bakar = Solar (C₁₂H₂₃)
- Nilai bakar = 19.676 Btu/lb
- Efisiensi pembakaran = 80%
- Kebutuhan solar = 133,2 L/jam

5.6 Unit pengolahan limbah

Pengolahan limbah pada perancangan pabrik fenol berfungsi untuk mengolah dan memastikan bahwa limbah yang dihasilkan aman untuk dilepas ke lingkungan, dimana proses harus aman dan tidak menimbulkan bahaya bagi pekerja dan lingkungan serta dipertimbangkan untuk biaya seefisien mungkin. Limbah hasil dari operasi pabrik fenol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) menghasilkan 3 jenis limbah, yaitu padat, cair, dan gas. Limbah padat terdiri dari zat pengotor pada tandan kosong kelapa sawit (TKKS) dan sludge dari unit pengolahan air. Limbah cair terdiri dari oil phase (proses pemisahan pada dekanter). Limbah gas terdiri dari emisi non-condensable gas dari hasil reaksi pirolisis. Terdapat berbagai proses yang dapat digunakan untuk mengolah limbah, namun pemilihan metode pengolahan limbah harus disesuaikan dengan kandungan serta karakteristik dari limbah tersebut, untuk pengolahan limbah fenol dari TKKS adalah sebagai berikut ;

5.6.1 Limbah Padat

Limbah padat yang dihasilkan pada pabrik ini adalah char pada proses pirolisis di reaktor dan sludge pada proses pengolahan air. Char atau padatan halus hasil reaksi akan ditampung di silo dan bisa menjadi opsi untuk menjadi bahan bakar pada furnace. Sludge terdiri dari padatan-padatan pengotor yang terbawa dari air sungai dan biasanya mengandung bahan-bahan organik. Sludge yang

dihasilkan dalam bak sedimentasi serta underflow product dari clarifier akan ditampung di lahan kosong yang berada di sekitar pabrik. Akumulasi sludge selanjutnya dapat dimanfaatkan sebagai alternatif bahan baku kompos (pupuk) atau campuran beton.

5.6.2 Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan dalam pabrik terutama pabrik fenol ini dapat dibedakan menjadi 2 jenis, yaitu limbah sanitasi dan limbah proses. Limbah sanitasi merupakan limbah yang dihasilkan dari kegiatan perkantoran dan keperluan pabrik, seperti toilet, air pencucian dan sebagainya dalam ruang lingkup pabrik. Limbah proses pabrik berbentuk limbah cair yang dihasilkan antara lain adalah oil phase (hasil samping emisahan pada dekanter), dan hasil samping evaporator berupa air. Pengolahan limbah cair bertujuan untuk mengurangi kandungan bahan pencemar di dalam air, seperti senyawa organik, padatan tersuspensi, mikroba patogen, dan senyawa organik yang tidak terurai oleh mikroorganisme. Pengolahan untuk masing-masing limbah cair yang dihasilkan adalah sebagai berikut

1. Pengolahan Limbah Cair Sanitasi

Limbah sanitasi berasal dari air buangan kegiatan perkantoran dan pabrik seperti toilet, air pencucian, dan sebagainya. Penanganan limbah ini tidak memerlukan proses khusus karena tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya. Limbah sanitasi memiliki saluran terpisah dari limbah proses pabrik dimana saluran pembuangan air limbah ini harus diatur dengan baik.

2. Pengolahan Limbah Cair Proses

Limbah cair pada proses yang dihasilkan berasal dari *oil phase* (proses pemisahan dekanter), dan hasil samping evaporator. Limbah cair (*Oil phase*) hasil samping pemisahan di dekanter akan menjadi alternatif produk samping berupa bio oil yang akan bisa dijual, dimana bio oil jika diproses lebih lanjut bisa digunakan sebagai pengganti energi terbarukan, pengganti

bahan bakar fosil dan sebagainya.

5.6.3 Pengolahan Non-condensable Gas

Non-condensable gas menjadi salah satu produk samping dari reaksi pirolisis. Pada umumnya, untuk reaksi pirolisis akan menghasilkan gas yang terdiri dari H₂, CO₂, CO, CH₄, gas organik, dan uap air. Studi oleh Ginting (2015) menunjukkan bahwa gas-gas hasil pirolisis tandan kosong kelapa sawit (TKKS) berpotensi untuk dikonversi menjadi bahan bakar. Pada penelitian tersebut, didapatkan hasil pirolisis TKKS memiliki kandungan gas mampu bakar berupa H₂, CO, dan CH₄ dengan nilai kalor gas tertinggi dicapai pada reaksi pirolisis pada suhu 450 C dengan nilai kalor gas sebesar 31,8881 kJ/g gas. Non-condensable gas ini dapat digunakan sebagai alternatif bahan bakar dalam proses selain bahan bakar solar.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang didirikan merupakan investasi yang layak dan menguntungkan atau malah merugikan. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam evaluasi ekonomi suatu pabrik antara lain:

- a. *Return On Investment* (ROI)
- b. *Pay Out Time* (POT)
- c. *Break Event Point* (BEP)
- d. *Shut Down Point* (SDP)
- e. *Discount Cash Flow Rate Of Return* (DCFR)

Sebelum pabrik didirikan, perlu dilakukan analisa ekonomi terlebih dahulu, sehingga perlu adanya perkiraan terhadap beberapa hal berikut:

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang meliputi:
 - a) Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b) Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi yang meliputi:
 - a) Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b) Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

Perlu diperhatikan juga terhadap beberapa hal untuk mengetahui titik impas dari pendirian suatu pabrik. Hal-hal tersebut antara lain:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya Variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya Tidak Tetap (*Variable Cost*)

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga setiap alat yang digunakan akan mengalami perubahan setiap tahunnya. Oleh karena itu, untuk mengetahui harga masing-masing alat,

diperlukan suatu metode untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun yang didirikan dan perlu diketahui indeks harga alat pada tahun tersebut.

Indeks harga pada tahun perencanaan ditentukan dengan metode regresi linear terhadap index harga tahun sebelumnya. Data index tersebut dapat diperoleh dari *Chemical Engineering Plant Cost (CEPCI)* seperti yang tertera pada Tabel 6.1 berikut:

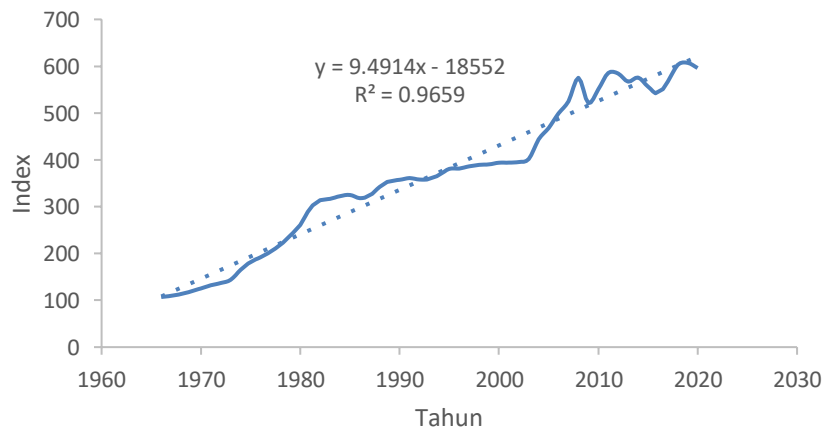
Tabel 6. 1 Index harga alat

Tahun (X)	Index (Y)
1966	107,20
1967	109,70
1968	113,70
1969	119,00
1970	125,70
1971	132,30
1972	137,20
1973	144,10
1974	165,40
1975	182,40
1976	192,10
1977	204,10
1978	218,80
1979	238,70
1980	261,20
1981	297,00
1982	314,00
1983	317,00
1984	322,70

1985	325,30
1986	318,40
1987	323,80
1988	342,50
1989	355,40
1990	357,60
1991	361,30
1992	358,20
1993	359,20
1994	368,10
1995	381,10
1996	381,70
1997	386,50
1998	389,50
1999	390,60
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60
2003	402,00
2004	444,20
2005	468,20
2006	499,60
2007	525,40
2008	575,40
2009	521,40
2010	550,80
2011	585,70

2012	584,60
2013	567,30
2014	576,10
2015	556,80

Berdasarkan Tabel 6.1 diatas, maka diperoleh persamaan regresi linear sebagai berikut:



Gambar 6. 1 Grafik index harga vs tahun

$$y = 9,4914x - 1.8552 \quad (6.1)$$

Rencana pendirian pabrik fenol dengan kapasitas 30.000 ton/tahuun yaitu pada tahun 2027. Dengan menggunakan persamaan 6.1 di atas, diperoleh harga index pada tahun 2027 sebesar 698,426. Persamaan yang digunakan untuk menghitung harga alat adalah sebagai berikut:

$$Ex = \left(\frac{Nx}{Ny} \right) \quad (6.2)$$

Dimana:

Ex = harga pembelian pada tahun 2022

Ey = harga pembelian pada tahun 2027

Nx = index harga pada tahun 2027

Ny = index harga pada tahun referensi

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik	= 30.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Tahun pendirian pabrik	= 2027
Kurs mata uang	= 1 US \$ = Rp. 15.357
Upah buru asing	= US\$ 20/ <i>man hour</i>
Upah buruh indonesia	= 20.000/ <i>man hour</i>
Harga bahan baku TKKS	= Rp. 97.022.917.197/tahun
Harga produk Fenol	= Rp. 506.781.907.655/tahun

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 *Capital Investment*

Capital investment adalah total biaya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan pengoperasian pabrik. *Capital investment* terdiri atas:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment merupakan total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment merupakan total biaya pengeluaran yang diperlukan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu yang ditentukan.

6.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost merupakan biaya yang diperlukan untuk kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* terdiri atas *sdirect*, *indirect*, dan

fixed manufacturing cost yang berkaitan dengan proses pembuatan produknya.

Menurut Aries, *manufacturing cost* meliputi:

a) *Direct Manufacturing Cost*

Direct cost adalah biaya yang berhubungan langsung dengan pembuatan produk seperti *raw material, labor cost, supervisor, maintenance cost, plant supplies, royalties and patent*, dan *cost of utilities*.

b) *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect manufacturing cost adalah total biaya pengeluaran secara akibat tidak langsung karna operasional seperti *payroll overhead, laboratory, plant overhead, packaging*, dan *shipping*.

c) *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed manufacturing cost adalah total biaya yang bersifat tetap, yang tidak dipengaruhi oleh tingkat produksi dan waktu atau pengeluaran ketika pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi.

d) *General Expense*

General expense adalah pengeluaran secara umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi dari Perusahaan yang tidak termasuk dalam *manufacturing cost* seperti *administration, sales expense, research*, dan *finance*.

6.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan bertujuan untuk menentukan layak atau tidaknya suatu pabrik didirikan. Analisa kelayakan pabrik Fenol dapat dilihat dari parameter-parameter ekonomi. Cara yang dilakukan adalah:

6.4.1 Return On Investment (ROI)

Return on investment adalah perkiraan keuntungan yang akan diperoleh setiap tahunnya berdasarkan kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan. Return on investment dinyatakan dalam persentase (%)

terhadap modal yang tetap. Persamaan yang digunakan yaitu:

$$ROI = \frac{Keuntungan}{Fixed\ Capital} \times 100\% \quad (6.3)$$

Keuntungan atau profit yang dihitung berdasarkan *annual sales* (Sa) dan *total manufacturing cost*. *Finance* akan dihitung sebagai komponen yang berisikan pengembalian hutang selama Pembangunan pabrik. Pabrik dengan resiko rendah memiliki minimum ROI *before tax* sebesar 11% sedangkan pada pabrik dengan resiko tinggi memiliki minimum ROI *before tax* sebesar 44%.

6.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah lama waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini bertujuan untuk mengetahui pada tahun berapa modal investasi akan kembali. Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai POT adalah:

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Keuntungan\ Tahunan + Depresiasi} \quad (6.4)$$

Pada pabrik dengan resiko rendah memiliki nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi memiliki nilai POT maksimal 2 tahun.

6.4.3 Break Event Point (BEP)

Break event point (BEP) adalah titik impas dimana pabrik tidak mengalami keuntungan atau kerugian. Pada kondisi tersebut, pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi dibawah nilai BEP, dan akan mengalami keuntungan apabila beroperasi di atas nilai BEP. Umumnya nilai BEP berkisar antara 40-60%. Persamaan yang digunakan untuk menghitung BEP adalah sebagai berikut:

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\% \quad (6.5)$$

6.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah titik dimana suatu kegiatan produksi harus

dihentikan karena beberapa faktor seperti keputusan manajemen karena kegiatan produksi yang tidak ekonomis, atau akibat dari *variable cost* yang terlalu tinggi. Kemudian jika dalam setahun pabrik tidak bisa mencapai kapasitas minimum yang diinginkan maka operasi pabrik harus dihentikan. Hal tersebut karena biaya yang harus dikeluarkan akan lebih mahal disbanding dengan biaya yang digunakan untuk *fixed cost* dan menutup pabrik. Persamaan yang digunakan untuk menghitung SDP adalah:

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\% \quad (6.6)$$

6.4.5 Discounted cash flow rate of return DCFR

Discounted cash flow rate of return adalah perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Didasarkan atas investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan yang digunakan untuk mencari nilai DCFR adalah:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = C \sum_{n=0}^{n=n} (1 + i)^n + WC + SV \quad (6.7)$$

Dimana:

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

n = Umur Pabrik

i = nilai DCFR

6.5 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik fenol memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah pabrik layak untuk didirikan atau tidak.

Tabel 6. 2 Physical plant cost (PPC)

NO	Komponen	Biaya
1	<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	Rp. 74.870.967.751,20

2	<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	Rp. 18.717.741.937,80
3	<i>Installation Cost (Biaya pemasangan)</i>	Rp. 36.356.673.040,02
4	<i>Piping Cost (Biaya Pemipaan)</i>	Rp. 69.201.526.189,75
5	<i>Instrumentation (Biaya Instrumentasi)</i>	Rp. 23.241.294.745,42
6	<i>Electrical Cost (Biaya Listrik)</i>	Rp. 6.640.014.436,81
7	<i>Insulation Cost (Biaya Isolasi)</i>	Rp. 7.487.096.775,12
8	<i>Building Cost (Biaya Bangunan)</i>	Rp. 32.196.000.000,00
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp. 35.965.000.000,00
Total		Rp. 304.676.714.876,12

Tabel 6. 3 Direct plant cost

No	Komponen	Biaya
1	<i>Physical Plant Cost</i>	Rp. 304.676.714.876,12
2	<i>Engineering & Construction</i>	Rp. 60.935,342,975,22
DPC = PPC + <i>Engineering & Construction</i>		Rp. 365.612.057.851

Tabel 6. 4 Fixed Capital Investment

No	Komponen	Biaya
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp. 365.612.057.851,34
2	<i>Contractor Fee</i>	Rp. 29.248.964.628,11
3	<i>Contingency</i>	Rp. 54.841.808.677,70
Total		Rp. 449.702.831.157,15

Tabel 6. 5 Direct manufacturing cost

No	Komponen	Biaya
1	<i>Raw Material</i>	Rp. 97.022.917. 197,36
2	Labor Cost (Tenaga Kerja)	Rp. 19.336.800.000,00
4	<i>Supervisor</i>	Rp. 1.933.680.000,00
5	<i>Maintenance</i>	Rp. 44.970.283.115,71
6	<i>Plant Supplies</i>	Rp. 6.745.951.467,36
7	<i>Royalties and Patents</i>	Rp. 10.135.620.000,00
8	Utilitas	Rp. 104.786.650.259,55
Total		Rp. 284.879.496.404,63

Tabel 6. 6 Indirect Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp. 2.900.520.000,00
2	<i>Laboratory</i>	Rp. 1.933.680.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp. 9.668.400.000,00
4	<i>Packaging & Shipping</i>	Rp. 25.339.050.000,00
Total		Rp. 39.841.650.000,00

Tabel 6. 7 Fixed Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya
1	<i>Depreciation</i>	Rp. 35.976.226.492,57
2	<i>Property Taxes</i>	Rp. 4.497.028.311,57
3	<i>Insurance Cost</i>	Rp. 4.497.028.311,57
Total		Rp. 44.970.283.115,,71

Tabel 6. 8 Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp. 284.879.496.404,63
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp. 39.841.650.000,00
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp. 44.970.283.115,71
Total		Rp. 369.691.429.520,34

Tabel 6. 9 Working Capital

No	Komponen	Biaya
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp. 2.058.061.879,94
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp. 560.138.529,58
3	<i>Product Inventory</i>	Rp. 33.608.311.774,58
4	<i>Extended Credit</i>	Rp. 46.071.000.000,00
5	<i>Available Cash</i>	Rp. 33.608.311.774,58
Total		Rp. 115.905.823.958,67

Tabel 6. 10 General Expense

No	Komponen	Biaya
1	<i>Administration</i>	Rp. 11.090.742.885,62
2	<i>Sales Expense</i>	Rp. 18.484.571.476,02
3	<i>Research</i>	Rp. 12.939.200.033,21
4	<i>Finance</i>	Rp. 11.312.173.102,32
Total		Rp. 53.826.687.497,16

Tabel 6. 11 Total Production Cost

No	Komponen	Biaya
1	<i>Manufacturing Cost</i>	Rp. 369.691.429.520,34
2	<i>General Expenses</i>	Rp. 53.826.687.497,16
Total		Rp. 423.518.117.017,50

Tabel 6. 12 Fixed Cost

No	Komponen	Biaya
1	<i>Depreciation</i>	Rp. 35.976.226.492,57
2	<i>Property Taxes</i>	Rp. 4.497.028.311,57
3	<i>Insurance</i>	Rp. 4.497.028.311,57
Total		Rp. 44.970.283.115,71

Tabel 6. 13 Variable Cost

No	Komponen	Biaya
1	<i>Raw Material</i>	Rp 97.022.917.197,36
2	<i>Packaging & Shipping</i>	Rp. 10.135.620.000,00
3	<i>Utility</i>	Rp. 104.432.123.059,55
4	<i>Royalty & Patent</i>	Rp. 25.339.050.000,00
5		Rp. 237.284.710.257,91

Tabel 6. 14 Regulated Cost

No	Komponen	Biaya
1	<i>Labor</i>	Rp. 19.336.800.000,00
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp. 2.900.520.000,00
3	<i>Supervision</i>	Rp. 1.933.680.000,00
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp. 9.668.400.000,00
5	<i>Laboratory</i>	Rp. 1.933.680.000,00
6	<i>General Expense</i>	Rp. 53.826.687.497,16
7	<i>Maintenance</i>	Rp. 44.970.678.283,116
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp. 6.745.542.467
Total		Rp. 141.315.593.080

6.6 Hasil Analisa Keuntungan

Total penjualan	= Rp. 506.781.000.000,00
Total produksi	= Rp. 423.518.117.017,50
Keuntungan sebelum pajak	= Rp. 83.262.882.982,50
Pajak pendapatan	= Rp. 18.317.834.256,15
Keuntungan setelah pajak	= Rp. 64.945.048.726,35

6.7 Analisa Resiko Pabrik

Tabel 6. 15 Analisa Resiko Pabrik

Parameter Resiko	Deskripsi	Risk	
		Low	High
Kondisi Operasi	Suhu tertinggi : 500°C Tekanan : 1 atm		✓
Karakteristik Bahan Baku dan Produk	Bahan Bahu : TKKS (C ₁₀₀ H ₁₂₀ O ₄₀) - Tidak mudah terbakar - Tidak berbahaya - Tidak beracun	✓	
	Produk : Fenol (C ₆ H ₅ OH) - Mudah terbakar - Beracun jika tertelan - Berbahaya jika terjadi kontak dengan kulit dan mata karena bersifat iritasi dan korosif - Paparan fenol pada kulit yang tidak diobati dapat menyebabkan luka bakar - Dapat mengakibatkan kegagalan multisistem dengan toksisitas yang parah		✓
Sumber Bahan Baku	Bahan baku yang digunakan antara lain : TKKS (C ₁₀₀ H ₁₂₀ O ₄₀) - Berupa padatan dari perkebunan kelapa sawit - Bahan baku TKKS yang digunakan memiliki kadar air 9,5% - Komposisi yang terkandung dalam TKKS yaitu, lignin, selulosa, hemiselulosa, dan abu	✓	

	Nitrogen (N ₂) <ul style="list-style-type: none"> - Berupa gas yang diporeh dari pemisahan udara yang didapat dari lingkungan sekitar pabrik - Bahan baku nitrogen memiliki kemurnian 99% - Dapat menyebabkan sesak nafas jika terhirup dengan kadar yang cukup tinggi 	✓	
--	---	---	--

Berdasarkan beberapa parameter diatas yaitu dari sisi kondisi operasi, sifat atau karakteristik bahan baku sarta produk, dan sumber bahan baku, maka pabrik ini tergolong memiliki resiko yang rendah (*low risk*).

6.8 Hasil Kelayakan Ekonomi

6.8.1 Return On Investment

$$ROI = \frac{Keuntungan}{Fixed\ Capital} \times 100\%$$

$$ROI\ \text{sebelum pajak} = 18,52\%$$

$$ROI\ \text{setelah pajak} = 14,44\%$$

6.8.2 Pay Out Time

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

$$POT\ \text{sebelum pajak} = 3,77\ \text{tahun}$$

$$POT\ \text{setelah pajak} = 4,45\ \text{tahun}$$

6.8.3 Break Even Point

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

$$BEP = 51,20\%$$

6.8.4 Shut Downt Point

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

$$SDP = 24,85\%$$

6.8.5 Discounted Cash Flow Rate of Return

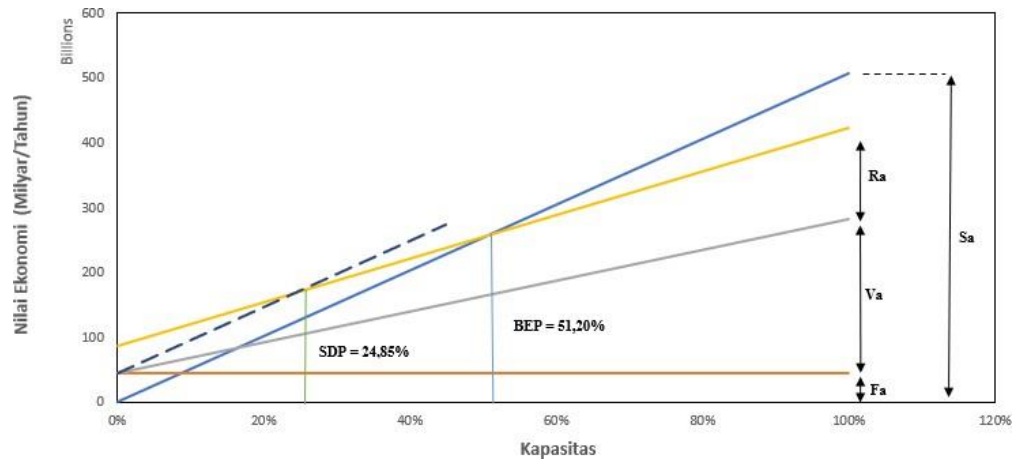
$$(FC + WC)(1 + i)^n = C \sum_{n=0}^{n=n} (1 + i)^n + WC + SV$$

Umur Pabrik	= 10 tahun
<i>Fixed Capital Investment</i>	= Rp. 395.760.733.496,99
<i>Working Capital</i>	= Rp. 113.789.138.994,03
<i>Salvage Value</i>	= Rp. 39.576.073.349,70
<i>Cash Flow</i>	= Rp. 116.541.340.836,13
DCFR	= 20,74%

Tabel 6. 16 Kelayakan Pabrik

Kriteria	Terhitung	Batasan	Keterangan
ROI	Sebelum pajak: 18,52%	ROI Sebelum Pajak Low risk: Min 11%	Layak
	Setelah pajak: 14,44%		
POT	Sebelum pajak: 3,77 Tahun	POT Sebelum Pajak Low risk: Max 5 th	Layak
	Setelah pajak: 4,45 Tahun		
BEP	51,20%	Berkisar 40-60%	Layak
SDP	24,85%	Berkisar antara 20-30%	Layak
DCFR	20,74%	> 1,5 x bunga bank minimum (5,75%)	Layak

Selanjutnya hasil perhitungan dapat dilihat melalui grafik *Break Event Point* sebagai berikut:



Gambar 6. 2 Grafik evaluasi ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perancangan pabrik fenol dari tandan kosong kelapa sawit yang berkapasitas 30.000 ton/tahun ini, kesimpulan yang didapatkan adalah sebagai berikut :

1. Pendirian pabrik fenol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun bertujuan untuk memenuhi kebutuhan fenol sehingga dapat mengurangi ketergantungan impor, menciptakan lapangan kerja serta meningkatkan pertumbuhan ekonomi Indonesia.
2. Fenol diproduksi melalui proses pirolisis pada suhu 500°C dengan bahan baku berupa Tandan Kosong Kelapa Sawit yang bereaksi dalam reaktor *fluidized bed* serta berlangsung dalam fasa gas.
3. Pabrik berlokasi di bangkinang, kabupaten Kampar, Provinsi Riau dengan pertimbangan dekat dengan bahan baku, berada di kawasan industri dan dekat dengan konsumen.
4. Ditinjau dari proses produksi, sifat bahan baku, dan kondisi operasi maka pabrik Fenol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit, tergolong pabrik dengan resiko yang rendah (*Low risk*).
5. Berdasarkan analisis ekonomi, diperoleh hasil sebagai berikut:
 - a) Keuntungan sebelum pajak = Rp. 83.262.882.982,50
 - b) Keuntungan setelah pajak = Rp. 64.945.048.726,35
 - c) ROI sebelum pajak = 18,52%
 - d) ROI setelah pajak = 14,44%
 - e) POT sebelum pajak = 3,77 tahun
 - f) POT setelah pajak = 4,45 tahun
 - g) BEP = 51,20%
 - h) SDP = 24,85%
 - i) DCFR = 20,74%
6. Dari nilai-nilai di atas, nilai ROI dan POT sudah memenuhi syarat

yang ditetapkan dengan nilai ROI minimum 11% dan POT maksimum 5 tahun. Selain itu berdasarkan BEP yang diperoleh, investasi untuk mendirikan pabrik fenol ini menarik dari segi ekonomi karena nilainya berada pada rentang 40-60%. Kelayakan pendirian pabrik ini juga didukung dengan nilai DCFR yang lebih besar dari 1,5 suku Bunga bank (5,75%), yaitu 20,74%. Oleh karena itu dapat disimpulkan bahwa pabrik fenol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini dapat dipertimbangkan dan dianalisa lebih lanjut.

7.2 Saran

Rancangan pabrik kimia ini perlu pemahaman terkait konsep dasar untuk meningkatkan kelayakan suatu pabrik, seperti:

1. Optimasi pemilihan bahan baku dan alat proses untuk mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Pengolahan limbah hasil pabrik kimia sehingga limbah yang dibuang lebih ramah lingkungan.
3. Pabrik fenol ini dapat memenuhi kebutuhan di masa mendatang untuk mengurangi impor yang ada.

DAFTAR PUSTAKA

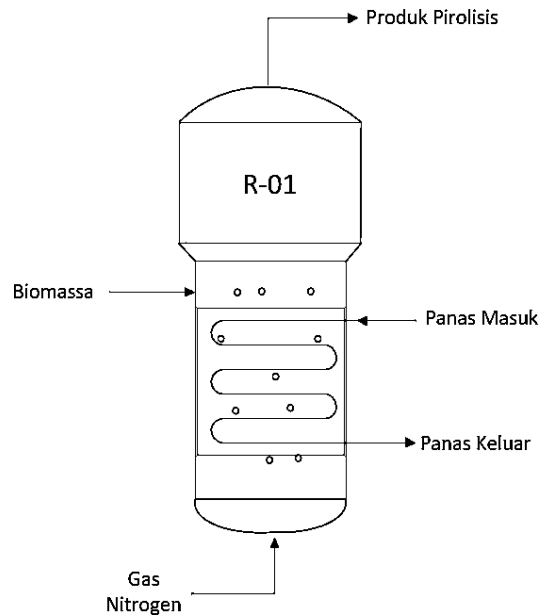
- Ani,N.S. 2000. *Oil Palm Shell as a source of Phenol, Journal of Oil Palm Research Vol. 12 No. I, p. 86-94*
- Aramideh, Soroush, Qingang Xiong, Song Charng Kong, and Robert C. Brown, 2015, *Numerical Simulation of Biomass Fast Pyrolysis in an Auger Reactor,*
- Aries, R.S and Newton, R.D. 1954. *Chemical Engineering Cost Estimation.*
- Azemi, et al., 1994, *Komposisi Tandan Kosong Kelapa Sawit, Pusat Penelitian Kelapa Sawit Medan.*
- Badan Pusat Statistik Indonesia, 2022, *Ekspor dan Impor Fenol*
- Benanti, E., et al 2011 *Simulation of Olive Pits Pyrolysis in a Rotary Kiln Plant,* Thermal Science, Vol 15, No. 1, pp 145-158
- Brown, G.G. 1950. *Unit Operation.* John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Brownell, L.E and Young, E.H. 1959. *Equipment Design.* John Willey & Sons. Inc, New York.
- Coulson, J.M., Richardson, J F., 1983. *Chemical Equipment Design.* John Wiley and Sons. Inc, New York.
- Dinas Perkebunan Provinsi Riau, 2020, *Statistik Perkebunan Provinsi Riau, Dinas Perkebunan Provinsi Riau.*
- Faith, W.L., Keyes, D.B. and Clark, R.L., 1957. *Vanillin. Industrial Chemicals,* pp.796-799.
- Fuadi AM, Pranoto H.2016 *Pemanfaatan Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit sebagai Bahan Baku Glukosa. Chemica 31;1-5*

- Geankoplis, J.C. 1978. *Transport Process and Unit Operation 3rd edition*.
Prentice Hall International. Inc, United States of America.
- Goyal, H.B, et al., 2006. '*Bio-Fuels from Thermochemical Conversion of Renewable Resources*'. A Review. India Institute of S Petroleum India.
- Kawser,M.D., and Farid Nash,2000, *Oil Palm Shell as a Source of Phenol*,
Journal of Oil Palm Research 12 86-94.
- Kern, D. Q,. 1950. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Companies, Inc., New York.
- Kirk,-Othmer, D.F. 1968, *Encyclopedia of Chemical Technology*, Hohn Wiley and sons Inc, New York.
- Kirk, R.E., Othmer, D.F., 1991, *Encyclopedia of Chemical EngineeringTechnology*,
5th Edition, Volume 1, The Interscience Publisher Division of John Wiley and Sons Inc, New York.
- Kunii, D. and Levenspiel, O., 1991. *Fluidization engineering*.
ButterworthHeinemann.
- Perry's *Chemical Engineers' Handbook*. Poling, B.E., Prausnitz, J.M. and O'connell, J.P., 2001. *Properties of gases and liquids*. McGraw-Hill Education.
- Powell, Sheppard T., 1954. *Water Conditioning for Industry 1st ed.*, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Samaras.P, Dabou.X, Sakellaropoulus. GP., 1999, *Production, characterization and applications of carbon molecular sieves from a high ash Greek lignite*.
Volume 120, Part A, Pages 425-457.

- Treyball, R.E., 1979. *Mass Transfer Operation's 3rd ed.* Mc GrawHill Book. Kogakusha, Tokyo.
- Ullmann. 1987. *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Vol, A.10, 5th edition, VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim Federal Republic of Germany.
- Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics's*. John Wiley and Sons. Inc, New York. 128
- Walas, S.M., 1988. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth, United State of America.
- Wang, S., 2013, *High-Efficiency Bio-Oil Serbuk Gergaji Sengon (Paraserianthes Falcataria L. Nielsen) Menggunakan Proses Pirolisis Lambat*, Jurnal Penelitian Hasil Hutan, Vol. 31 (4)
- Wankat, P.C., 2006. *Separation process engineering*. Pearson Education.
- Yaws, C. L., 1999. *Chemical Properties Handbook*. Mc-Graw-Hill Companies, Inc., New York
- Zeban Shah et all, 2017, "*Separation of phenol from Bio-Oil Produced from Pyrolysis of Agricultural Wastes*", Modern Chemistry & Aplications, Brazil.

LAMPIRAN A

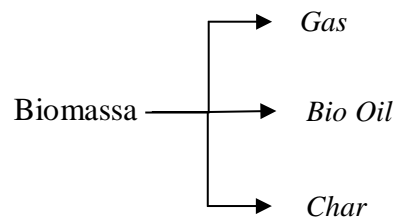
PERANCANGAN FLUIDIZED BED REAKTOR (R-01)



Gambar 1. *Reaktor Fluidized Bed*

Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi pirolisis dengan menggunakan gas fluidisasi berupa gas nitrogen dan umpan tandan kosong kelapa sawit (TKKS)
Jenis	: Reaktor <i>fluidized bed</i>
Kondisi operasi	:
Tekanan, atm	: 1 atm
T _{in} , °C	: 500 °C
T _{out} , °C	: 500 °C
Reaksi	: Endotermis

Reaktor dihitung menggunakan jenis reaktor *bubbling fluidized bed* dengan reaksi *fast pyrolysis*. Reaktan merupakan fasa gas berupa gas fluidisasi (nitrogen) yang dialirkan dari bawah reaktor melalui tumpukan partikel padat pada kecepatan fluidisasi tertentu. Biomassa berupa tandan kosong kelapa sawit dialirkan dari *conveyor* menuju reaktor yang kemudian mengalami proses pirolisis sehingga menghasilkan gas, *bio oil*, dan *char*, dengan reaksi sebagai berikut :



Pada reaksi utama, biomassa akan menghasilkan 3 produk, yaitu gas, *bio oil*, dan *char*. Dimana, *bio oil* yang terbentuk kemudian terdekomposisi menjadi gas dan *char* pada reaksi samping.

A. Alasan Pemilihan Reaktor

Reaktor *fluidized bed* dipilih dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut (Ulman's Encyclopedia-Fluidized Bed Reactor, hal. 10).

- a) Zat reaksi berupa gas.
- b) Laju perpindahan panas dan massa antara partikel dan gas lebih tinggi dibandingkan mode lainnya.
- c) Pendistribusian suhu lebih merata dan pengoperasian mudah

dikarenakan reaksi terfluidisasi sehingga menyebabkan proses lebih stabil.

d) Penanganan dan transportasi pada produk lebih mudah.

B. Perancangan Reaktor

1. Menghitung Properties dari Gas

a. Menghitung Berat Molekul Umpan (BM)

$$BM \text{ campuran} = \sum(BM_i \cdot y_i)$$

Keterangan:

BM : Berat Molekul komponen y_i

: Fraksi Mol Komponen

Tabel 1. Berat molekul campuran

Komponen	BM	y_i	BM* y_i
C ₁₀₀ H ₁₂₀ O ₄₀	1.962	0,87	1706,51
H ₂ O	18	0,04	0,78
N ₂	28	0,08	2,44
Total		1	1709,73

Diperoleh BM campuran gas sebesar 1709,73 Kg/Kmol

b. Menghitung Volume Umpan

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Keterangan :

Pada H₂O :

n : Mol umpan, gmol/detik : 38,56

R : Konstanta gas ideal, cm³.atm/gmol.K : 82,06

T	: Temperature umpan, K	: 303
P	: Tekanan Umpan, atm	: 1
Z	: Koefisien virial	: 0,98
Vg	: Laju alir volumetrik, cm ³ /detik	: 946622,59
	Laju alir volumetrik, m ³ /detik	: 0,95

Pada N₂ :

n	: Mol umpan, gmol/detik	: 29,82
R	: Konstanta gas ideal, cm ³ .atm/gmol.K	: 82,06
T	: Temperature umpan, K	: 773
P	: Tekanan Umpan, atm	: 1
Z	: Koefisien virial	: 1
Vg	: Laju alir volumetrik, cm ³ /detik	: 1892325
	Laju alir volumetrik, m ³ /detik	: 1,89

c. Menghitung Densitas Umpan

$$\rho_g = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z}$$

Densitas masing-masing komponen :

$$\begin{aligned} \rho_s &= \frac{1 \text{ atm} \times 1.962 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{82,06 \frac{\text{atm} \cdot \text{m}^3}{\text{gmol} \cdot \text{K}} \times 303 \text{ K}} \\ &= 0,09 \frac{\text{gr}}{\text{m}^3} \end{aligned}$$

$$= 5,82 \frac{lb}{ft^3}$$

$$= 93310,14 \frac{kg}{m^3}$$

Densitas fluida :

$$\rho_s = \frac{1000 \frac{kg}{kmol}}{82,06 \frac{atm \cdot m^3}{gmol \cdot K} \times 303 K}$$

$$= 0,0007 \frac{gr}{m^3}$$

$$= 0,05 \frac{lb}{ft^3}$$

$$= 733,92 \frac{kg}{m^3}$$

Densitas Gas :

$$\rho_s = \frac{1000 \frac{kg}{kmol}}{82,06 \frac{atm \cdot m^3}{gmol \cdot K} \times 773 K}$$

$$= 0,0004 \frac{gr}{m^3}$$

$$= 0,03 \frac{lb}{ft^3}$$

$$= 441,38 \frac{kg}{m^3}$$

d. Menghitung Viskositas Gas (μg)

Viskositas gas dihitung menggunakan persamaan dalam literatur (Yaws, 1999).

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

Keterangan:

μ : viscosity of Gas, micropoise

A, B, C : konstanta

T : suhu gas masuk reactor, = 773 K

Tabel 2. Data koefisien perhitungan viskositas gas

Komponen	A	B	C
H ₂ O	-36,84	0,43	-0,000016
N ₂	42,60	0,48	-0,000099

Tabel 3. Data perhitungan viskositas gas

Komponen	Viskositas (mp)	Viskositas (kg/m.s)	yi	Viskositas*yi (kg/m.s)
H ₂ O	-36,84	-0,0000037	0,04	-0,00000016
N ₂	350,80	0,000035	0,09	0,0000030
Total		0,000031	1	0,0000029

e. Menghitung Kecepatan Fluidisasi Minimum (Umf)

$$\frac{dp \cdot Umf \cdot g}{\mu} = [(33,7^2) \frac{(0,0404) \cdot (dp^3) \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2}]^{\frac{1}{2}} - 33,7$$

Keterangan :

ρ_s : massa jenis partikel (katalis), kg/m³

ρ_g : massa jenis gas, kg/m³

g : percepatan gravitasi, m/s

Umf : kecepatan minimum fluidisasi, m/s

μ : viskositas gas, kg/m.s

dp : diameter partikel, m

(Kuni, 1991:70)

Diperoleh nilai U_{mf} sebesar 0,20 m/s.

Syarat terjadinya fluidisasi adalah ketika kecepatan gas masuk (U_0) lebih besar dari kecepatan minimum fluidisasinya (U_{mf}). (Levenspiel, 1999).

f. Menghitung Bilangan Reynold

Reynolds dihitung dengan persamaan berikut:

$$Re = \frac{dp \cdot U_{mf} \cdot \rho_f}{\mu_f}$$

$$Re = 2596998,80$$

g. Menghitung Kecepatan Terminal

Kecepatan terminal dapat dihitung berdasarkan bilangan Reynold menggunakan persamaan-persamaan berikut :

$$\text{Untuk } Re < 0,2 \text{ maka } Ut = \frac{g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot dp^2}{18 \cdot \mu_g}$$

$$\text{Untuk } 0,4 < Re < 500 \text{ maka } Ut = \frac{1,78 \cdot 10^2 (g \cdot (\rho_s - \rho_g))^2}{\rho_g \cdot \mu_g}$$

$$\text{Untuk } 500 < Re < 200.000 \text{ maka } Ut = \left(\frac{3,1 \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_g)}{\rho_g} \right)^{\frac{1}{2}}$$

(Kunii and Levenspiel, 1999)

Bilangan Reynold saat U_{mf} adalah 2596998,80 sehingga U_t dapat dihitung sebagai berikut :

$$Ut = \left(\frac{3,1 \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_g)}{\rho_g} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$Ut = 1,78 \text{ m/s}$$

h. Menghitung Kecepatan Gas saat Masuk Reaktor (U_0)

Untuk menghindari terjadinya partikel yang ikut keluar reaktor maka kecepatan gas fluidisasi harus dijaga antara kecepatan minimum fluidisasi

(Umf) dan kecepatan terminal (Ut).

Rule of thumb: $U_{mf} < u_0 < u_t$

Keterangan:

U_t : kecepatan maksimum fluidisasi, m/s

U_{mf} : kecepatan minimum fluidisasi, m/s

U_0 : kecepatan gas saat masuk reaktor, m/s

Maka dipilih $U_0 = 0,6$

2. Menghitung Dimensi Reaktor

a. Menghitung Diameter Zona Reaksi (dt)

$$A = \frac{Q}{u_0}$$

$$dt = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0,5}$$

Diperoleh nilai A sebesar $4,62 \text{ m}^2$

Maka diameter zona reaksi (dt) = 2,43 m

b. Menghitung *Transport Disengaging Height* (TDH)

Diketahui:

$U_{mf} = 0,20 \text{ m/s}$

$D_t = 2,43 \text{ m}$

Berdasarkan kurva (*Fig. 3. 16*), diperoleh nilai (TDH/dt) yaitu 2,2.

Sehingga, diperoleh nilai TDH = 5,34 m

Dengan faktor keamanan 20%, maka TDH = 6,40 m. Dari perhitungan dapat diketahui bahwa tinggi yang dibutuhkan untuk gas keluar pada bagian atas reaktor dihitung dari permukaan padatan yaitu sebesar 6,40 m.

c. Menghitung Tebal Shell

Tebal dinding reaktor (*Shell*)

Tebal dinding reaktor dapat dihitung menggunakan persamaan (Brownell & Young, 1959) sebagai berikut:

$$ts = \frac{P \cdot rt}{(f \cdot E) - (0,6 \cdot P)} + C$$

Keterangan:

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Stainless Steel SA-167*

Grade 11 Tipe 316

P : Tekanan *design* reaktor, psi : 1 atm = 14,7 psi

rt : *Inside radius of shell* (dt/2) : 1,2 m = 47,75 in

f : Tekanan maksimum : 1000 psi

E : Efisiensi pengelasan : 0,85

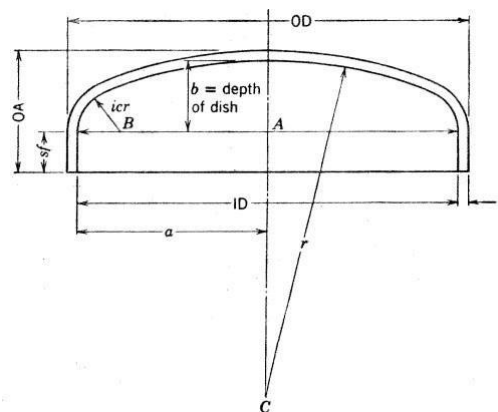
C : Faktor korosi : 0,125

Maka,

Ts = 0,96 in, digunakan tebal shell standar sebesar 1,125 in.

d. Menghitung tebal dan tinggi head

1) Bentuk: *Torispherical*



Gambar 2. Bentuk *Head* Reaktor *Torispherical*

2) Tebal *Head*

Tebal *Head* Atas

Untuk menghitung diameter luar digunakan persamaan:

$$OD = df + 2ts$$

$$OD = 167,50 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young (*Table 5.7*, halaman 90), untuk OD yang mendekati adalah 168 in dan tebal *shell* 1 1/8 in diperoleh nilai:

icr : Jari-jari sudut dalam *dish head* = 10, 125

r : Jari-jari *dish head*, in = 144

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$W = 1,69 \text{ in}$$

$$th = \frac{P. r. W}{2f. E - 0,2W}$$

$$th = 2,11 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$$

Diambil tebal head standar yaitu 2 1/4 in = 2,25 in

Tebal Head Bawah

Untuk menghitung diameter luar digunakan persamaan:

$$OD = df + 2ts$$

$$OD = 50 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young (*Table 5.7*, halaman 90), untuk OD yang mendekati 54 in dan tebal *shell* 1 1/8 in diperoleh nilai:

icr : Jari-jari sudut dalam *dish head* = 3,375

r : Jari-jari *dish head*, in = 48

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$W = 2,53 \text{ in}$$

$$th = \frac{P. r. W}{2f. E - 0,2W}$$

$$th = 1,05 \text{ in} = 0,03 \text{ m}$$

Diambil tebal head standar yaitu $1\frac{1}{4}$ in = 1,25 in

3) Tinggi Head

Tinggi Head Atas

Dalam perancangan ini, dipilih *Torispherical flanged and dished head*, sehingga dari Tabel 5.7 Brownell & Young didapatkan data sebagai berikut:

Di	: 2 m
OD	: 167,5 in
OD standar	: 168 in
icr	: 10, 125 in
r	: 144 in
a	: 1 m
AB	: 0,83 m
BC	: 3,50 m
AC	: 3,40 m
b	: 0,30 m

Tabel 5.6 Brownell & Young diperoleh:

Sf	: 1,5 – 4,5 in
Dipilih sf	: 4,5 in
Lh	: $t_h + b + sf = 0,40$ m

Dengan faktor keamanan 20%, maka $L_h = 0,45$ m

Tinggi Head Bawah

Dalam perancangan ini, dipilih *Torispherical flanged and dished head*, sehingga dari Tabel 5.7 Brownell & Young didapatkan data sebagai berikut:

Di : 5 m
 OD : 50 in
 OD standar : 54 in
 Icr : 3,375 in
 r : 48 in
 a : 0,60 m
 AB : 0,51 m
 AC : 1 m
 b : 0,22 m

Tabel 5.6 Brownell & Young diperoleh:

Sf : 1,5 – 4,5 in
 Dipilih sf : 4,5 in
 Lh : th + b + sf = 0,36 m

Dengan faktor keamanan 20%, maka Lh = 0,43 m

e. Menghitung Tinggi Zona Reaksi (Lt)

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

(Kunii & Levenspiel, 1991)

Keterangan:

- K : Kecepatan reaksi kimia
- Kbc, Kce : Koefisien perpindahan massa, s⁻¹
- Lt : Tinggi *bubbling bed*, m
- Ub : Kecepatan gelembung, m/s
- γ_b : Rasio padatan yang terdispersi dalam gelembung dan volume gelembung dalam *bed*
- γ_c : Rasio padatan yang terdispersi dalam gas dan volume

gelembung dalam *bed*

γ_e : Rasio antara padatan yang terdispersi dalam emulsi dan volume gelembung dalam *bed*

1) Menghitung Kecepatan Gelembung (U_b)

Kecepatan naik gelembung di *bed* mengikuti persamaan berikut (Kunii & Levenspiel, 1991).

$$u_{br} = 0,711 (g \cdot d_b)^{0,5}$$

Keterangan:

u_{br} : kecepatan naik gelembung, m/s

d_b : diameter gelembung, m

g : percepatan gravitasi bumi, m/s²

Sehingga,

$$U_{br} = 0,711(9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,4 \text{ m})^{0,5} = 1,4 \text{ m/s}$$

Kecepatan naik gelembung *overall* di *bed* (U_b) mengikuti persamaan (Kunii & Levenspiel, 1991).

$$u_b = u_0 - u_{mf} + u_{br}$$

Keterangan:

u_b : kecepatan naik gelembung *overall* di *bed*, m/s

u_0 : kecepatan gas saat masuk reaktor, m/s

u_{mf} : kecepatan minimum fluidisasi, m/s

u_{br} : kecepatan naik gelembung di *bed*, m/s

Sehingga,

$$u_b = 0,61 \text{ m/s} - 0,2 \text{ m/s} + 1,4 \text{ m/s} = 1,82 \text{ m/s}$$

2) Menghitung Fraksi Gelembung di *bed* (δ)

Fraksi gelembung di *bed* mengikuti persamaan berikut (Kunii & Levenspiel, 1991).

$$\delta = \frac{U_0 - U_{mf}}{U_b - U_{mf}}$$

Keterangan :

δ : fraksi gelembung di *bed*

u_b : kecepatan naik gelembung *overall* di *bed*, m/s

u_0 : kecepatan gas saat masuk reaktor, m/s

u_{mf} : kecepatan minimum fluidisasi, m/s

Sehingga,

$$\delta = \frac{0,61 \text{ m/s} - 0,2 \text{ m/s}}{1,82 \text{ m/s} - 0,2 \text{ m/s}} = 0,25$$

3) Rasio Padatan yang Terdispersi Dalam Gelembung dan Volume Gelembung Dalam Bed (Kunii:158)

$$\gamma_b = 0,005$$

4) Menghitung Rasio Padatan yang Terdispersi Dalam Gas dan Volume Gelembung Dalam Bed

$$\gamma_c = (1 - \epsilon_{mf}) \cdot \left(\frac{3}{U_{br} \cdot U_{mf} - 1} + fw \right)$$

Keterangan:

ϵ_{mf} : fraksi ruang kosong di *bed* saat fluidisasi minimum

fw : *Wake fraction*

Diketahui :

$\epsilon_{mf} : 0,5$

$\alpha : 0,26$

Sehingga,

$$\gamma_c = 0,74$$

5) Menghitung Rasio Antara Padatan yang Terdispersi dalam Emulsi dan Volume Gelembung dalam Bed

Volume Gelembung Dalam Bed

$$y_e = \frac{(1 - \epsilon mf)(1 - \delta)}{\delta} - y_b - y_c$$

Sehingga diperoleh $\gamma_e = 2,21$

6) Menghitung Koefisien Difusi Molekuler (ρ)

Koefisien difusi molekuler dihitung dengan persamaan Fuller et al. (Perry, 1999).

$$\rho = \frac{10^{-3} T^{1,75} \left\{ \frac{M_{wA} + M_{wB}}{M_{wA} \cdot M_{wB}} \right\}^{0,5}}{P \{ (\sum V)_A^{1/3} + (\sum V)_B^{1/3} \}^2}$$

Keterangan:

$(\sum v)_A$ = diffusion volumes for TKKS

$$= 100 \times (16,5) + 120 \times (1,98) + 40 \times (5,48) - 20,2$$

$$= 2086,6$$

$(\sum v)_A$ = diffusion volumes for air = 20,1

Dengan:

T : Suhu reaktor, K

P : tekanan reaktor, Pa

M_A : berat molekul TKKS = 1.962 g/mol

M_B : berat molekul udara = 28,9 g/mol

Kondisi Operasi:

$$T = 500^\circ\text{C} = 773 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 101.325 \text{ Pa}$$

Sehingga,

$$\rho = 0,00000088 \text{ m}^2/\text{s} = 0,0088 \text{ cm}^2/\text{s}$$

7) Menghitung Koefisien Transfer Massa Antara Gas dalam Gelembung dengan Gas di Cloud (K_{bc})

Persamaan yang digunakan untuk menghitung koefisien perpindahan massa adalah sebagai berikut (Kunii & Levenspiel, 1991).

$$K_{bc} = 4,5 \left(\frac{U_{mf}}{db} \right) + 5,85 \left(\frac{\phi^{1/2} \cdot g^{1/4}}{db^{5/4}} \right)$$

Sehingga,

$$K_{bc} = 5,36 \text{ s}^{-1}$$

8) Menghitung Koefisien Transfer Massa Antara Gas di *Cloud* dengan Gas di *Emulsion* (K_{ce})

Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut (Kunii & Levenspiel, 1991).

$$K_{ce} = 6,77 \left(\frac{\phi \cdot \varepsilon_{mf} \cdot U_{br}}{db^3} \right)^{0,5}$$

K_{ce} : konstanta antara gas di *cloud* dengan gas di *bed*, s^{-1}

ε_{mf} : fraksi ruang kosong di *bed* saat fluidisasi minimum

ϕ : koefisien difusi molekuler, m^2/s

db : diameter gelembung, m

Sehingga,

$$K_{ce} = 0,04 \text{ s}^{-1}$$

Dari perhitungan keseluruhan diatas, dimasukkan ke dalam

persamaan untuk menghitung tinggi zona reaksi (L_t), sehingga diperoleh:

$$L_t = 0,36 \text{ m}$$

Dengan faktor keamanan 20%, maka $L_t = 0,43 \text{ m}$

Maka, tinggi total reaktor = $L_h + L_t + TDH = 7,68 \text{ m}$

f. Menghitung Diameter Freeboard (D_f)

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

Asumsi $U_c = 0,9 \text{ m/s}$

$$Af = \frac{Q}{U}$$

Diperoleh nilai Af sebesar $3,15 \text{ m}^2$

$$Df = \left[\frac{4 \cdot Af^{0,5}}{\pi} \right]$$

Diperoleh diameter *freeboard* sebesar 2 m

g. Menghitung Dimensi Gas Distribution Plate

1) Menghitung Dimensi Gas Distribution Plate

Untuk menghitung dimensi gas menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{\Delta p_b}{L_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c}$$

$$\frac{\Delta p_b}{L_{mf}} = 1 - \delta$$

Dengan:

$$\rho_g = 441,38 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_s = 93310 \text{ kg/m}^3$$

$$L_{mf} = 0,32$$

Sehingga, $\Delta P = 15048,23 \text{ kg/m}^3 = 1,46 \text{ atm}$

2) Menghitung Kecepatan Orifice (Nre)

$$NRe = \frac{d_t \cdot U_o \cdot \rho_g}{\mu}$$

Diperoleh nilai NRe sebesar $227333,36$

Berdasarkan Kunii (halaman 105), dengan $NRe > 3000$ didapatkan nilai koefisien orifice (C_d), or sebesar $0,6$.

3) Menghitung kecepatan Gas Melalui Orifice (Uor)

Menghitung kecepatan gas orifice menggunakan persamaan berikut :

$$U_{or} = C_d \left[\frac{2 \cdot g \cdot c \cdot \Delta p}{\rho g} \right]^{0,5}$$

$$U_{or} = 15,51 \text{ m/s}$$

4) Menghitung Jumlah Lubang

Diameter Orifice (D_{or}) yang biasa digunakan yaitu antara 0,6 mm – 2,5 mm.

Asumsi $D_{or} = 2,5 \text{ mm} = 0,0025 \text{ m}$

$$N_{or} = \frac{4 \cdot U_o}{U_{or} \cdot \pi \cdot D_{or}^2}$$

$$N_{or} = 8068,21 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas penampang lingkaran bawah} = \frac{\pi \cdot d t^2}{4} = 4,62 \text{ m}^2$$

Sehingga diperoleh total jumlah lubang sebanyak 1746,45 lubang.

h. Menghitung Waktu Tinggal Reaktor

$$t = \frac{L t}{U_o}$$

$$t = 12,6 \text{ s}$$

i. Menghitung Volume dalam Reaktor

Volume reaktor adalah volume vessel reaktor ditambah dengan volume kedua *head* (Bwonell & Young, 1979).

1) Volume *head* atas

$$\begin{aligned} \text{Volume head atas} &= 0,000049 \cdot (D_f)^2 \cdot L_f \\ &= 0,000085 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2) Volume *Transport Disengaging Height* (TDH)

$$V_{TDH} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_f)^2 \cdot (L_{TDH} - I_f) + \frac{\pi}{3} \cdot L_f \cdot \frac{1}{4} \cdot (D_f^2 \cdot D_t + D_r^2)$$

$$= 31,6 \text{ m}^3$$

3) Volume Reaksi

$$V \text{ Reaksi} = \frac{\pi}{4} \cdot (Dt)^2 \cdot Lt$$

$$= 2 \text{ m}^3$$

4) Volume *Head* Bawah

$$Volume \text{ head bawah} = 0,000049 \times (Dt)^2 \times Lt$$

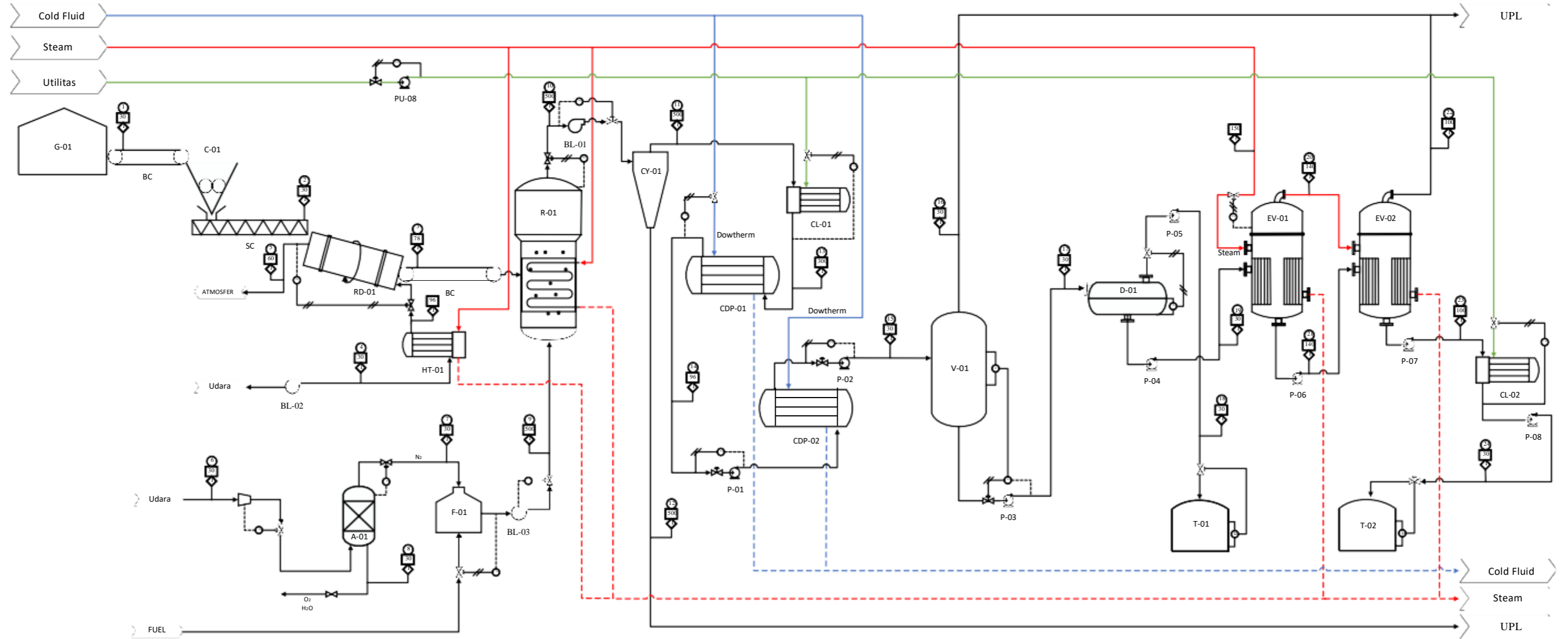
$$= 0,00013 \text{ m}^3$$

Maka, total volume reaktor adalah $17,50 \text{ m}^3$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK FENOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT

KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



Komponen	NOMOR ARUS Kg/jam																							
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
C100H120Q40	38890,06	38890,06	38890,06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
N2	-	-	-	33518,05	33518,05	16971,39	16971,39	-	16971,39	16971,39	-	16971,39	16971,39	16971,39	16971,39	16971,39	-	-	-	-	-	-	-	-
O2	-	-	-	9024,21	9024,21	4569,22	-	4569,22	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C(Char)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	15945,46	15945,46	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5586,39	5586,39	5586,39	5586,39	5586,39	5586,39	-	-	-	-	-	-	-	-
CO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2138,64	2138,64	2138,64	2138,64	2138,64	2138,64	-	-	-	-	-	-	-	-
H2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	388,97	388,97	388,97	388,97	388,97	388,97	-	-	-	-	-	-	-	-
H2O	4082,38	4082,38	1933,76	429,72	2578,35	217,58	-	217,58	-	9886,74	9886,74	9886,74	9886,74	9886,74	9886,74	-	9886,74	9886,74	4992,49	4894,254	4894,254	-	-	-
CH4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1322,55	1322,55	1322,55	1322,55	1322,55	1322,55	-	-	-	-	-	-	-	-
Asam Asetat	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1248,74	1248,74	1248,74	1248,74	1248,74	1248,74	-	1248,74	1248,74	-	-	-	-	-
1-octane	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	92,36	92,36	92,36	92,36	92,36	92,36	-	92,36	92,36	-	-	-	-	-
2-propanone,1-hydroxy	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	122,66	122,66	122,66	122,66	122,66	122,66	-	122,66	122,66	-	-	-	-	-
Benzal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	88,67	88,67	88,67	88,67	88,67	88,67	-	88,67	88,67	-	-	-	-	-
Fenol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2091,09	2091,09	2091,09	2091,09	2091,09	2091,09	-	2091,09	2091,09	-	2091,09	-	2091,09	2091,09
Asam pentanoate	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	137,44	137,44	137,44	137,44	137,44	137,44	-	137,44	137,44	-	-	-	-	-
o-Cresol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	58,37	58,37	58,37	58,37	58,37	58,37	-	58,37	58,37	-	58,37	-	58,37	58,37
m-Cresol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	356,15	356,15	356,15	356,15	356,15	356,15	-	356,15	356,15	-	356,15	-	356,15	356,15
p-Cresol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	171,42	171,42	171,42	171,42	171,42	171,42	-	171,42	171,42	-	171,42	-	171,42	171,42
Gualacol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	181,03	181,03	181,03	181,03	181,03	181,03	-	181,03	181,03	-	181,03	-	181,03	181,03
Pyrocatechol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	159,60	159,60	159,60	159,60	159,60	159,60	-	159,60	159,60	-	159,60	-	159,60	159,60
1,2-benzenediol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	256,40	256,40	256,40	256,40	256,40	256,40	-	256,40	256,40	-	256,40	-	256,40	256,40
Catechol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	149,26	149,26	149,26	149,26	149,26	149,26	-	149,26	149,26	-	149,26	-	149,26	149,26
Eugenol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	100,49	100,49	100,49	100,49	100,49	100,49	-	100,49	100,49	-	100,49	-	100,49	100,49
Syringol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	101,23	101,23	101,23	101,23	101,23	101,23	-	101,23	101,23	-	101,23	-	101,23	101,23
Fenol,2,6-dimethoxy	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	240,14	240,14	240,14	240,14	240,14	240,14	-	240,14	240,14	-	240,14	-	240,14	240,14
TOTAL	42972,44	42972,44	40823,82	42971,99	45120,61	21758,20	16971,39	4786,80	16971,39	57795,21	15945,46	41849,75	41849,75	41849,75	41849,75	26407,96	15441,79	1689,87	13751,93	4992,49	8759,44	4894,25	3865,19	3865,19

Keterangan			
T	Tangki	EV	Evaporator
G	Gudang	CL	Cooler
BC	Belt Conveyor	FC	Flow Control
RD	Dryer	TC	Temperature Control
SC	Screw Conveyor	LC	Level Control
C	Crusher	PC	Pressure Control
R	Reaktor	LI	Level Indicator
P	Pompa	⊗	Control Valve
CY	Cyclone	—/—	Arus Sinyal Pneumatic
CDP	Condenser Parsial	○	Nomor Arus
V	Flash Drum	⊥	Suhu
M	Mixer	◇	Tekanan
D	Decanter	Arus Sinyal Listrik



PRODI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2023

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK FENOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH:
1. Muhammad Syafiq Maulana (19521156)
2. Nabila Aprillia (19521114)

DOSEN PEMBIMBING:
Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN



1. Nama Mahasiswa : Muhammad Syafiq Maulana
No. MHS : 19521156
2. Nama Mahasiswa : Nabila Aprillia
No. MHS : 19521114

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK FENOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **10 April 2023**

Batas Akhir Bimbingan : **8 Oktober 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	05 Okt 2022	Perkenalan dan diskusi	
2.	10 Nov 2022	Konsultasi data kapasitas	
3.	14 Des 2022	Konfirmasi data kapasitas dan diskusi masalah proses	
4.	20 Jan 2023	Proses dan spesifikasi	
5.			

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, _____

Pembimbing,



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

*) **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN




1. Nama Mahasiswa : Muhammad Syafiq Maulana
No. MHS : 19521156
2. Nama Mahasiswa : Nabila Aprillia
No. MHS : 19521114

Judul Prarancangan *) :

PRARANCANGAN PABRIK FENOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 9 Oktober 202

Batas Akhir Bimbingan : 6 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	05 Apr 2023	Diskusi diagram alir	
2.	31 Mei 2023	Konfirmasi Diagram alir	
3.	06 Juli 2023	Neraca Massa dan Reaktor	
4.	29 Agu 2023	Perancangan alat besar dan kecil	
5.	21 Sep 2023	Perancangan alat besar dan kecil	
6.	02 Okt 2023	Diskusi Naskah	
7.	04 Okt 2023	PEFD, struktur, dan utilitas	
8.	09 Okt 2023	Konfirmasi Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, _____

Pembimbing,



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

*) **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy