

**PRARANCANGAN PABRIK FENOL DARI TANDAN  
KOSONG KELAPA SAWIT  
DENGAN KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN  
PERANCANGAN PABRIK**

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



**Oleh :**

Nama : Berly Aldro Alfaridzi      Nama : Cahya Nugraha  
No. Mahasiswa : 15 521 130      No. Mahasiswa : 15 521 155

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2019**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL**

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

**Saya yang bertanda tangan dibawah ini :**

Nama : Berly Aldro Alfaridzi      Nama : Cahya Nugraha  
No. Mahasiswa : 15 521 130      No. Mahasiswa : 15 521 155

**Yogyakarta, 13 September 2019**

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

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

  
**Berly Aldro Alfaridzi**

  
**Cahya Nugraha**

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRARANCANGAN PABRIK FENOL DARI TANDAN KOSONG  
KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**



**PERANCANGAN PABRIK**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat**

**Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**

**Oleh:**

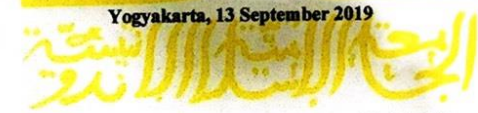
**Nama: Berly Aldro Alfaridzi**

**Nama: Cahya Nugraha**

**NIM: 15521130**

**NIM: 15521155**

**Yogyakarta, 13 September 2019**



**Pembimbing I,**

**Pembimbing II,**

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

**Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**PERANCANGAN PABRIK**

Oleh :

Nama : **Berly Aldro Alfaridzi**

Nama : **Cahya Nugraha**

NIM : **15521130**

NIM : **15521155**

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu  
Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi  
Industri Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, September 2019

**Tim Penguji.**

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

Ketua

**Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc.**

Anggota I

**Achmad Chafidz M. S., S.T., M.Sc**

Anggota II

*Hidayat*  
.....

*Pratikno*  
.....

*Achmad*  
.....

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



**Dr. Suharno Rusdi**

**NIK: 845210102**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**PERANCANGAN PABRIK**

Oleh :

Nama : **Berly Aldro Alfaridzi**

Nama : **Cahya Nugraha**

NIM : **15521130**

NIM : **15521155**

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, September 2019

**Tim Penguji.**

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

Ketua

**Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc.**

Anggota I

**Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.**

Anggota II

*Hidayat*  
.....  
*Pratikno Hidayat*  
.....  
*Muflih Arisa Adnan*  
.....  
25/9/2019

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



**Dr. Suharno Rusdi**

NIK: 845210102

*Bismillahirrahmanirrahim.*

*Alhamdulillahillahirabbil'alaminn.*

Rasa syukur dan tulus saya ucapkan terimakasih untuk dipersembahkan kepada :

1. Allah SWT dengan segala rahmat, nikmat dan karunia-Nya yang tak terhingga sehingga saya dapat menyelesaikan masa studi S1 Teknik Kimia saya di UII. Semoga ilmu yang saya peroleh bermanfaat dan menjadi berkah dunia akhirat.
2. Nabi Muhammad SAW untuk syafa'at, ajaran dan perjuangan yang Beliau lakukan untuk tegaknya syari'at islam.
3. Papa, Mama dan Adik terimakasih atas dukungan moral maupun materinya. Terimakasih atas semua pengorbanan dan kasih sayangnya untuk saya dengan selalu mendengarkan keluh kesah selama kuliah, memberikan doa, nasehat, motivasi, dan kesabara untuk memberikan dukungan apapun untuk saya selama saya kuliah S1 Teknik Kimia di UII. Semoga Papa dan Mama selalu dilindungi oleh Allah SWT.
4. Dosen Pembimbing skripsi saya yaitu Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. Selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. Selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir. Terimakasih telah memberikan bimbingan serta pengarahan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Sahabat sekaligus patner Tugas Akhir saya yaitu Cahya Nugraha yang telah memberikan waktu, ilmu, kerja samanya, dan kesabarannya selama mengerjakan dan menyelesaikan Tugas Akhir ini.
6. Teman-teman angkatan seperjuangan di Teknik Kimia 2015 dan Pengurus JARKOM HMTK-TT FTI UII 2017/18 & 2018/19, terimakasih atas ilmu, canda, tawa dan banyak memberikan inspirasi hidup untuk masa depan. Sukses selalu teman-teman.

7. Sahabat saya di Jogja **Galih, Yanto, Dara, Jenny, Ibnu, Fitratur, Daniel, Alfi**, teman-teman KKN, teman-teman kelompok bimbingan,, teman-teman Consina-Forester Kaliurang dan teman-teman lainnya yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu, yang selalu ada disaat suka maupun duka. Terimakasih selalu mendengar keluh kesah yang saya alami, terimakasih atas motivasi, nasehat, wejangan-wejangannya.
  
8. Sahabat saya di Pontianak, **Aziz, Reno, Uul, Janu dan Nada** serta teman-teman OST yang tidak henti hentinya memberikan semangat dan motivasi untuk menyelesaikan skripsi. Semoga sukses dan sehat selalu untuk kalian.

**Berly Aldro Alfaridzi**

## HALAMAN PERSEMBAHAN

*Bismillahirrahmanirrahim.*

*Alhamdulillahillahirabbil'alaminn.*

Rasa syukur dan tulus saya ucapkan terimakasih untuk dipersembahkan kepada :

1. Allah SWT dengan segala rahmat, nikmat dan karunia-Nya yang tak terhingga sehingga saya dapat menyelesaikan masa studi S1 Teknik Kimia saya di UII. Semoga ilmu yang saya peroleh bermanfaat dan menjadi berkah dunia akhirat.
2. Nabi Muhammad SAW beserta keluarga, sahabat dan umatnya untuk syafa'at, ajaran dan perjuangan yang Beliau lakukan untuk tegaknya syari'at islam.
3. Kedua Orang Tua saya Sunarno, S.H., Tusianingsih, S.Sos., Kakak saya Cahya Nugraha dan Adik saya Cahya Intansari, Cahya Bima Ramadhan, terimakasih atas dukungan moral maupun materinya. Terimakasih juga atas semua pengorbanan, kasih sayang untuk saya dengan selalu mendengarkan keluh kesah selama kuliah, memberikan doa, nasehat maupun motivasi untuk terus berjuang.
4. Dosen Pembimbing skripsi saya yaitu Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. Selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir dan Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. Selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir. Terimakasih telah memberikan bimbingan serta pengarahan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Sahabat sekaligus patner Tugas Akhir saya Berly Aldro Alfaridzi yang telah memberikan waktu, ilmu, kerja samanya, dan kesabarannya selama mengerjakan dan menyelesaikan Tugas Akhir ini.



9. Teman-teman angkatan seperjuangan di Teknik Kimia 2015 dan Pengurus LEM UII Periode 2016/2017, DPM FTI UII Periode 2017/2018, DPM FTI UII Periode 2018/2018, dan HMI MPO Komisariat FTI UII, terimakasih atas ilmu, canda, tawa dan banyak memberikan inspirasi hidup untuk masa depan. Sukses selalu kawan-kawan.
10. Sahabat saya di Jogja **SKIAK** dan **KKN UII Unit 275 angkatan 57**, teman-teman kelompok bimbingan, Terimakasih selalu mendengar keluh kesah yang saya alami, terimakasih atas motivasi, nasehat dan wejangan-wejangannya.
11. Calon Pendamping hidup saya saat ini **Amalia Syaharani Ibnu**, Terimakasih untuk Do'a, Semangat, serta Dukungannya selama ini. Kamu adalah penyemangat terbaikku setelah Ibu.

**Cahya Nugraha**

## LEMBAR MOTTO

***“Dan janganlah kamu berputus asa dari rahmat Allah. Sesungguhnya tiada berputus dari rahmat Allah melainkan orang orang yang kufur”***

( Q.S. Yusuf : 87)

***“Allah tidak akan membebani seseorang melainkan sesuai dengan kadar kesanggupannya”***

(Q.S. Al Baqarah : 286)

***‘Barang siapa keluar untuk mencari ilmu maka dia berada di jalan Allah ‘***

(HR. Tirmidzi)

## 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. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK FENOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 25.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Bapak Suharno Rusdi, Ir., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing I Tugas Akhir yang telah memberkan pengarahan dan bimbingan dalam penulisan dan penyusunan Tugas Akhir ini.
4. Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M. Eng. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Ayahanda dan Ibunda yang tercinta. Kami sangat bangga menjadi anak ayah yang menjadikan kami selalu ingin menjadi yang terbaik untuk keluarga.

Terima kasih atas segala dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.

6. Teman – teman Teknik Kimia 2015 yang selalu memberikan dukungan, semangat, serta doa.
7. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

*Wassalamu'alaikum Wr., Wb.*

Yogyakarta, 13 September, 2019

Penyusun

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI PABRIK	<b>Error! Bookmark not defined.v</b>
HALAMAN PERSEMBAHAN.....	vi
LEMBAR MOTTO .....	xii
KATA PENGANTAR.....	xiii
DAFTAR ISI.....	xvi
DAFTAR TABEL.....	xx
DAFTAR GAMBAR .....	xxiii
ABSTRACT.....	xxv
ABSTRAK.....	xxvii
BAB I.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
PENDAHULUAN.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
1.1 Latar Belakang .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
1.2 Kapasitas Perancangan .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
1.3 Tinjauan Pustaka .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
BAB II .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
PERANCANGAN PRODUK.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
2.1 Spesifikasi Produk.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
2.3 Pengendalian Kualitas .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>

BAB III.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
PERANCANGAN PROSES.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
3.1    Uraian Proses .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
3.1.1    Proses Pembuatan Fenol dari TKKS	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
3.2    Spesifikasi Alat .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
BAB IV.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
PERANCANGAN PABRIK.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.1    Lokasi Pabrik .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
FAKTOR PRIMER .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.1.1    Penyediaan Bahan Baku .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.1.2    Pemasaran Produk.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.1.3    Infrastruktur .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
FAKTOR SEKUNDER .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.1.4    Utilitas .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.1.5    Tenaga Kerja.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.1.6    Keadaan Iklim.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.1.7    Peraturan Pemerintah .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.1.8    Harga Tanah dan Bangunan.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.2    Tata Letak Pabrik .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.3    Tata Letak Alat Proses .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.4    Diagram Alir Proses dan Material.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.4.1    Diagram Alir Kualitatif .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.4.2    Diagram Alir Kuantitatif .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.4.3    Neraca Massa.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>

4.5	Pelayanan Teknik (Utilitas) .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan air (Water Supply Section) .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.5.2	Unit Penyediaan Steam .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.5.3	Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.5.4	Unit Penyediaan Listrik .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.5.5	Unit Penyediaan Udara Tekan .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.5.6	Unit Pengolahan Limbah .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.6.	Organisasi Perusahaan .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.6.1.	Bentuk Perusahaan .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.6.2.	Struktur Organisasi .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.6.3.	Tugas dan Wewenang .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.6.4.	Catatan .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.7.	Evaluasi Ekonomi .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.7.1.	Penaksiran Harga Peralatan .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.7.2.	Dasar Perhitungan .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.7.3.	Perhitungan Biaya .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.7.4.	Analisa Kelayakan .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
4.7.5.	Hasil Perhitungan .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
BAB V	.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
PENUTUP	.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
5.1.	Kesimpulan .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
5.2.	Saran .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
DAFTAR PUSTAKA	.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>

## **Abstract**

*Phenol or carbolic acid with the chemical formula  $C_6H_5OH$  is one of the basic ingredients of making antiseptics, herbicides and natural resins. In Indonesia there is no Phenol factory at all while so much demand for Phenol in Indonesia, with an average import value of 2015-2018 of 22,000 Tons / Year. Phenol is obtained from the pyrolysis of waste oil palm empty fruit bunches (OPEFB), where oil palm will be processed into bio-oil and bio-oil has a phenol content of 28.3% per liter.*

*This plant was built to produce Phenol 25,000 Tons / Year. This raw material consists of 1962 kg / hour Palm Oil Empty Fruit Bunches. Utilities needed are 248547.82 kg / hour of factory water needs, 1991.474 kW electricity and 52.219 Kg / Hour Solar.*

*The location of the factory will be established in the village of Kampung Lama Kec. Besitang Kab. Langkat, North Sumatra-Indonesia. The plant is planned by the company in the form of limited liability management (PT) with 219 employees. Total land area of 20,547 m<sup>2</sup>. Based on the results of an analysis of the economic aspects that have been carried out at this plant, the results show that the fixed capital needed is Rp360,501,428,667,184 and a working capital of Rp288,470,055,070,964 Pre-tax profits of Rp165,648,028,183,988 and after taxes of Rp 132,518,422,547 , 191. Return on Investment (ROI) before tax is 45,949% and after tax is 36,759%. Pay Out Time (POT) before tax is 1.78 years and after tax is 2.14 years, Break Event Point Value (BEP) is 35.933% and Shut Down*



*Point (SDP) is 13.24% with Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is 26.585%.  
Based on the economic analysis, the pre-designed bioethanol plant with a  
capacity of 25,000 tons / year is worth building.*

*Key words: Phenol, Oil Palm Empty Fruit Bunch, Bio-oil, Pyrolysis.*

## Abstrak

Fenol atau asam karbolat dengan rumus kimia  $C_6H_5OH$  adalah salah satu bahan dasar pembuatan antiseptik, herbisida dan resin alam. Di Indonesia pabrik Fenol belum ada sama sekali sedangkan kebutuhan Fenol di Indonesia Sangat besar, dengan nilai rata-rata impor 2015-2018 sebesar 22.000 Ton/Tahun. Fenol didapat dari *pyrolysis* limbah tandan kosong kelapa sawit (TKKS), dimana kelapa sawit akan diolah menjadi bio-oil dan bio-oil memiliki kadar fenol sebesar 28,3% per liternya.

Pabrik ini dibangun untuk menghasilkan Fenol 25.000 Ton/Tahun. Bahan baku ini terdiri dari 1962 Kg/Jam Tandan Kosong Kelapa Sawit. Utilitas yang diperlukan adalah 248547,82 kg/jam kebutuhan air pabrik, 1991,474 kW listrik dan 52,219 Kg/Jam Solar.

Lokasi pabrik akan didirikan di Desa Kampung Lama Kec. Besitang Kab. Langkat, Sumatera Utara-Indonesia. Pabrik ini direncanakan perusahaan dalam bentuk manajemen Perseroan Terbatas (PT) dengan 219 karyawan. Luas tanah keseluruhan 20.547 m<sup>2</sup>. Berdasarkan hasil analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan pada pabrik ini didapatkan hasil bahwa modal tetap dibutuhkan sebesar Rp360.501.428.667,184 dan modal kerja sebesar Rp288.470.055.070,964 Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp165.648.028.183,988 dan setelah pajak sebesar Rp 132.518.422.547,191. Presentasi Return on Investment (ROI) sebelum pajak adalah 45,949 % dan setelah pajak adalah 36,759 %. Pay Out Time (POT) sebelum pajak adalah 1,78 tahun dan setelah pajak adalah 2,14 tahun, Nilai Break

Event Point (BEP) adalah 35,933 % dan Shut Down Point (SDP) adalah sebesar 13,24% dengan Discounted Cash Flow Rate (DCFR) adalah 26,585 %. Berdasarkan analisa ekonomi tersebut, pra rancangan pabrik bioetanol dengan kapasitas 25.000 ton/tahun ini layak didirikan.

Kata-kata kunci: Fenol, Tandan Kosong Kelapa Sawit, Bio-oil, *Pyrolysis*.



## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1 Latar Belakang**

Tandan kosong kelapa sawit (TKKS) merupakan salah satu limbah padat yang dihasilkan oleh industri kelapa sawit. Indonesia sebagai penghasil kelapa sawit terbesar pertama di dunia dengan produksi kelapa sawit sebesar 29,34 juta ton pada tahun 2014 (Ditjen. Perkebunan, 2014) memiliki potensi limbah tandan kosong sawit yang sangat melimpah. TKKS yang dihasilkan berkisar 22% dari produksi kelapa sawit, sehingga potensi limbah TKKS pada tahun 2016 adalah berkisar 6,45 juta ton (F. Sulaiman, 2010).

Pemanfaatan limbah TKKS oleh industri kelapa sawit masih sangat terbatas. Pada umumnya limbah TKKS hanya digunakan untuk pemupukan areal perkebunan kelapa sawit dan bahan bakar boiler. Bahkan pada beberapa industri pengolahan minyak kelapa sawit, TKKS hanya dibakar dalam *incinerator* atau dibuang. Perlakuan tersebut telah dilarang karena adanya kekhawatiran pencemaran lingkungan yang mengakibatkan masalah dalam kemampuan tanah menyerap air. Di samping itu, TKKS yang membusuk di

tempat akan menarik kedatangan jenis kumbang tertentu yang berpotensi merusak pohon kelapa sawit hasil peremajaan di lahan sekitar tempat pembuangan (Isroi, 2009).

Untuk mengantisipasi hal diatas, Kawser J dkk (2000) berhasil menemukan bahan kimia bernilai ekonomis dari limbah TKKS. Berdasarkan metode analisis *gas chromatograph-mass spectrometry* (GC-MS) terhadap sampel hasil pirolisis TKKS diperoleh fenol yang terkandung dalam TKKS cukup tinggi yaitu sebesar 28,30%. Fenol memiliki beragam manfaat, baik sebagai bahan baku maupun bahan penunjang industri kimia, seperti sebagai bahan baku pembuatan obat-obatan dan bahan kimia, sebagai antiseptik (karena fenol mempunyai sifat mengkoagulasi protein), sebagai zat pewarna buatan dan sebagai lem/perekat kayu. (John Wiley & Sons, 2003)

Kebutuhan fenol di Indonesia terbilang cukup tinggi dan masih mengandalkan impor dari negara lain. Dari data BPS (BPS, 2016) menunjukkan bahwa kebutuhan fenol dari tahun 2012 terus meningkat. Saat ini, Indonesia masih mengandalkan impor kebutuhan fenol yakni sebesar 21.125 ton pada tahun 2016 (BPS, 2016) karena belum mempunyai pabrik fenol. Indonesia belum memiliki pabrik fenol sendiri, padahal dirasa perlu dibangun dengan harapan ketergantungan terhadap impor fenol dapat dikurangi.

Salah satu cara untuk menghasilkan fenol adalah dari limbah TKKS. Pada proses pengolahan kelapa sawit, lignoselulosa yang banyak terkandung dalam TKKS dibuang karena dapat mengganggu jalannya proses dan merusak mesin. Pembuatan fenol dengan memanfaatkan TKKS akan mengurangi limbah padat pengolahan kelapa sawit dan menghasilkan keuntungan yang besar mengingat harga fenol di pasaran yang cukup tinggi. Oleh karena itu, pendirian pabrik fenol dengan bahan baku alternatif dari limbah TKKS sangat potensial untuk dikembangkan.

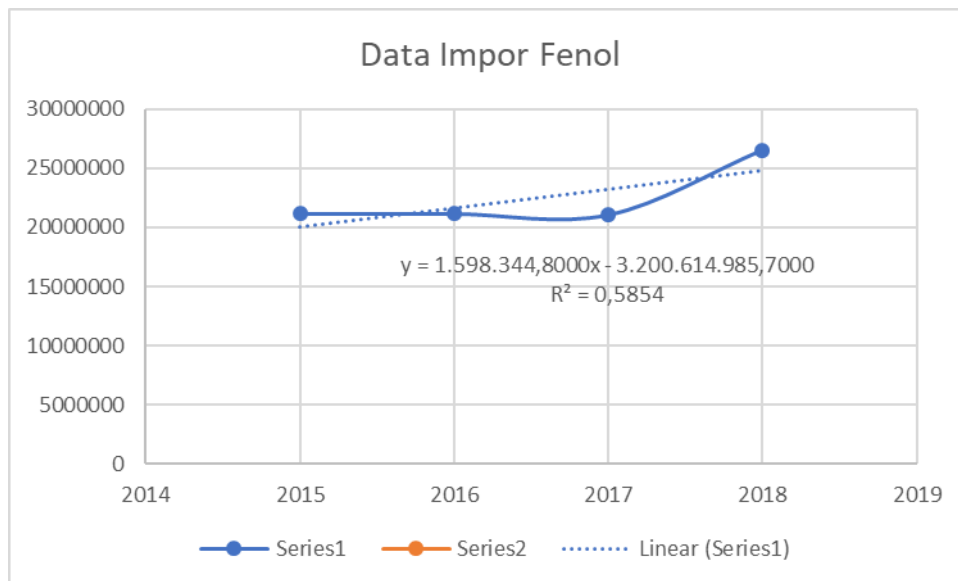
## **1.2 Kapasitas Perancangan**

Pembangunan pabrik fenol direncanakan untuk dibangun berdampingan dengan perusahaan pengolahan kelapa sawit agar dapat memangkas biaya distribusi bahan baku. Perusahaan Pengolahan Kelapa sawit (PKS) tersebar di berbagai wilayah di Aceh. Dari kesemua pabrik tersebut diperoleh total sebanyak 724.500 ton/tahun limbah TKKS (M. Faisal, dkk, 2010). Berdasarkan kajian yang dilakukan oleh Kawser, dkk (2000), kandungan fenol di dalam TKKS adalah

sebesar 28,30%, sehingga fenol yang dihasilkan dari total limbah TKKS di Aceh dapat diestimasi sebesar 205.057 ton/tahun.

Tabel 1 1 Data Impor Fenol (Badan Pusat Statistik)

Nomor	Tahun	Kapasitas (Kg)
1	2015	21134872
2	2016	21125192
3	2017	21037097
4	2018	26492053
Rata – Rata pertahun		22447304

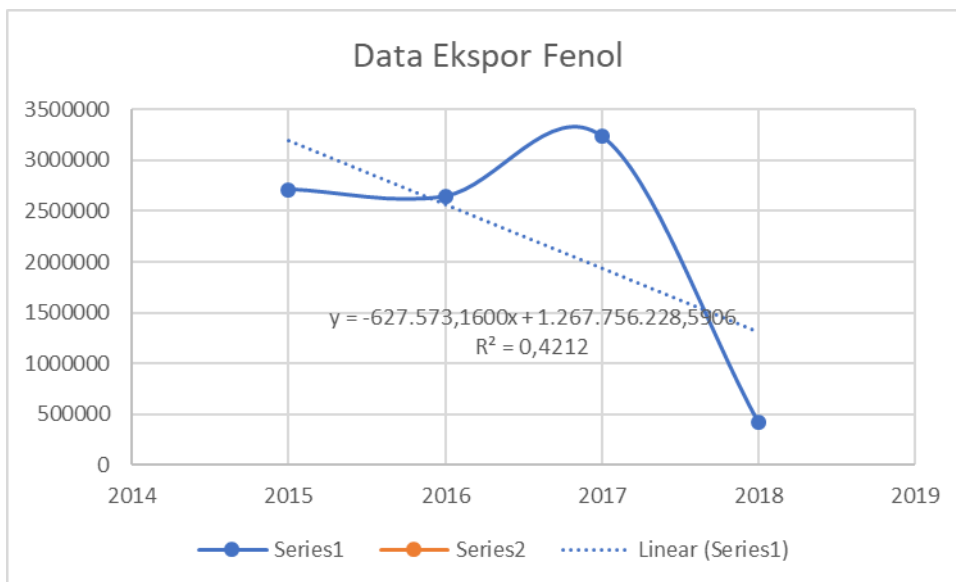


Gambar 1 1 Data Impor Fenol (Badan Pusata Statistik)



Tabel 1 2 Data Ekspor Fenol (Badan Pusat Statisstik)

Nomor	Tahun	Kapasitas (Kg)
1	2015	2713998
2	2016	2644543
3	2017	3236495
4	2018	424770
Rata – Rata pertahun		2254951



Gambar 1 2 Ekspor Fenol (Badan Pusat Statistik)

Proyeksi kapasitas pabrik adalah dengan menggunakan metode suplai dan demand, dimana suplai terdiri dari Impor dan Produksi dalam negeri dan demand terdiri dari Ekspor dan Konsumsi dalam negeri.

Untuk pabrik fenol sendiri hanya ada data Impor dan Ekspor, sehingga kami menjumlahkan rata-rata Impor dan rata-rata Ekspor, karena kami menginginkan penurunan nilai Impor dan bisa Ekspor keluar negeri. Sehingga didapat Kapasitas 25.000 Ton/Tahun.

Pabrik kita didirikan tahun 2025, sehingga kita mencari kebutuhan ditahun 2025 dengan metode yang sama.

Pendekatan garis lurus  $y = mx + C$

$y$  = Kebutuhan Impor/Ekspor Fenol

$m$  = Slope

$x$  = Tahun ke 2025

$C$  = Intercept  $y$

Ditahun 2025 diperoleh nilai Impor sebesar 33,033 Ton/Tahun, dan nilai Ekspor sebesar - 3,079 Ton/Tahun. Nilai Ekspor minus karena setiap tahun nilai nya menurun. Dan ketika dijumlahkan didapatkan nilai 32,953 Ton/Tahun. Dan pada tahun tersebut, keberadaan pabrik kita mampu menurunkan Impor sebesar 75 %.

## **1.3 Tinjauan Pustaka**

### **1.3.1. Kandungan Lignin 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. Komposisi utama kayu yaitu selulosa, hemiselulosa dan lignin. 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).

Indonesia banyak sekali potensi dalam hal biomassa lignoselulosa dibandingkan dengan negara-negara beriklim dingin. Sumber potensi biomassa lignoselulosa di Indonesia antara lain sebagai berikut :

1. Limbah pertanian/industri pertanian: jerami, tongkol jagung, sisa pangkasan jagung, onggok, dan lain-lain.
2. Limbah perkebunan: tandan kosong kelapa sawit (TKKS), bagasse, sisa pangkasan tebu, kulit buah kakao, kulit buah kopi, dan lain-lain.

3. Limbah kayu dan kehutanan: sisa gergajian, limbah *sludge* pabrik kertas, dan lain-lain.

4. Sampah organik: sampah rumah tangga, sampah pasar dan lain-lain.

(Isroi, 2009)

Salah satu sumber lignoselulosa yang terdapat dalam jumlah berlimpah di Indonesia ialah tandan kosong kelapa sawit (TKKS) yang merupakan hasil samping dari pengolahan *crude palm oil* (CPO). Fraksi TKKS yang dihasilkan dari proses produksi per ton tandan buah segar (TBS) mencapai 22% (Dept. Pertanian RI, 2006). Maka dalam setahun akan menghasilkan limbah TKKS mencapai 6,93 juta ton.

Adapun kandungan yang terdapat pada tandan kosong kelapa sawit dapat dilihat dari Tabel 1.1 menunjukkan kandungan lignin yang terdapat dalam TKKS cukup tinggi yaitu sebesar 24,15%. Senyawa lignin yang terkandung di dalam limbah padat TKKS inilah yang dapat dimanfaatkan untuk menghasilkan fenol (Kawser J dkk, 2000).

Tabel 1 3 Kandungan senyawa Tandan Kosong Kelapa Sawit

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

(sumber : Azemi dkk, 1994)

### 1.3.2. Proses Pembuatan Fenol

Pembuatan fenol dari TKKS dapat dilakukan melalui berbagai cara, antara lain :

#### 1. Pirolisis

Pirolisis adalah proses pemanasan suatu zat tanpa adanya oksigen sehingga terjadi penguraian komponen-komponen penyusun kayu keras. Istilah lain dari pirolisis adalah penguraian yang tidak teratur dari bahan-bahan organik yang disebabkan oleh adanya pemanasan tanpa berhubungan dengan udara luar. (Asmawit, dkk, 2011)

Pirolis 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 presentase lebih dari 43% berat minyak pirolisa. Teknik ekstraksi pelarut

mampu memisahkan minyak cair terlarut dari minyak pirolisa sebesar 40% 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 4 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

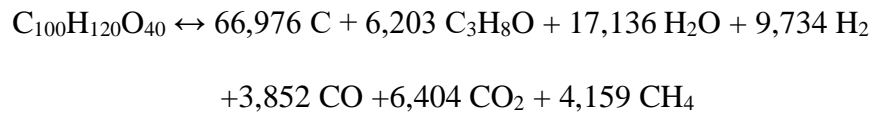
Lanjutan Tabel 1 4 Kandungan Senyawa kimia dalam Bio oil

Komponen	Kadar (%)
Benzaldehyde	1,2
1 octane	1,25
2-propanone, 1-hydroxy	1,66
Asam Pentanoate	1,86

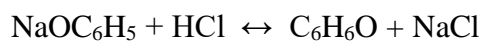
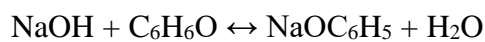
(Kawser,2000)

Penelitian tentang *fast pyrolysis* dari TKKS yang dilakukan dengan *fluidized bed reactor* menghasilkan produk bio-oil tertinggi dengan suhu optimum 500 °C dengan ukuran partikel sebesar 0.5 mm. Temperatur lebih tinggi menghasilkan bio-oil yang lebih sedikit. Bio-oil yang dihasilkan banyak mengandung fenol, alkohol, keton, aldehide, dan asam karboksilat dan gugus fungsional yang mengandung oksigen. (Kiky C. Sembiring, dkk, 2015)

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



Selanjutnya, fenol akan didapatkan dengan pemisahan dengan bantuan NaOH dan HCl dengan reaksi sebagai berikut,



(Zeban, dkk, 2017)

## 2. Metode *Pyro-catalysis*

Selain pirolisis, fenol dari TKKS juga dapat dihasilkan dengan menggunakan metode *pyro-catalysis*. Metode ini dilakukan dengan bantuan katalis boric oxide yang dapat digunakan untuk pengambilan bio-oil dari TKKS dan pelepah daun kelapa sawit, dengan *fixed bed reactor* pada suhu 400°C. Namun pada proses ini arang yang dihasilkan lebih tinggi dan fenol yang dihasilkan hanya 1%. (Xiao Lim dan J.M Andresen, 2011)

Proses penghasilan fenol dari TKKS yang dipilih dalam prarancangan pabrik ini adalah dengan menggunakan metode pirolisis. Hal ini disebabkan karena proses pirolisis menghasilkan kadar fenol yang lebih tinggi dibandingkan dengan menggunakan metode *pyro-catalysis*

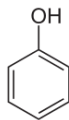


## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

Fenol juga dikenal dengan nama asam karboksilat, merupakan cairan bening beracun dengan bau yang khas. Rumus kimianya  $C_6H_5OH$  dan memiliki struktur grup hidroksil (-OH) yang terikat dengan cincin *phenyl* yang juga merupakan senyawa aromatis (Kirk-Othmer, 1999). Fenol memiliki sifat antiseptik yang sering digunakan dalam proses produksi obat-obatan (merupakan bahan awal pada produksi aspirin), herbisida, dan resin sintetis.



Gambar 2.1 Struktur Fenol (Kirk Othmer, 1999)

Tabel 2.1 menunjukkan sifat-sifat fisis fenol sebagai berikut.

Tabel 2.1 Sifat Fisis Fenol

Keterangan	Sifat Fisis
Rumus Molekul	$C_6H_5OH$
Berat Molekul	94,11 g/mol

Wujud	Cair
Warna	Tak Berwarna
Densitas	1.07 g/cm <sup>3</sup>
Titik Didih	181,75 °C (pada 101,3 kPa)
Titik Beku	40,9 °C (pada 101,3 kPa)
Kelarutan dalam air (20 °C)	8,3 g/100 ml
Sifat Bahan	Korosif
Kemurnian	100%

(Ullmann's, 2005)

Lanjutan Tabel 2.1 Sifat Fisis Fenol

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

### 2.2.1. Bahan Baku

Limbah padat dari perkebunan kelapa sawit terdiri dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS), serat, cangkang, batang pohon dan pelepah daun. Dari kelima bahan tersebut, bahan yang paling besar kandung selulosanya adalah TKKS sebesar 45,95%, disusul oleh batang pohon sebesar 45,7% dan serat sebesar 39,9%, sedangkan cangkang dan pelepah daun tidak mengandung selulosa. Adapun kandungan dan sifat kimia tandan kosong kelapa sawit (TKKS) dapat dilihat pada Tabel 2.2 sebagai berikut :

Tabel 2 2 Kandungan Tandan Kosong Kelapa Sawit

Komponen	Kadar (%)
Lignin	22, 60
Selulosa	45, 80
Holosekulosa	71, 80
Pentosa	25, 90
Kadar Abu	1, 60

(Purwito dan Firmanti, 2005)

Bahan utama dalam proses pirolisis TKKS untuk menghasilkan fenol adalah lignin. Lignin adalah molekul kompleks yang tersusun dari unit *phenyl phropane* yang terikat di dalam struktur tiga dimensi. Lignin adalah material yang paling kuat di dalam biomassa. Lignin sangat resisten terhadap degradasi, baik secara biologi, enzimatik, maupun kimia. Karena kandungan karbon yang relatif tinggi dibandingkan dengan selulosa dan hemiselulosa, lignin memiliki kandungan energi yang tinggi. Jumlah lignin yang terdapat dalam tumbuhan yang berbeda sangat bervariasi dan biasanya antara 20 - 40%.

(Isroi, 2008)

### 2.2.2. Bahan Pendukung

Bahan-bahan pendukung yang digunakan dalam proses pembuatan fenol terdiri dari: air ( $\text{H}_2\text{O}$ ), nitrogen ( $\text{N}_2$ ), natrium hidroksida ( $\text{NaOH}$ ), dietil eter ( $\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}$ ), asam klorida ( $\text{HCl}$ ) dan natrium klorida ( $\text{NaCl}$ ).

#### 1. Air ( $\text{H}_2\text{O}$ )

Tabel 2.3 Sifat-sifat Fisis Air ( $\text{H}_2\text{O}$ )

Keterangan	Sifat Fisis
Rumus Molekul	$\text{H}_2\text{O}$
Berat Molekul	18,015 g/mol
Titik Didih	100 °C (pada 101,3 kPa)
Titik Beku	0 °C (pada 101,3 kPa)
Densitas	0998 g/Ml (pada 25 °C)
Viskositas	8,949 mP (pada 1 atm)
Tekanan Uap	0,0212 atm

Panas Pembentukan	6,013 kJ/mol
Panas Penguapan	22,6105 kJ/mol
Kapasitas Panas	4,22 kJ/kg. K
Sifat bahan	Tidak berbau, berasa, dan berwarna

(Kirk Othmer, 1968)

Lanjutan Tabel 2.4 Sifat Fisis air

## 2. Nitrogen (N<sub>2</sub>)

Tabel 2.4 Sifat-sifat Fisis Nitrogen (N<sub>2</sub>)

Keterangan	Sifat Fisis
Rumus Molekul	N <sub>2</sub>
Berat Molekul	14,0067 g/mol
Titik Didih	-195,8 °C (pada 101,3 kPa)
Titik Beku	-209,86 °C (pada 101,3 kPa)
Temperatur Kritis	126,26 °C
Tekanan Kritis	33,54 atm
Densitas	1,25046 g/L (pada 25 °C)
Panas Peleburan	172,3 kal/mol
Panas Penguapan	1332,9 kal/mol
Sifat bahan	Gas yang tidak berbau, berwarna, dan berasa

(Kirk Othmer, 1968)

### 3. Dowtherm A

Tabel 2.5 Sifat-sifat Fisis Dowtherm A

Keterangan	Sifat Fisis
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	257-540 °C
Densitas	1056 kg/m <sup>3</sup>

#### 2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik fenol ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

##### 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

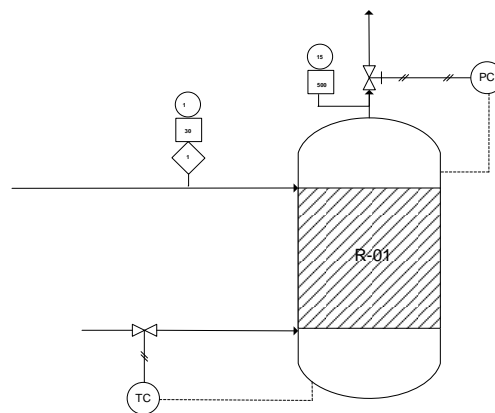
Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu, sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa TKKS serta bahan-bahan pembantu dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di

dalam pabrik. Pengujian kualitatif dan kuantitatif dilakukan untuk mengetahui kualitas dari bahan baku yang akan digunakan dengan metode *sampling* bahan. Uji yang dilakukan antara lain uji kadar air TKKS, densitas, viskositas, kadar komposisi komponen, kemurnian bahan baku.

### 2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu dilakukan pengendalian atau pengawasan bahan selama proses berlangsung. Pengendalian tersebut meliputi jumlah TKKS, *pretreatment*, kontrol suhu, kontrol tekanan, kontrol laju alir, serta kadar dietil eter, asam klorida dan natrium hidroksida yang digunakan.

#### 1. Reaktor



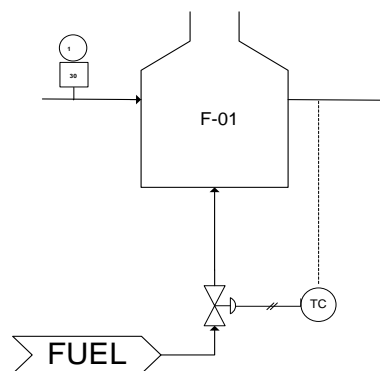
### Gambar 2.2 Kontrol Proses pada Reaktor *Fluidized bed*

Proses kontrol pada reaktor meliputi, *Pressure Indicator and Control* (PIC) yang berfungsi untuk mengendalikan tekanan (*pressure*) pada reaktor sesuai dengan nilai *setpoint*-nya. *Pressure indicator* berupa *differential pressure cell* yang akan mengukur tekanan pada arus keluaran reaktor. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan nilai *set point* yaitu tekanan yang diinginkan. *Controller* akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir. Berdasarkan sinyal yang diterima *control valve* akan membuka atau menutup *valve* sampai keadaan sesuai dengan *setpoint*-nya. Terdapat *Temperature Indicator and controller* (TIC) yang berfungsi untuk mengendalikan temperatur dalam reaktor pada nilai *set point*-nya. *Temperature indicator* berupa sensor yang berfungsi untuk mengukur temperatur. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan *set point* yaitu temperatur yang diinginkan. Kontroler akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir.



Berdasarkan sinyal ini *control valve* akan membuka atau menutup *valve* sampai keadaan sesuai dengan nilai *set point*-nya.

## 2. Furnace (fired heater)

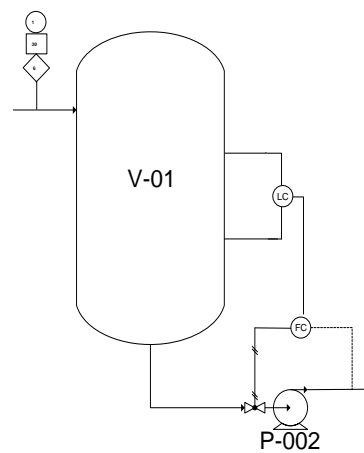


Gambar 2.3 Kontrol Proses pada *Furnace (fire heated)*

Proses kontrol pada *furnace* meliputi *Temperature Indicator and controller* (TIC) yang berfungsi untuk mengendalikan *temperature* dalam *furnace* pada nilai *set point*-nya. *Temperature indicator* berupa sensor yang berfungsi untuk mengukur *temperature*. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan *set*

*point* yaitu temperature yang diinginkan. *Controller* akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir. Berdasarkan sinyal ini *control valve* akan membuka atau menutup *valve* sampai keadaan sesuai dengan nilai *setpoint*-nya.

### 3. *Flash Drum*

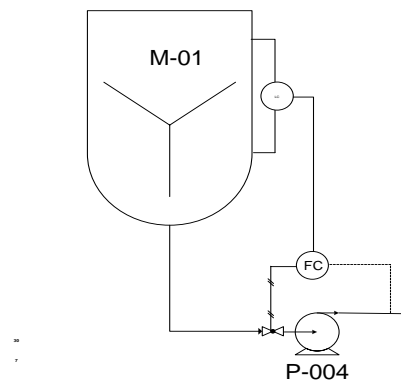


Gambar 2.4 Kontrol Proses pada *Flash Drum*

Proses kontrol pada *flash drum* meliputi, *Pressure Indicator and Control* (PIC) yang berfungsi untuk mengendalikan tekanan (*pressure*) pada *flash drum* sesuai dengan nilai *setpoint*-nya.

*Pressure indicator* berupa *differential pressure cell* yang akan mengukur tekanan pada arus keluaran *flash drum*. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan nilai *set point* yaitu tekanan yang diinginkan. *Controller* akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir. Berdasarkan sinyal yang diterima *control valve* akan membuka atau menutup *valve* sampai keadaan sesuai dengan *setpoint*-nya.. Terdapat juga *Level Indicator and Control (LIC)* yang berfungsi untuk mengendalikan ketinggian cairan (*liquid level*) dalam *flash drum* sesuai dengan nilai *setpoint*-nya. *Level indicator* akan mengukur ketinggian di dalam tangki. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan nilai *setpoint* yaitu ketinggian yang diinginkan. *Controller* akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir berdasarkan sinyal ini *control valve* akan membuka atau menutup sampai keadaan sesuai dengan *setpoint*-nya.

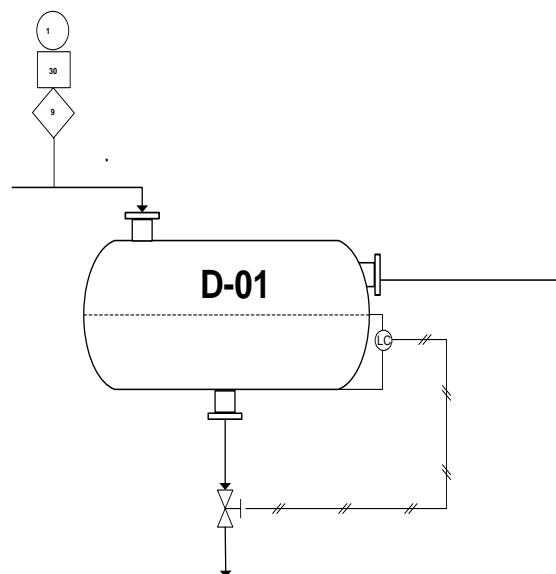
#### 4. Tangki Pencampuran (*mixing tank*)



Gambar 2.5 Kontrol Proses pada Tangki Pencampur

Proses kontrol pada tangki pencampur yaitu *Level Indicator and Control* (LIC) yang berfungsi untuk mengendalikan ketinggian cairan (*liquid level*) dalam tangki pencampur sesuai dengan nilai *setpoint*-nya.

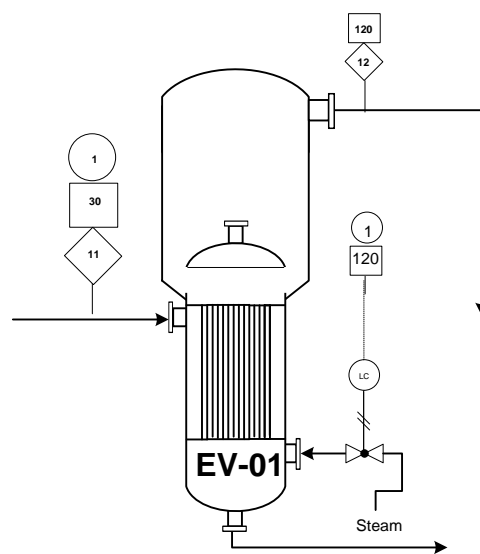
### 5. Decanter



Gambar 2.6 Kontrol Proses pada *Decanter*

Proses kontrol pada *decanter* yaitu *Level Indicator and Control* (LIC) yang berfungsi untuk mengendalikan ketinggian cairan (*liquid level*) dalam *decanter* yang akan digunakan ke proses selanjutnya sesuai dengan nilai *setpoint*-nya.

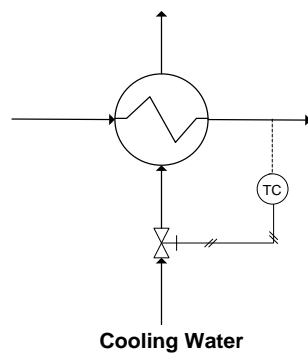
## 6. *Evaporator*



Gambar 2.7 Kontrol Proses pada *Evaporator*

Proses kontrol yang digunakan di alat *evaporator* yaitu, *Level Indicator and Control* (LIC) yang berfungsi untuk mengendalikan ketinggian cairan (*liquid level*) dalam *evaporator* sesuai dengan nilai *setpoint*-nya.

## 7. Cooler

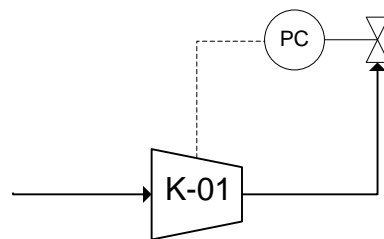


Gambar 2.8 Kontrol Proses pada *Cooler*

Proses kontrol yang digunakan pada *cooler* yaitu *Temperature Indicator and controller* (TIC) yang berfungsi untuk mengendalikan *temperature* dalam *cooler* pada nilai *set point*-nya. *Temperature*

*indicator* berupa termokopel yang berfungsi untuk mengukur *temperature*. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan *set point* yaitu *temperature* yang diinginkan. *Controller* akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir. Berdasarkan sinyal ini *control valve* akan membuka atau menutup *valve* sampai keadaan sesuai dengan nilai *setpoint*-nya.

#### 8. *Compressor*

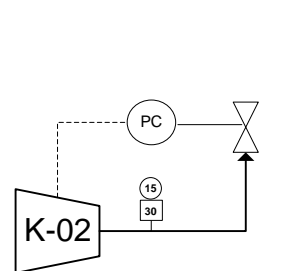


Gambar 2.9 Kontrol Proses pada *Compressor*

Proses kontrol yang digunakan *compressor* yaitu *Pressure Indicator and Control* (PIC) yang berfungsi untuk mengendalikan tekanan (*pressure*) pada alat *compressor* sesuai dengan nilai

*setpoint*-nya. *Pressure indicator* berupa *differential pressure cell* yang akan mengukur tekanan pada arus keluaran *compressor*. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan nilai *setpoint* yaitu tekanan yang diinginkan. *Controller* akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir. Berdasarkan sinyal yang diterima *control valve* akan membuka atau menutup *valve* sampai keadaan sesuai dengan *setpoint*-nya.

#### 9. *Expansion Valve*



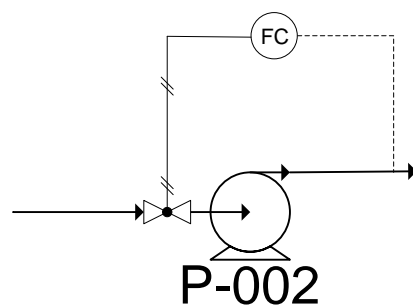
Gambar 2.10 Kontrol Proses pada *Expansion Valve*

Proses kontrol yang digunakan *expansion valve* yaitu *Pressure Indicator and Control* (PIC) yang berfungsi untuk mengendalikan tekanan (*pressure*) pada alat *expansion valve* sesuai dengan nilai



*setpoint*-nya. *Pressure indicator* berupa *differential pressure cell* yang akan mengukur tekanan pada arus keluaran *compressor*. Nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan nilai *setpoint* yaitu tekanan yang diinginkan. *Controller* akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir. Berdasarkan sinyal yang diterima *control valve* akan membuka atau menutup sampai keadaan sesuai dengan *setpoint*-nya.

#### 10. *Pump*



Gambar 2.11 Kontrol Proses pada Pompa

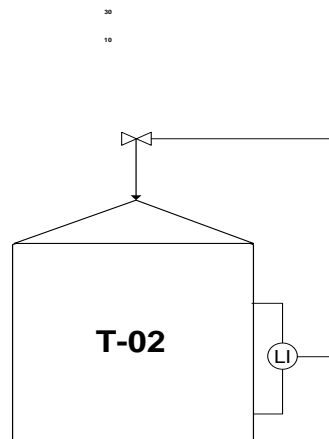
Proses kontrol yang digunakan pompa yaitu *Flow Indicator and Control* (FIC) yang berfungsi untuk mengendalikan kecepatan

aliran (*flow rate*) yang akan melawati pompa pada nilai *setpoint*-nya.

*Flow indicator* akan mengukur *flow rate* nilai hasil pengukuran akan dibandingkan dengan *set point* yaitu kecepatan yang diinginkan.

*Controller* akan memutuskan/mengoreksi *error* dengan mengirimkan sinyal ke elemen pengendali akhir, berdasarkan sinyal ini *control valve* akan membuka atau menutup sampai keadaan sesuai dengan *setpoint*-nya.

#### 11. Tangki penyimpanan (*storage tank*) cairan



Gambar 2.12 Kontrol Proses pada Tangki Penyimpanan Cairan

Proses kontrol pada tangki penyimpanan produk dan bahan baku cairan, digunakan *Level Indicator* (LI) yang berfungsi untuk mengukur ketinggian cairan (*liquid level*) dalam tangki. Selain itu beberapa tangki digunakan *vent* yang berfungsi untuk mengeluarkan gas yang kemungkinan terbentuk didalam tangki karena adanya perubahan tekanan.

### **2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk**

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi fenol. Untuk memperoleh kualitas produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara system control sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Pengendalian kualitas yang dimaksud di sini adalah pengawasan produk terutama fenol pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan ke alat transportasi distribusi. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang

ada maka perlu dilakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurniaan produk dan komposisi komponen produ



## **BAB III**

### **PERANCANGAN PROSES**

#### **3.1 Uraian Proses**

Untuk proses pembuatan fenol digunakan limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit sebagai bahan bakunya yang dimana, *TKKS* ini dianggap sebagai limbah. Limbah ini akan diolah dengan menggunakan proses fluidisasi.

##### **3.1.1 Proses Pembuatan Fenol dari TKKS**

Pada proses pembuatan bio oil, limbah *TKKS* disimpan di dalam gudang (G-101) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm sebanyak 37684.204 kg/jam. Dari G-101, *TKKS* dialirkan ke dalam crusher (C-101) dengan menggunakan *belt conveyor* pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Selanjutnya *TKKS* yang telah melalui *size reduction* dialirkan ke dalam reaktor *fluidized bed* (R-101) menggunakan screw conveyor.

*TKKS* dalam reaktor *fluidized bed* (R-101) akan terfluidisasi dengan dipanaskan menggunakan gas nitrogen. Nitrogen didapatkan dari udara lalu dipisahkan dari oksigen menggunakan *Pressure Swing Adsorber* (PSA). Setelah didapatkan nitrogen dari udara, nitrogen lalu dipanaskan menggunakan *furnace* (H-101) hingga mencapai suhu 500 °C.

Nitrogen selanjutnya dialirkan ke dalam reaktor *fluidized bed* (R-101) untuk memfluidisasi TKKS dengan suhu 500 °C dan tekanan 1 atm sehingga menghasilkan gas TKKS dan selanjutnya dialirkan ke dalam *cyclone* (CY-101) untuk memurnikan gas TKKS dan membuang zat padat pengotor. Selanjutnya, gas TKKS didinginkan menjadi suhu 250 °C menggunakan kondensor (E-101) dan dilanjutkan didinginkan menjadi suhu 30 °C menggunakan kondensor (E-102) dengan tekanan 1 atm sehingga terkondensasi dan membentuk biooil sebanyak 22889.019 kg/jam.

Selanjutnya, dialirkan ke dalam Flash Drum (V-101) untuk memisahkan bio oil dengan zat gas pengotor. Bio oil selanjutnya dialirkan dalam *mixer* (M-101) untuk dicampurkan dengan *solvent* yaitu air, dimana air dapat megikat Fenol sebesar 83 gr/L oleh karena itu untuk melarutkan Fenol dari bio oil maka ditambahkan Air Solvent dari tangki T-101 sebanyak 31535.632 Kg/Jam. Setelah selesai di larutkan fenol dan bio oil tidak terlarut akan dipisah di Dekanter (D-101) yang mana hasil bawah akan disimpan di tangki (T-101) untuk dijadikan sebagai produk samping yakni Bio Oil. Sedangkan hasil atas dekanter akan dimasukkan kedalam evaporator (E-101 dan E-10) untuk memekatkan kadar fenol. Setelah itu

dimasukkan kembali ke cooler (HE-201) untuk menurunkan suhu keluaran evaporator dan memasukkannya ke tangki produk Fenol (T-102).

### 3.2 Spesifikasi Alat

1. Gudang Penyimpanan dan tangki

Tabel 3.1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>G-101</b>
Fungsi	Menampung sementara bahan baku TKKS yang dipasok dari pabrik pengolahan kelapa sawit sebanyak 37684.204 kg/jam
Jenis	Ruang Persegi Panjang
Bahan	Dinding bata beton dengan atap tiang beton
Volume gudang	46415.27057 m <sup>3</sup>
Panjang	93.795 m
Lebar	70.346 m
Tinggi	7.035 m
Harga	\$ 1022241,321



Tabel 3.2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bio Oil

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>TK-101</b>
Fungsi	Menyimpan produk <i>bio oil</i> hasil produksi 496816.42 kg.
Jenis	Tangki silinder tegak dengan <i>thorispherical dished head</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm
Diameter	35 ft
Tinggi	30 ft
Volume	817.26 m <sup>3</sup>
Tebal <i>head</i>	1/4 in
Tebal <i>shell</i>	0.3125 in
Bahan	<i>High alloy steel SA-204 grade A</i>
Harga	\$ 181841,205

Tabel 3.3 Spesifikasi Tangki Produk (Fenol)

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>TK-102</b>
Fungsi	Menyimpan produk fenol hasil unit 2 selama 30 hari sebanyak 2272712.43 kg.
Jenis	Tangki silinder tegak dengan <i>thorispherical dished head</i>
Fase	Cair
Jumlah	1 buah
Suhu	30 °C
Tekanan	1 atm
Diameter	13.828 m
Tinggi	13.828 m
Volume	2162.4 m <sup>3</sup>
Tebal <i>head</i>	1/3 in
Tebal <i>shell</i>	5/8 in
Bahan	<i>High alloy steel SA-204 grade A</i>
Harga	\$ 311167,925

2. *Pressure Swing Adsorber*

Tabel 3.4 Spesifikasi Pressure Swing Adsorber

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>A-101</b>
Fungsi	Memisahkan N2 dari udara
Bentuk	Vertikal Vessel
Bahan	Carbon Steel SA 30
Tebal Dinding	0,1875 in
OD	156 in
Tinggi Head	25,14 in
Tebal Head	0,4375 in
Harga	\$ 79723,484

3. *Belt Conveyor*

Tabel 3.5 Spesifikasi *Belt Conveyor*

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>BC-101</b>
Fungsi	Mengalirkan bahan baku TKKS dari gudang menuju Crusher (S-101) sebanyak 37,684 kg/jam
Jenis	Belt Conveyor
Bahan	Logam Carbon Steel SA 283 Grade C
Panjang lintasan	57 m
Lebar <i>Belt</i>	18 in
Kemiringan <i>belt</i>	45°
<i>Running Angle</i>	30°
Kecepatan	86,22383 (ft/min)
Panjang Conveyor	189,4 ft = 57,7 m
Daya	5 HP
Harga	\$ 90696,660

4. *Crusher*

Tabel 3 6 Spesifikasi *Crusher*

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>S-101</b>
Fungsi	Mengecilkan ukuran partikel TKKS hingga mencapai 0,1 mm
Jenis	<i>Cone Crusher</i>
Bahan	Logam Carbon Steel SA 283 Grade C
<i>Capacity</i>	7-8 mt TKKS / jam
Motor Power	9 HP
Harga	\$ 66734,827

5. *Screw Conveyor*

Tabel 3.7 Spesifikasi *Screw Conveyor*

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>SC-101</b>
Fungsi	Mengangkut TKKS yang telah melalui pre tritment menuju Reaktor R-101
Jenis	Sectional Flight Screw Conveyor
Bahan	Carbon Steel

Panjang Screw	60 ft
Diameter Shaft	3 in
<i>Diameter Flight</i>	16 in
Kecepatan Putar	50 rpm
Daya	60 HP
Harga	\$ 16347,793

6. *Furnace*

Tabel 3.8 Spesifikasi *Furnace*

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>F-101</b>
Fungsi	Memanaskan gas N <sub>2</sub> dari suhu 30 °C mencapai suhu reaksi 500 °C.
Jenis	<i>Fired heaters (furnace firebox pipa horizontal)</i>
Jumlah <i>tube</i>	2 buah
Lebar <i>Furnace</i>	1,2 m
NPS	6 in
Outside diameter (OD), in	6.6250 in
Inside diameter (ID), in	6.0650 in
Surface Area	1.7340 ft
Volum <i>furnace</i>	16,2 ft <sup>3</sup>
Harga	\$ 238498,625

7. Kompresor

Tabel 3.9 Spesifikasi Kompresor

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>K-101</b>	<b>K-102</b>
Fungsi	Untuk mengalirkan gas N2 masuk ke reaktor R-101	Untuk menaikkan tekanan
Operasi	Kontinyu	Kontinyu
Tipe	Centrifugal Compressor	Centrifugal Compressor
Kapasitas, ft <sup>3</sup> /min	44.8161	11.5557
Temperatur, oC	373	30
Tekanan Masuk, atm	3	1
Tekanan Keluar, atm	1	1
Power, HP	4	4
Jumlah stage	1	1
Bahan konstruksi	Carbon Steel	Carbon Steel
Harga	\$ 54100	\$ 54100

8. Reaktor

Tabel 3.10 Spesifikasi Reaktor

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>R-101</b>
Fungsi	Memfluidisasikan TKKS untuk menjadi gas biooil
Jenis	<i>Fluidized Bed Reaktor</i>
Bahan	Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A
Suhu operasi	500 °C
Tekanan operasi	1 atm
Kecepatan fluidisasi minimum (Umf)	0,2 m/s
Kecepatan terminal (Ut)	1,8 m/s
Diameter zona reaksi (dt)	2,016 m
TDH	4,032 m
Tebal <i>shell</i>	5/16 in
Tinggi <i>freeboard</i> (Lt)	0,444 m
Diameter <i>freeboard</i> (df)	0,076 m
Diameter atas (D)	4,0484 m
Kemiringan	60 °
Tinggi jaket	0,444 m
Volume jaket	0,5387 ft <sup>3</sup>
Tebal jaket = Tebal <i>shell</i> reaktor	0.008 ft
Harga	\$ 85769,928



9. *Cyclone*

Tabel 3.11 Spesifikasi Cyclone

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>CY-101</b>
Fungsi	Memisahkan partikel padat yang terbawa oleh gas keluar dari reaktor
Jenis	<i>High efficiency</i> siklon
Bahan	Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A
Suhu operasi	500 °C
Tekanan operasi	1 atm
Efisiensi alat	100%
<i>Warp-Round Inlet</i>	0,65729 m <sup>2</sup>
<i>Hopper</i> diameter	2,564 m
Diameter <i>Outlet</i> gas (a)	1,281 m
Luas penampang <i>outlet</i> gas	1.053 m <sup>2</sup>
Panjang outlet dalam siklon (b)	1.281 m
Tinggi penampang siklon (c)	3.845 m
Tinggi <i>cone</i> (d)	6.409 m
Diameter <i>Outlet</i> padatan (e')	0.961 m
Harga	\$ 138956,241

10. Kondensor

Tabel 3.12 Spesifikasi Kondensor

Spesifikasi alat	E-101
Fungsi	Menurunkan suhu biooil dari 500 °C hingga 30 °C sehingga gas biooil tercairkan.
Jenis	<i>Shell and Tube Condenser</i>
Bahan	Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A
Suhu masuk	500 °C
Suhu keluar	30 °C
Tekanan operasi	1 atm
Efisiensi alat	100 %
Media Pendingin	Down Stream A
<u>Shell side</u> :	
o ID	39 in
o $\Delta P_s$	10.218 psi
o Passes	1
<u>Tube side</u>	
o OD	0.75 in
o ID	0,652 in
o BWG	18
o jumlah tube	376
o panjang	1 ft
o Pitch	triangular pitch
o Passes	4
o $\Delta P_T$	2.634 psi
$U_C$	194 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
$U_D$	15 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	0.06
Harga	\$ 114994,408

11. *Flash Drum*

Tabel 3.13 Spesifikasi *Flash Drum*

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>V-101</b>
Fungsi	Untuk memisahkan campuran vapor dan liquid dari cooler.
Jenis	<i>Vertical flash drum</i>
Bahan	Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A
Suhu operasi	30 °C
Tekanan operasi	1 atm
vapour-liquid separation factor, (Flv)	0,021
$U_{v \max}$	18 ft/detik
Flow rate (Qv)	88.345 ft <sup>2</sup> /detik
Diameter Vessel, D	2.25 m
OD	3,2 m
T	3/16 in
Icr	7 5/8 in
R	114 in
Tinggi separator	4,254 m
Volume Shell	86.446 ft <sup>3</sup>
Harga	\$ 53298,284

12. *Mixer*

Tabel 3 14 Spesifikasi *Mixer*

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>M-101</b>
Fungsi	Mencampur solvent ke bio-oil untuk melarutkan fenol
Jenis	Tangki berpengaduk flat six blade open turbine dengan tutup dan alas thorispherical
Bahan	Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A
Suhu opeasi	30 °C
Tekanan operasi	1 atm
Volume Tangki	1,48 m <sup>3</sup>
Diameter <i>Shell</i>	3.13 m
Tinggi <i>Shell</i>	6.26 m
Diameter Tutup/tangki	3.13 m
Tinggi tangki	7.83 m
Kecepatan pengadukan	13 rps
Efisiensi pengaduk	80%
Daya	3 HP
Harga	\$ 29.642
Volume Shell	86.446 ft <sup>3</sup>
Harga	\$ 73341,127

13. Dekanter

Tabel 3.15 Spesifikasi *Dekanter*

Spesifikasi alat	D-101
Fungsi	Untuk memisahkan Fenol dan bio oil tidak terlarut
Jenis	<i>Two Phase Decanter Horizontal</i>
Bahan	Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A
Suhu operasi	30 °C
Tekanan operasi	1 atm
<i>Viskositas Heavy Stream</i>	0,207 cp
<i>Viskositas Light Stream</i>	1.896 cp
Fase terdispersi	17.375
$U_D$	0 m/s
$U_C$	0,003 m/s
Volumetrik flow fase kontinyu $L_c$	34,87 m <sup>3</sup> /jam
Waktu tunggu <i>settling</i>	1505 menit
Volume <i>Heavy Steam</i>	6107.02 m <sup>3</sup>
Volume Light Stream	244.02 m <sup>3</sup>
Volume Ruang Kosong	2633 m <sup>3</sup>
Tinggi pipa umpan masuk $Z_3$	2.402 m
Tinggi Pipa Light Stream out $Z_1$	4.804 m
Tinggi pipa heavy stream out $Z_2$	4.416 m
Tebal <i>shell</i> standar	3/8 in
Tebal head tangki standart	3/8 in
Panjang total tangki	19.294 m
Harga	\$ 281159,647

14. *Evaporator*

Tabel 3.16 Spesifikasi *Evaporator*

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>EV-101</b>	<b>EV-102</b>
Fungsi	: Memurnikan Fenol dengan menguapkan zat pengotor (Air)	: Memurnikan Fenol dengan menguapkan zat pengotor (Air)
Jenis	<i>Long Tube Vertical Evaporator</i>	<i>Long Tube Vertical Evaporator</i>
Bahan	Plate High-Alloy Steels SA-283 Grade C	Plate High-Alloy Steels SA-301 Grade A
Tekanan Operasi	1 ATM	1 ATM
Suhu Masuk Pemanas Steam	120 C	120 C
Suhu Keluar Pemanas Steam	110 C	62 C
Panjang Tube	50 ft	50 ft
Number Of Tube	1377 buah	887
Tube Pass	4	4
Harga	\$ 289445,515	\$ 208042,463

15. *Cooler*

Tabel 3.17 Spesifikasi *Cooler*

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>D-101</b>
Fungsi	Menurunkan suhu biooil dari 50 °C hingga 30 °C sebelum masuk ke tangki penyimpanan biooil.
Jenis	<i>Shell and Tube Condenser</i>
Bahan	Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A
Suhu masuk	62 °C
Suhu keluar	30 °C
Laju Transfer panas	1 atm
Spesifikasi <i>Shell</i>	
<i>Cold fluid</i>	Air Pendingin
ID	39 in
Spesifikasi <i>Tube</i>	
<i>Hot Fluid</i>	Arus keluaran E-102
ID	39 in
OD	0.75 in
NT	4586
BWG	18
Pass, <i>type tube</i>	8; triangular pitch
Harga	\$ 36166,693

16. Pompa

Tabel 3.18 Spesifikasi Pompa P-001 dan P-002

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>P-001</b>	<b>P-002</b>
Fungsi	Mengalirkan fluida dari kondenser ke flash drum dengan laju alir 22889.01886 Kg/Jam.	Mengalirkan fluida dari flash drum ke mixer dengan laju alir 11031.6222 Kg/Ja
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Kapasitas (gpm)	2	0.88
Ukuran pipa :		
ID (in)	3.068	0.622
Sch N	40	40
NPS (in)	3	1/2
Total head (m)	5.151	453
Motor penggerak (HP)	1	35
Speed pompa (rpm)	3500	3500
Jumlah	1	1
Harga	\$ 13324,571	\$ 13324,571

Tabel 3.19 Spesifikasi Pompa P-003 dan P-004



<b>Spesifikasi alat</b>	<b>P-003</b>	<b>P-004</b>
Fungsi	Mengalirkan fluida dari tangki air solvent ke ixer dengan laju alir 31535.63 Kg/Jam	Mengalirkan fluida dari Mixer ke dekanter dengan laju alir 42567.25387 Kg/Jam
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Kapasitas (gpm)	4.22	3.41
Ukuran pipa :		
ID (in)	4.026	4.026
Sch N	40	40
NPS (in)	4.5	4.5
Total <i>head</i> (m)	7.945	2,85
Motor penggerak (HP)	2	1
<i>Speed</i> pompa (rpm)	3500	3500
Jumlah	1	1
Harga	\$ 21834,381	\$ 21834,381

Tabel 3.20 Spesifikasi Pompa P-105 dan P-106

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>P-005</b>	<b>P-006</b>
Fungsi	Mengalirkan fluida hasil atas dekanter ke evaporator dengan laju alir 41187.20 Kg/Jam	Mengalirkan fluida hasil bawah deKnter ke tangki bio oil dengan laju alir 1380.045 Kg/Jam
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Kapasitas (gpm)	0.42	0.275
Ukuran pipa :		
ID (in)	2.067	0.364
Sch N	40	40
NPS (in)	2.38	0.54
Total head (m)	16.3889	342
Motor penggerak (HP)	5	4
Speed pompa (rpm)	3500	3500
Jumlah	1	1
Harga	\$ 10525,291	\$ 9405,580

Tabel 3.21 Spesifikasi Pompa P-007 dan P-008

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>P-007</b>	<b>P-008</b>
Fungsi	Mengalirkan hasil bawah evaporator effect 1 ke effect 2 dengan laju alir 3156.545 Kg/Jam	Mengalirkan hasil bawah evaporator effect 2 ke cooler dengan laju alir 3156.545 Kg/Jam
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Kapasitas (gpm)	0.36	0.36
Ukuran pipa :		
ID (in)	0.622	0.622
Sch N	40	40
NPS (in)	0.84	0.84
Total head (m)	99.56	99.56
Motor penggerak (HP)	6	6
Speed pompa (rpm)	3500	3500
Jumlah	1	1
Harga	\$ 9405,580	\$ 9405,580

Tabel 3.22 Spesifikasi Pompa P-009 dan P-010

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>P-009</b>	<b>P-010</b>
Fungsi	Mengalirkan fluida dari cooler ke Tangki Produk fenol dengan laju alir 3156.54 Kg/Jam	Mengalirkan fuel dari utilitas ke furnace dengan laju alir 34.561 Kg/Jam
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Kapasitas (gpm)	0.35	0.005
Ukuran pipa :		
ID (in)	0.622	0.364
Sch N	40	40
NPS (in)	0.84	0.544
Total head (m)	95.72	7.86
Motor penggerak (HP)	6	0,5
Speed pompa (rpm)	3500	3500
Jumlah	1	1
Harga	\$ 9405,580	\$ 9405,580

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Lokasi pabrik merupakan salah satu yang paling penting dalam pendirian suatu pabrik untuk kelangsungan operasi pabrik. Banyak pertimbangan yang harus menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain yaitu : Faktor Primer yang meliputi kedekatan dengan bahan baku, kedekatan dengan konsumen, dan mempunyai infrastruktur yang baik. Faktor Sekunder meliputi tersedianya sumber air, mudah diperoleh tenaga kerja, iklim letak geografis baik, peraturan pemerintah mendukung dan harga tanah dan bangunan murah.

Berdasarkan dari faktor-faktor di atas, maka lokasi pabrik fenol ditetapkan di Desa Kampung Lama Kec. Besitang Kab. Langkat, Sumatera Utara-Indonesia. Lokasi pabrik ditetapkan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut :

## **FAKTOR PRIMER**

### **4.1.1 Penyediaan Bahan Baku**

Lokasi pabrik harus berdekatan dengan lokasi sumber bahan baku utama khususnya maupun bahan baku samping umumnya. Kondisi

tersebut merupakan pilihan untuk pengamanan ketersediaan bahan baku dan perolehan bahan baku yang ekonomis. Bahan baku yang digunakan yaitu limbah TKKS yang dipasok dari pabrik-pabrik pengolahan kelapa sawit yang berada di sekitar lokasi.

Di pulau Sumatera banyak sekali pohon kelapa sawit, khususnya di Banda Aceh terdapat puluhan pabrik pengolahan kelapa sawit yang banyak menimbun limbah TKKS.

#### **4.1.2 Pemasaran Produk**

Lokasi pabrik harus mendekati dengan keberadaan konsumen. Pemilihan tersebut untuk simplifikasi distribusi dan pemasaran produk. Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin untuk kelangsungan pabrik. Dari segi pemasaran, lokasi pabrik yang berdekatan dengan perbatasan Nanggroe Aceh Darussalam (NAD) relative strategis karena dekat dengan konsumen yang membutuhkan bahan baku fenol, misalnya industri farmasi, zat warna buatan, dan perekat kayu yang ada di wilayah Medan. Selain itu lokasi pabrik yang dekat dengan Jalan Lintas

Sumatera (JALINSUM) dirasa lebih menguntungkan untuk pemasaran produk.

#### **4.1.3 Infrastruktur**

Lokasi pabrik harus sudah mempunyai infrastruktur yang baik, terkhusus dalam hal mobilitas. Harus memiliki infrastruktur transportasi seperti jalan, pelabuhan, lapangan terbang serta jalur kereta api. Sarana transportasi pengangkutan bahan baku dan produk sangat memadai karena lokasi pabrik dikelilingi sarana transportasi darat yang memadai serta dekat dengan pelabuhan yang berbatasan langsung dengan Singapura dan Malaysia sehingga memudahkan proses ekspor.

### **FAKTOR SEKUNDER**

#### **4.1.4 Utilitas**

Lokasi pabrik yang dipilih harus mempunyai sumber air untuk utilitas yang memadai, baik segi kalitas maupun kuantitasnya. Utilitas yang diperlukan meliputi air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan air sebagai air proses, air sanitasi dan air umpan heat exchanger dapat dipenuhi menggunakan sumber air sungai, bahan bakar yang digunakan adalah solar, dan listrik menggunakan jasa PLN. Untuk memenuhi



kebutuhan air, sumber air yang digunakan berasal dari air Sungai Besitang yang dekat dengan lokasi pendirian pabrik, bahan bakar yang digunakan di *supply* langsung dari PT Aneka Gas Industri Tbk.

#### **4.1.5 Tenaga Kerja**

Lokasi pabrik yang dipilih harus mudah diperoleh tenaga kerjanya. Baik sumber daya manusia skill (seperti operator, engineer, dll) maupun sumber daya manusia non skill (seperti satpam, buruh, cleaning service). Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan yaitu tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana. Aceh dan Sumatera Utara memiliki berbagai lembaga pendidikan yang berfokus pada kelapa sawit dan kimia industri. Dengan adanya lembaga pendidikan formal ini akan meningkatkan potensi tenaga kerja ahli maupun non ahli dalam segi kualitas dan kuantitasnya.

#### **4.1.6 Keadaan Iklim**

Lokasi pabrik harus mempunyai iklim dan letak geografis yang baik, stabil dan bebas bencana. Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik.

Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan suhu udara sekitar 20 - 30 °C. Bencana alam seperti tanah longsor ataupun banjir sangat jarang terjadi di Banda Aceh sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

#### **4.1.7 Peraturan Pemerintah**

Pada daerah lokasi pabrik, peraturan pemerintah daerah mendukung dan memfasiliasi masuknya investor untuk pendirian dan pengoperasian pabrik. Selain itu, di Sumatera Utara sudah terdapat banyak pabrik yang berdiri, sehingga pendirian suatu pabrik akan lebih mudah.

#### **4.1.8 Harga Tanah dan Bangunan**

Pada daerah lokasi pabrik, harga tanah dan bangunan terjangkau serta masih tersedia lahan/tanah untuk perluasan pabrik dan pengolahan limbah. Penambahan bangunan dan perluasan pabrik di masa yang akan datang harus sudah masuk dalam pertimbangan awal. Sehingga sejumlah area khusus sudah harus dipersiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas produksi pabrik.

Gambar 4.1 menunjukkan rencana lokasi pendirian Pabrik fenol yang ada di Desa Kampung Lama Kabupaten Langkat Sumatera Utara.



Gambar 4.1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik Fenol

## 4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik harus dipikirkan dan dipersiapkan untuk meningkatkan keselamatan, keamanan dan kenyamanan dalam segala aspek. Secara umum tujuan perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mendapatkan kombinasi yang optimal antara fasilitas-fasilitas produksi. Dengan adanya

kombinasi yang optimal ini diharapkan proses produksi akan berjalan lancar dan para karyawan juga akan selalu merasa senang dengan pekerjaannya.

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

1. Kemudahan dalam operasi dan proses produksi yang disesuaikan dengan kemudahan dalam pemeliharaan peralatan proses serta kemudahan dalam mengontrol hasil produksi.
2. Distribusi utilitas yang tepat dan efisien.
3. Keselamatan kerja para pekerja harus dijamin melalui penerapan tata letak pabrik yang tepat.
4. Memberikan kebebasan bergerak yang cukup leluasa bagi personil diantaranya peralatan proses dan peralatan yang menyimpan bahan berbahaya.
5. Adanya kemungkinan perluasan pabrik.
6. 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.

7. Harus memperhatikan masalah pengolahan limbah agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan.
8. Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis.

Secara garis besar layout pabrik terbagi atas beberapa daerah utama yaitu :

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Arena ini terdiri dari :

- a. Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran operasi.
- b. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- c. Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, aula, dan masjid.

2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Daerah proses dan ruang kontrol merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

### 3. Daerah pergudangan, umum, bengkel dan garasi

Daerah pergudangan, umum, bengkel dan garasi merupakan lokasi penyimpanan bahan baku serta alat penunjang mesin lainnya. Bengkel digunakan apabila terjadi kerusakan pada mesin serta alat-alat penunjang produksi.

### 4. Daerah utilitas dan pemadaman kebakaran

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

## **4.3 Tata Letak Alat Proses**

Dalam perancangan pengaturan letak peralatan proses pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga efisien. Beberapa pertimbangan yang perlu diperhatikan adalah :

#### 1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan pada saat produksi berlangsung.

## 2. Aliran udara

Diperlukannya perhatian mengenai kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan bagi keselamatan para pekerja, dan selain itu juga harus memperhatikan arah hembusan angin.

## 3. Operasi

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

## 4. Pencahayaan

Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi untuk keselamatan, maka harus diberikan penerangan tambahan. Selain itu, penerangan seluruh pabrik haruslah memadai demi keselamatan.

## 5. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan tata letak peralatan, maka yang perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, dan selain itu juga keamanan menjadi prioritas utama.

## 6. Keamanan

Letak alat-alat proses harus tepat dan sebaik mungkin, apabila terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap di dalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran. Selain itu tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
- b. Dapat mengaktifkan penggunaan luas lantai.
- c. Biaya *material handling* menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.



#### 7. Perawatan

Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan.

Misalnya pada *heat exchanger* yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan tube.

#### 8. Perluasan dan pengembangan pabrik

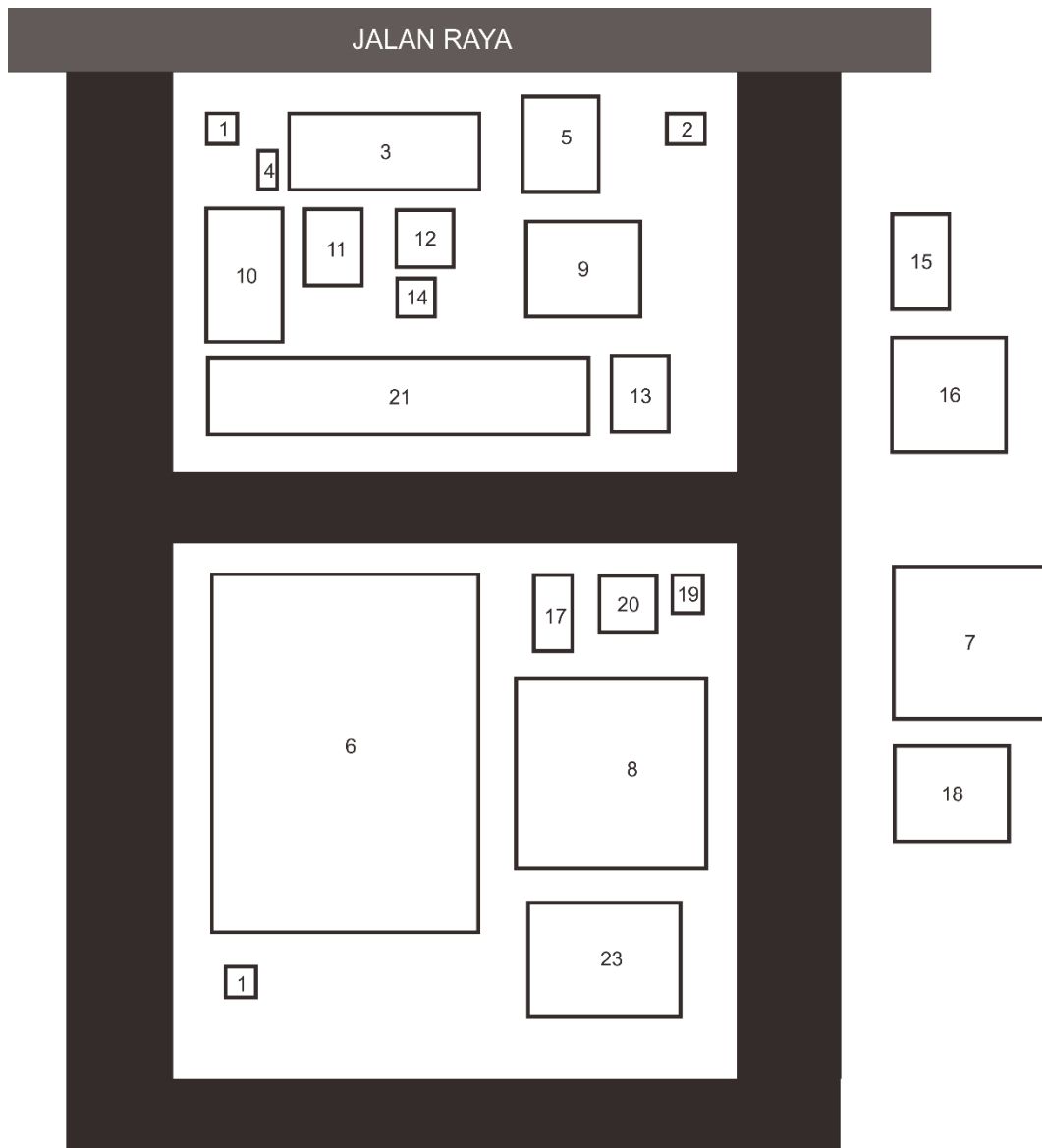
Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

#### 9. Pertimbangan ekonomi

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

#### 10. Jarak antar alat proses

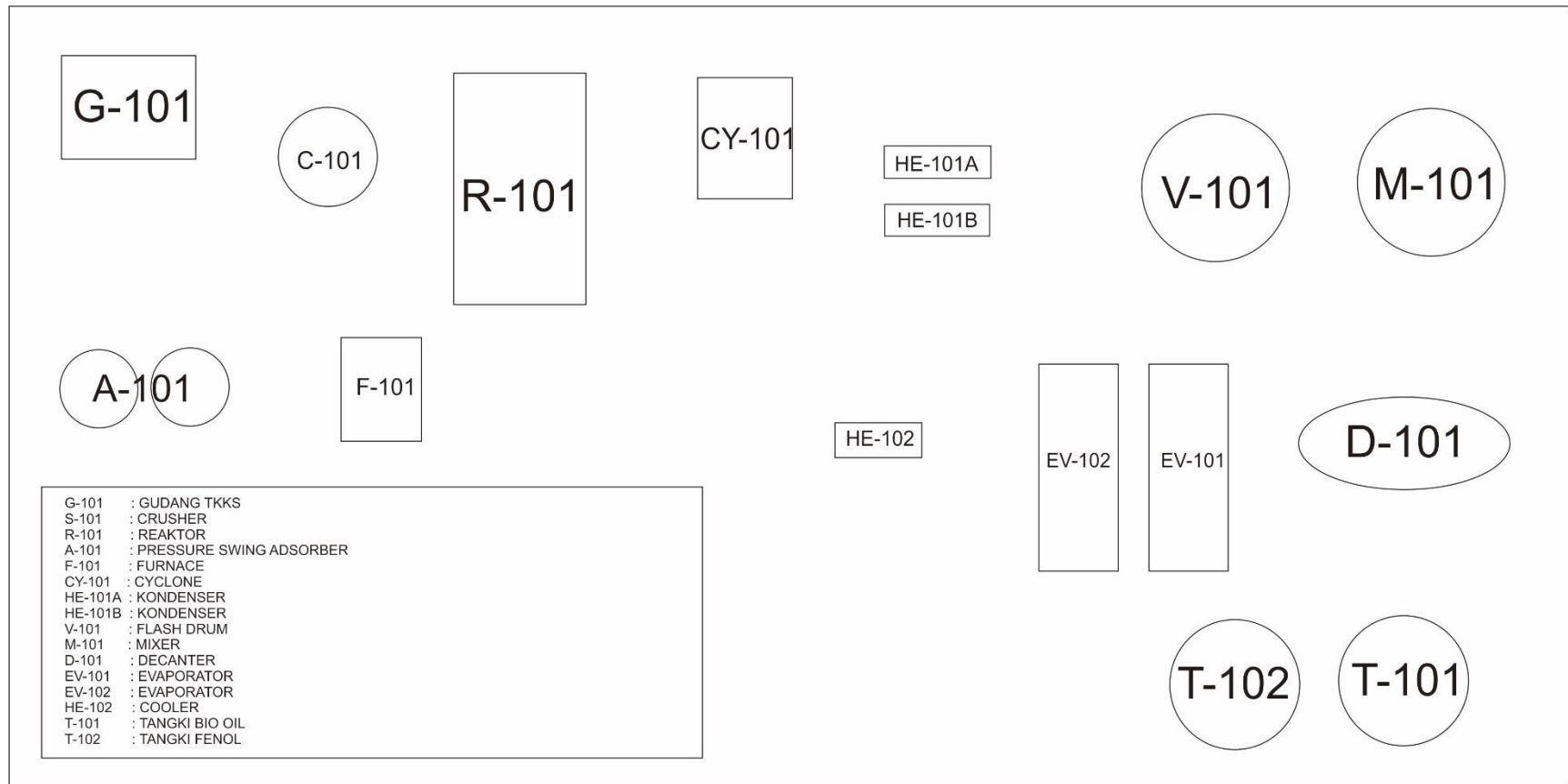
Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya diberi jarak aman dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

Tabel 4.1 Keterangan Tata Letak Pabrik

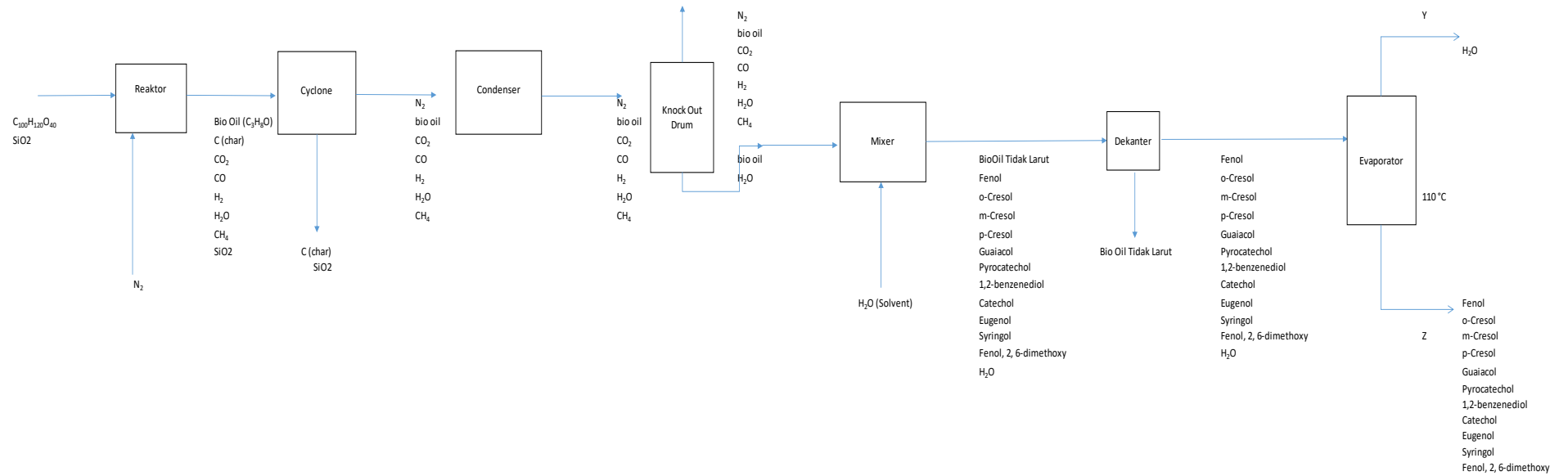
No Lokasi	Nama Bangunan	Keterangan		Luas (m <sup>2</sup> )
		P (m)	L(m)	
1	Pos keamanan	8	8	64
2	Stasiun penimbangan	8	10	80
3	Parkiran karyawan	50	20	1000
4	Parkiran Tamu	10	5	50
5	Parkiran Truk	15	10	150
6	Gudang bahan baku	94	70	6598
7	Utilitas	40	40	1600
8	Area produksi unit	50	50	2500
9	Area penyimpanan produk	25	30	750
10	Kantor utama	35	20	700
11	Laboratorium	20	15	300
12	Kantin	15	15	225
13	Mesjid	20	15	300
14	Klinik	10	10	100
15	Bengkel	25	15	375
16	Gudang peralatan	30	30	900
17	Unit pemadam kebakaran	20	10	200
18	Unit pengolahan limbah	25	30	750
19	Control room	10	8	80
20	Kantor produksi dan proses	15	15	225
21	Taman	100	20	2000
22	Jalan	40	10	400
23	Area perluasan	40	30	1200
Total Luas Tanah				20547



Gambar 4.3 Tata Letak alat Proses

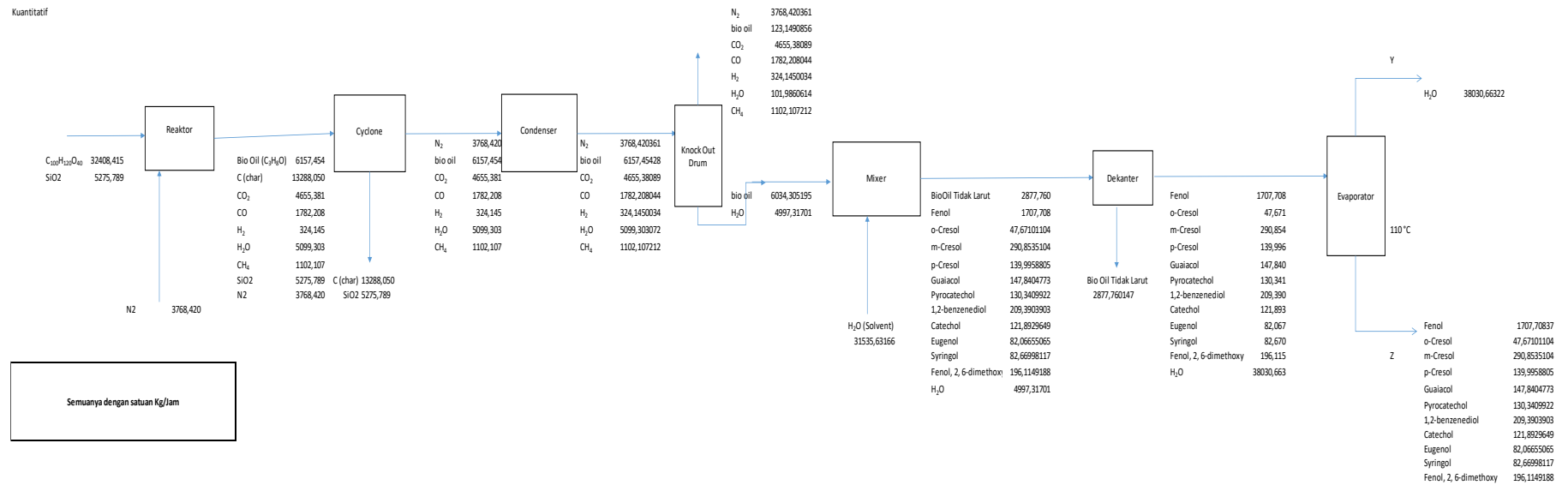
## 4.4 Diagram Alir Proses dan Material

### 4.4.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif

## 4.4.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif

### 4.4.3 Neraca Massa

#### 1. Reaktor (R-101)

Tabel 4.2 Neraca Massa Reaktor

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kg/Jam)</b>	<b>Keluar (Kg/Jam)</b>
C <sub>100</sub> H <sub>120</sub> O <sub>40</sub>	32408,415	
SiO <sub>2</sub>	5275,789	5275,789
N <sub>2</sub>	3768,420	3768,420
Bio Oil (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O)		6157,454
C (char)		13288,050
CO <sub>2</sub>		4655,381
CO		1782,208
H <sub>2</sub>		324,145
H <sub>2</sub> O		5099,303
CH <sub>4</sub>		1102,107
Total	41452,858	41452,858

#### 2. Cyclone (CY-101)



Tabel 4.3 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Arus X	Arus Y	Arus Z
SiO <sub>2</sub>	5275,789		5275,789
N <sub>2</sub>	3768,420	3768,420	
Bio Oil	6157,454	6157,454	
C (char)	13288,050	0,000	13288,050
CO <sub>2</sub>	4655,381	4655,381	
CO	1782,208	1782,208	
H <sub>2</sub>	324,145	324,145	
H <sub>2</sub> O	5099,303	5099,303	
CH <sub>4</sub>	1102,107	1102,107	
Total	41452,858	22889,019	18563,839
		41452,858	

### 3. Kondenser (E-101)

Tabel 4.4 Neraca Massa Kondenser

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
		Liquid	Vapor
N <sub>2</sub>	3768,420		3768,420
bio oil	6157,454	6034,305	123,149
CO <sub>2</sub>	4655,381		4655,381
CO	1782,208		1782,208
H <sub>2</sub>	324,145		324,145
H <sub>2</sub> O	5099,303	4997,317	101,986
CH <sub>4</sub>	1102,107		1102,107
Total	22889,019	11031,622	11857,397
		22889,019	

#### 4. Flash Drum (V-101)

Tabel 4.5 Neraca Massa Flash Drum

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (Kg/Jam)</b>		<b>Keluar (Kg/Jam)</b>	
	<b>Liquid</b>	<b>Vapor</b>	<b>Liquid</b>	<b>Vapor</b>
N <sub>2</sub>	-	3768,420	-	3768,420
bio oil	6034,305	123,149	6034,305	123,149
CO <sub>2</sub>	-	4655,381	-	4655,381
CO	-	1782,208	-	1782,208
H <sub>2</sub>	-	324,145	-	324,145
H <sub>2</sub> O	4997,317	101,986	4997,317	101,986
CH <sub>4</sub>	-	1102,107	-	1102,107
Total	11031,622	11857,397	11031,622	11857,397
	22889,019		22889,019	

## 5. Mixer (M-101)

Tabel 4.6 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	Arus X	Arus Y	Arus Z
H <sub>2</sub> O	1497,715		1497,715
Asam asetat	1019,798		1019,798
1-octane	75,429		75,429
2-propanone, 1-hydroxy	100,169		100,169
Benzaldehyde	72,412		72,412
Fenol	1707,708		1707,708
Asam pentanoate	112,238		112,238
o-Cresol	47,671		47,671
m-Cresol	290,854		290,854
p-Cresol	139,996		139,996
Guaiacol	147,840		147,840
Pyrocatechol	130,341		130,341
1,2-benzenediol	209,390		209,390
Catechol	121,893		121,893
Eugenol	82,067		82,067
Syringol	82,670		82,670
Fenol, 2, 6-dimethoxy	196,115		196,115
H <sub>2</sub> O	4997,317		4997,317
H <sub>2</sub> O (Solvent)	-	31535,632	31535,632
Total	11031,622	31535,63166	42567,254
	42567,254		

## 6. Dekanter (D-101)

Tabel 4.7 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
		Liquid	Vapor
Asam asetat	1019,798	1019,798	
1-octane	75,429	75,429	
2-propanone, 1-hydroxy	100,169	100,169	
Benzaldehyde	72,412	72,412	
Fenol	1707,708		1707,708
Asam pentanoate	112,238	112,238	
o-Cresol	47,671		47,671
m-Cresol	290,854		290,854
p-Cresol	139,996		139,996
Guaiacol	147,840		147,840
Pyrocatechol	130,341		130,341
1,2-benzenediol	209,390		209,390
Catechol	121,893		121,893
Eugenol	82,067		82,067
Syringol	82,670		82,670
Fenol, 2, 6-dimethoxy	196,115		196,115
H <sub>2</sub> O	38030,663		38030,663
Total	42567,254	1380,04598	41187,208
		42567,254	

## 7. Evaporator (EV-101)

Tabel 4.8 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
		Liquid	Vapor
Fenol	1707,708		1707,708
o-Cresol	47,671		47,671
m-Cresol	290,854		290,854
p-Cresol	139,996		139,996
Guaiacol	147,840		147,840
Pyrocatechol	130,341		130,341
1,2-benzenediol	209,390		209,390
Catechol	121,893		121,893
Eugenol	82,067		82,067
Syringol	82,670		82,670
Fenol, 2, 6-dimethoxy	196,115		196,115
H <sub>2</sub> O	38030,663	38030,663	
Total	41187,208	38030,66322	3156,545
		41187,208	

**Maka, Fenol yang didapat sebanyak 3156,545 Kg/Jam**

**Atau sama dengan 25.000 Ton/Tahun.**

#### 4.4.4 Neraca Panas

##### 1. Reaktor (R-101)

Tabel 4.9 Neraca Panas Reaktor

Panas Masuk (kj)		Panas Keluar (kj)	
<b>Q In</b>	495859306	<b>Q Out</b>	50759958
		$\Delta Hrks$	52824123
<b>Q Pendingin</b>	-392275225		
<b>Total</b>	103584081	<b>Total</b>	103584081

## 2. Kondenser (E-101)

Tabel 4.10 Neraca Panas Kondenser

Panas Masuk (kj)		Panas Keluar (kj)	
<b>Q1</b>	37.366.048,77	<b>Q4</b>	6.024.412,52
<b>Q2</b>	2.709.256,17	<b>Q5</b>	353.999,94
<b>Q3</b>	51.081.148,52		
<b>Q Pendingin</b>			84778040,99
<b>Total</b>	91.156.453,45	<b>Total</b>	91.156.453,45

## 3. Evaporator

Tabel 4. 11 Neraca Panas Evaporator

<b>Panas Masuk (kj)</b>		<b>Panas Keluar (kj)</b>	
<b>Q In</b>	125,0252721	<b>Q Out</b>	428,153371
<b>Q Pendingin</b>	303,1280989		84778040,99
<b>Total</b>	91.156.453,45	<b>Total</b>	91.156.453,45

#### 4.4.5 Perawatan (*Maintenance*)

*Maintenance* berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar proses produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk sesuai yang diharapkan. Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menghindari kerusakan alat dan menjaga kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik, dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan dibuat dengan sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapatkan perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat yang memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.



Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat.

Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat.

Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi:

1. *Over head* 1x1 tahun

*Over head* merupakan jenis pengecekan dan perbaikan serta *leveling* alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

*Repairing* merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*, yaitu sebagai berikut:

3. Umur alat

Semakin tua alat maka semakin banyak pula perawatan yang perlu dilakukan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

4. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas salah satu yang menyebabkan kerusakan alat, sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

#### 5. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

### **4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)**

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang berlangsungnya suatu proses dalam suatu pabrik. Unit pendukung proses antara lain: unit penyediaan air (air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air untuk perkantoran dan perumahan), *steam*, listrik dan pengadaan bahan bakar.

Unit pendukung proses yang dibutuhkan pada prarancangan pabrik ini antara lain meliputi :

#### 1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan dan air sanitasi untuk air perkantoran dan air untuk perumahan. Proses pendinginan digunakan di *cooler*.

## 2. Unit Penyediaan Steam

Digunakan untuk proses pemanasan di Evaporator.

## 3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Berfungsi menyediakan bahan bakar untuk Furnace dan Generator.

## 4. Unit Penyediaan Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses maupun penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan Generator Set sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

## 5. Unit penyediaan udara bertekanan

Berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara.

## 6. Unit pengolahan limbah

Berfungsi untuk mengolah limbah pabrik baik yang berupa padat, cair maupun gas.

#### **4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan air (Water Supply Section)**

##### **1. Unit Penyediaan Air**

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri maupun rumah tangga. Unit ini sangat berpengaruh dalam kelancaran produksi dari awal hingga akhir proses. Dalam memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut yang sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik ini, sumber air baku yang digunakan berasal dari air Besitang Kabupaten Langkat. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah :

- a. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya yang lebih besar.

- b. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- c. Jumlah air sungai lebih banyak dibandingkan air sumur.
- d. Letak sungai berada tidak terlalu jauh dengan pabrik.

Air yang berada dalam lingkungan pabrik, digunakan untuk :

- a. Air untuk proses

Hal-hal yang diperhatikan dalam air proses antara lain :

- Kesadahan (hardness) yang dapat menyebabkan kerak
- Oksigen yang dapat menimbulkan korosi
- Minyak yang dapat menyebabkan terbentuknya lapisan film yang mengakibatkan terganggunya koefisien transfer panas serta menimbulkan endapan.

- b. Air pendingin

Pada umumnya, ada beberapa faktor yang menyebabkan air digunakan sebagai media pendingin, yaitu:

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.

- Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi dan tidak terdekomposisi.
- Tidak mengalami peyusutan yang berarti dalam batasan dengan adanya temperatur pendinginan

c. Air boiler

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

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi  
Korosi disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$  yang masuk ke badan air.
- Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale reforming*)  
Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat.
- Zat yang menyebabkan *Foaming* dan *Priming*
- *Foaming* adalah terbentuknya gelembung atau busa dipermukaan air dan keluar bersama steam. Air yang diambil

kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik dan anorganik dalam jumlah cukup besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi. Sedangkan, *Priming* adalah adanya tetes air dalam steam (buih dan kabut) yang menurunkan efisiensi energi steam dan pada akhirnya menghasilkan deposit kristal garam. *Priming* dapat disebabkan oleh konstruksi boiler yang kurang baik, kecepatan alir yang berlebihan atau fluktuasi tiba-tiba dalam aliran.

d. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga perusahaan, yaitu air minum, laboratorium, dan lain-lain. Air sanitasi yang digunakan harus memenuhi syarat-syarat tertentu, antara lain:

❖ Syarat fisik :

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

- Tidak berbau
- ❖ Syarat kimia :
  - Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
  - Tidak beracun
- ❖ Syarat bakteriologis :
 

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen, seperti *Salmonella*, *Pseudomonas*, *Escherichia coli*.

## 2. Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi secara fisik dan kimia. Adapun tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

### a. Penyaringan Awal/*screen*

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 ke bak pengendap.

b. Bak pengendap

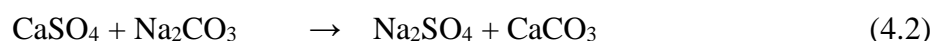
Air sungai setelah melalui *filter* dialirkan ke bak pengendap awal.

Untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai yang tidak lolos dari penyaring awal (*screen*). Kemudian dialirkan ke bak pengendap yang dilengkapi dengan pengaduk.

c. Bak penggumpal

Air setelah melalui bak pengendap awal kemudian dialirkan ke bak penggumpal untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ) dan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ .

Adapun reaksi yang terjadi dalam bak penggumpal adalah:



d. *Clarifier*

Air setelah melewati bak penggumpal dialirkan ke *clarifier* untuk memisahkan/mengendapkan gumpalan-gumpalan dari bak penggumpal. Air baku yang telah dialirkan ke dalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan *agitator*. Air keluar *clarifier* dari bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blow down* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

e. Bak Penyaring/*sand filter*

Air setelah keluar dari *clarifier* dialirkan 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

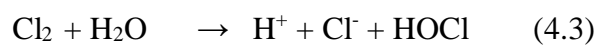
Air setelah keluar dari bak penyaring dialirkan ke tangki penampung yang siap akan kita distribusikan sebagai air

perumahan/ perkantoran, air umpan boiler, air pendingin dan sebagai air proses.

g. Tangki Karbon Aktif

Air setelah melalui bak penampung dialirkan ke Tangki Karbon Aktif. Air harus ditambahkan dengan klorin atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klorin adalah zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan masih mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya.

Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksinya adalah sebagai berikut:



Selanjutnya, asam hipoklorit pecah sesuai reaksi berikut:



Kemudian air dialirkan ke Tangki air bersih untuk keperluan air minum dan perkantoran.

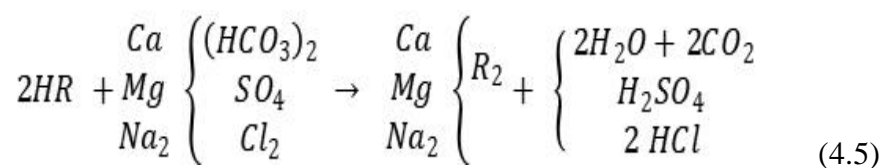
h. Tangki air bersih

Tangki air bersih ini fungsinya untuk menampung air bersih yang telah diproses. Dimana air bersih ini digunakan untuk keperluan air minum dan perkantoran.

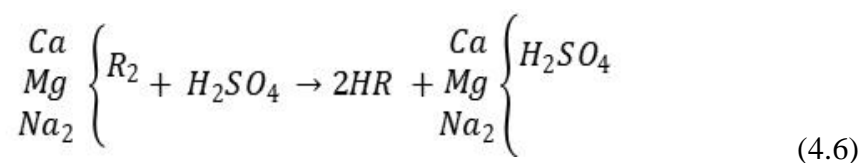
i. Tangki *Kation Exchanger*

Air dari bak penampung berfungsi sebagai *make up boiler*, selanjutnya air diumpankan ke tangki *cation exchanger*. Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion  $H^+$  sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

Adapun reaksinya adalah sebagai berikut:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu di regenerasi kembali dengan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ). Adapun reaksinya adalah sebagai berikut :



j. Tangki *Anion Exchanger*

Air yang keluar dari tangki *kation exchanger* kemudian diumpankan ke tangki *anion exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ , dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan terikat dengan resin. Adapun reaksinya adalah sebagai berikut :



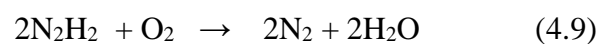
Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan  $\text{NaOH}$ . Adapun reaksinya adalah sebagai berikut :



Sebelum masuk *boiler* air diproses dalam unit deaerator dan unit pendingin.

k. Unit Deaerator

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O<sub>2</sub>) dan karbondioksida (CO<sub>2</sub>). Air yang telah mengalami demineralisasi (kation exchanger dan anion exchanger) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> yang dapat menimbulkan korosi. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N<sub>2</sub>H<sub>2</sub>) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi:



Sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Air yang keluar dari deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

#### 1. Bak Air Pendingin

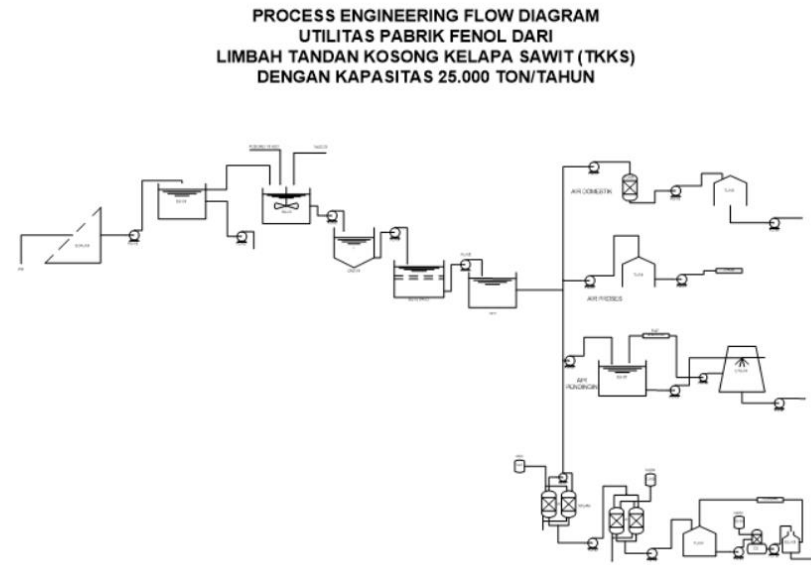
Pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air yang telah digunakan dalam pabrik kemudian didinginkan

dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan di bak air bersih.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak, dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal tersebut, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

- Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
- Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- *Zat dispersant*, untuk mencegah timbulnya penggumpalan.

Diagram Alir Proses Pengolahan Air:



Gambar 4.6 Diagram Alir Proses Pengolahan Air



### 3. Kebutuhan Air

a. Kebutuhan air proses

<b>Nama Alat</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
Mixing Tank	37842,758

b. Kebutuhan air pendingin

<b>Nama Alat</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
Cooler	163836

c. Kebutuhan air steam

<b>Nama Alat</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
Evaporator	45198,23

d. Kebutuhan air domestik

<b>Keperluan</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
Keperluan kantor	720,8333
Keperluan Karyawan	150,0000
Keperluan Rumah Tangga	800,0000
Total	1670,8333

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air total} &= (37842,758 + 163836 + 45198,23 + \\ &1670,8333) \text{ kg/jam} = 248547,82 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

#### 4.5.2 Unit Penyediaan Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan kebutuhan steam 31.387,66 kg/jam.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150 °C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan tungku pembakaran dan Lorong api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa maka air menjadi mendidih.

#### **4.5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler, diesel untuk generator pembangkit listrik dan *furnace*. Bahan bakar boiler menggunakan fuel oil yang disuplai dari PT. PERTAMINA (Persero) dengan total langsung sebanyak 52,219 Kg/Jam.

#### **4.5.4 Unit Penyediaan Listrik**

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

1. Kebutuhan Plant (Alat Proses dan utilitas) = 1531,903 kW
2. Lab, rumah tangga, perkantoran dll = 382,976 kW
3. Alat instrumentasi dan control = 76,595 kW

Total kebutuhan listrik adalah 1991,474 kW.

Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

#### **4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan**

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*.

Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 24,298 m<sup>3</sup>/jam.

#### 4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dalam pabrik ini adalah limbah padat, cair, dan gas, yaitu campuran zat organik seperti char, amonia, carbon dioksida serta dietil eter.

Pengolahan bahan buangan cair meliputi :

1. Air yang mengandung zat organik dan anorganik
2. Buangan air sanitasi
3. *Back wash filter*, air berminyak dari pelumas pompa
4. Sisa regenerasi
5. *Blow down cooling water*

Air buangan sanitasi dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Klorin ini berfungsi untuk disinfektan, yaitu membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

Air sisa regenerasi dari mixer yang mengandung NaOH dinetralkan dengan menambahkan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Hal ini dilakukan jika pH air buangan lebih dari tujuh (7). Jika pH air buangan kurang dari tujuh

ditambahkan NaOH. Air yang berminyak, yang berasal dari buangan pelumas pompa diolah atau dipisahkan dari air dengan cara perbedaan berat jenisnya. Minyak di bagian atas dialirkan ke penampungan terakhir, kemudian dibuang.

Pengolahan bahan buangan gas meliputi:

1. Mengatur emisi gas buang
2. Menghilangkan materi partikulat dari udara pembuangan
  - a. Filter udara
  - b. Pembakaran gas buang (*flare*)
  - c. Pengendap *cyclone*
  - d. Filter basah
  - e. Pengendap sistem gravitasi

## **4.6. Organisasi Perusahaan**

### **4.6.1. Bentuk Perusahaan**

Pabrik fenol yang akan didirikan, direncanakan mempunyai klasifikasi sebagai berikut :

1. Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Status perusahaan : Swasta

3. Kapasitas produksi : 25.000 ton/tahun

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas pada perusahaan ini dilatarbelakangi atas beberapa pertimbangan-pertimbangan antara lain :

1. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf dan karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen, para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dan dewan komisaris ini dapat memilih dewan direksi di antaranya Direktur utama yang cukup berpengalaman.

6. Lapangan usaha lebih luas, suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

#### **4.6.2. Struktur Organisasi**

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik.

Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan.

Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

1. Pemegang Saham
2. Dewan Komisaris
3. Direktur Utama
4. Direktur
5. General Manager
6. Manager
7. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.

Gambar 4.8 menunjukkan struktur organisasi perusahaan mulai dari direksi sampai ke staf, dapat dilihat dari gambar dibawah ini.





Gambar 4.7 Struktur Organisasi Perusahaan

### **4.6.3. Tugas dan Wewenang**

#### **1. Pemegang Saham**

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

#### **2. Dewan Komisaris**

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
- c. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

### **3. Direktur Utama**

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Pemasaran, Direktur Teknik dan Pengembangan, Direktur Keuangan serta Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum.

### **4. Direktur**

Direktur merupakan pemimpin pelaksanaan kegiatan perusahaan yang dibawahi oleh Direktur Utama. Adapun tugas masing-masing direktur adalah :

#### **a. Direktur Produksi**

Tugas Direktur Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi.

#### **b. Direktur Pemasaran**

Tugas Direktur Pemasaran adalah memimpin pelaksanaan pemasaran dan strategi bisnis.

#### **c. Direktur Teknik dan Pengembangan**

Tugas Direktur Teknik dan Pengembangan adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang

teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

d. Direktur Keuangan

Tugas Direktur Keuangan adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi dan keuangan.

e. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM) dan Umum

Tugas Direktur Sumber Daya Manusia (SDM) dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap personalia, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

## **5. General Manager (GM)**

Secara umum tugas General Manager adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. General Manager dapat juga bertindak sebagai staff direktur. General Manager ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. General Manager (GM) terdiri dari :

a. GM Produksi

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku serta produksi.

b. GM Pemasaran

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan penjualan dan pemasaran produk.

c. GM Jasa Teknik dan Pembangunan Usaha

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

d. GM Keuangan

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pembukuan keuangan.

e. GM Sumber Daya Manusia dan Umum

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

## **6. Manager**

Manager adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para General Manager masing-masing. Setiap manager bertanggung jawab terhadap General Manager masing-masing. sesuai dengan tugasnya.

a. Manager Teknik Produksi

Tugas: Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

b. Manager Teknik Keandalan dan Jaminan Kualitas

Tugas: Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

c. Manager Pemeliharaan

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

d. Manager Pemasaran Wilayah

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan pemasaran wilayah.

e. Manager Perencanaan dan Pengembangan Pemasaran

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan pemasaran.

f. Manager Pengadaan dan Ekspor

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan pengadaan produk dan ekspor.

g. Manager Pengantongan

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan pengantongan pasar.

h. Manager TI

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan teknologi informasi serta hal-hal yang berhubungan dengan pengolahan *bigdata* perusahaan.

i. Manager Perencanaan dan Manajemen

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan pengelolaan perusahaan terutama dalam pengelolaan sumber daya.

j. Manager Rancangan Bangun dan Perakayasa.

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan pembangunan pabrik serta perakayasa proses produksi.

k. Manager Pengembangan Usaha dan Teknologi

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan pengembangan usaha dan teknologi yang digunakan perusahaan.

- l. Manager Managemen Operasi dan Pengembangan Holding  
Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan manajemen pengoperasian perusahaan serta pengembangan *stakeholder*.
- m. Manager Analisis dan Administrasi Keuangan Holding  
Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan analisis keuangan serta administrasi dengan penanam modal perusahaan.
- n. Manager Akuntansi  
Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan pembukuan arus keuangan perusahaan.
- o. Manager Keuangan  
Tugas: Bertanggung jawab atas alur keluar masuknya keuangan perusahaan.
- p. Manager SDM  
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.
- q. Manager Umum  
Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.
- r. Manager Keamanan  
Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

#### **4.6.4. 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.



Tabel 4. 12 Gaji Karyawan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji/orang/bulan</b>	<b>Total</b>
Direktur Utama	1	Rp30.000.000,000	Rp30.000.000,000
Direktur	5	Rp20.000.000,000	Rp100.000.000,000
General Manager	5	Rp15.000.000,000	Rp75.000.000,000
Manager	18	Rp10.000.000,000	Rp180.000.000,000
Staff	90	Rp7.000.000,000	Rp630.000.000,000
Operator	50	Rp7.000.000,000	Rp350.000.000,000
Medic	10	Rp6.000.000,000	Rp60.000.000,000
Cleaning Service	20	Rp4.000.000,000	Rp80.000.000,000
Security	20	Rp4.000.000,000	Rp80.000.000,000
Sopir	5	Rp5.000.000,000	Rp25.000.000,000
Bengkel	2	Rp4.000.000,000	Rp8.000.000,000
Jumlah	219		Rp1.618.000.000,000
			\$ 113943,662

### 5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik ini terbagi menjadi dua yaitu: karyawan *non shift* dan karyawan *shift*.

a. Karyawan *non shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non shift adalah direktur, staf ahli, general manager, manager serta bagian administrasi. Karyawan *non shift* ini bekerja dengan perincian sebagai berikut:

- Hari Senin –Kamis  
Pukul 08.00–12.00 (jam kerja)  
Pukul 12.00–13.00 (istirahat)  
Pukul 13.00–16.00 (jam kerja)
- Hari Jumat  
Pukul 08.00–11.30 (jam kerja)  
Pukul 11.30–13.00 (istirahat)  
Pukul 13.00–16.00 (jam kerja)
- Hari Sabtu, Minggu dan hari besar libur

b. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan shift

bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam tiga shift dengan pengaturan sebagai berikut:

- Karyawan Operasi
  - Shift pagi: pukul 06.00-14.00
  - Shift sore: pukul 14.00-22.00
  - Shift malam: pukul 22.00-06.00

Tabel 4.30 menunjukkan pembagian jadwal hari kerja karyawan yang bekerja sebagai operator, dapat dilihat sebagai berikut.

Tabel 4.13 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift

Hari ke-/jam	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	13	14	15	16	17
08.00-16.00	A	A	A	A	B	B	B	B	C	C	C	C	D	D	D	D
16.00-24.00	B	B	B	B	C	C	C	C	D	D	D	D	A	A	A	A
24.00- 8.00	C	C	C	C	D	D	D	D	A	A	A	A	B	B	B	B
<b>LIBUR</b>	D	D	D	D	A	A	A	A	B	B	B	B	C	C	C	C

KET : A – D adalah nama regu

#### 4.7. Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk

mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan.

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah :

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

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

#### 4.7.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik fenol beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2025. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2022 diperkirakan secara garis besar dengan data ndeks dari tahun 1990 sampai 2022, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.14 Harga Indeks Tahunan

<b>Tahun (X)</b>	<b>Indeks (Y)</b>	<b>X (Tahun - ke)</b>
1990	356,000	1
1991	361,300	2
1992	358,200	3
1993	359,200	4
1994	368,100	5

Lanjutan Tabel 4.15 Harga Indeks Tahunan

<b>Tahun (X)</b>	<b>Indeks (Y)</b>	<b>X (Tahun - ke)</b>
1995	381,100	6
1996	381,700	7
1997	386,500	8
1998	389,500	9
1999	390,600	10
2000	394,100	11
2001	394,300	12
2002	395,600	13
2003	402,000	14
2004	444,200	15
2005	468,200	16
2006	499,600	17
2007	525,400	18
2008	575,400	19
2009	521,900	20
2010	550,800	21
2011	585,700	22
2012	584,600	23
2013	567,300	24
2014	576,100	25

Lanjutan Tabel 4.16 Harga Indeks Tahunan

Tahun (X)	Indeks (Y)	X (Tahun - ke)
2015	556,800	26
2016	541,700	27
2017	567,500	28
2018	603,100	29

Sumber: (Peter Timmerhaus, 1990)

Persamaan yang diperoleh adalah:  $y = 10,003 x - 19581$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, sehingga indeks pada tahun 2022 sebesar = 645,066. Harga-harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi (Peters&Timmerhaus, tahun 1990 dan Aries & Newton, tahun 1955).

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

(Aries &Newton,1955)

Dalam hubungan ini:

$E_x$  : Harga pembelian pada tahun 2022

$E_y$  : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

$N_x$  : Index harga pada tahun 2014

$N_y$  : Index harga pada tahun referensi 2022

#### 4.7.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas produk fenol	= 25.00 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2022
Kurs mata uang tahun 2019	= 1 US\$ = Rp 14.200,

#### 4.7.3. Perhitungan Biaya

##### 1. *Capital Investment*

*Capital Investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

*Capital investment* terdiri dari :

##### a. *Fixed Capital Investment*

*Fixed Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

##### b. *Working Capital Investment*

*Working Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

##### 2. *Manufacturing Cost*

*Manufacturing Cost* merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.



Menurut Aries & Newton tabel 23, *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

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

b. *Indirect Cost*

*Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

*Fixed Cost* adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

3. *General Expense*

*General Expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

**4.7.4. Analisa Kelayakan**

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

### **1. Percent Return On Investment**

*Return On Investment* adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

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

*Pay Out Time (POT)* adalah :

- a. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
- b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- c. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

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

*Break Even Point (BEP)* adalah:

- a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- b. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- c. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.

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

Dalam hal ini :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

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

*Shut Down Point (SDP)* adalah :

- a. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
- b. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- c. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- d. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

#### **5. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)**

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah :

- a. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

- b. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- c. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC: *Working capital*

SV : *Salvage value*

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

N : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

#### 4.7.5. Hasil Perhitungan

##### 1. FIXED CAPITAL INVESTMENT (FCI)

###### a. Physical Plant Cost (PPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Purchased Equipment Cost (PEC)	Rp77.691.314.355,135	5471219,321
2	Delivered Equipment Cost (DEC)	Rp19.422.828.588,784	1367804,83
3	Instalation Cost	Rp23.095.110.996,894	1626416,267
4	Piping Cost	Rp54.891.102.079,631	3865570,569
5	Instrumentation Cost	Rp21.373.865.398,575	1505201,789
6	Insulation Cost	Rp4.604.031.058,440	324227,5393
7	Electrical Cost	Rp7.769.131.435,513	547121,9321
8	Building Cost	Rp34.643.626.754,000	2439692,025
9	Land & Yard Improvement	Rp20.033.425.493,250	1410804,612
Physical Plant Cost (PPC)		Rp263.524.436.160,222	18558058,88

###### b. Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Engineering and construction	Rp52.704.887.232,044	3711611,777
2	Physical Plant Cost (PPC)	Rp263.524.436.160,222	18558058,88
Direct Plant Cost (DPC)		Rp316.229.323.392,266	22269670,66

c. Fixed Capital Investment (FCI)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Direct Plant Cost (DPC)	Rp316.229.323.392,266	22269670,661
2	Contractor's fee	Rp12.649.172.935,691	890786,826
3	Contingency	Rp31.622.932.339,227	2226967,066
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp360.501.428.667,184	25387424,554

**2. WORKING CAPITAL INVESTMENT (WCI)**

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material Inventory	Rp9.496.419.310,716	668761,923
2	Inproses Inventory	Rp80.853.041.127,588	5693876,136
3	Product Inventory	Rp58.802.211.729,155	4141000,826
4	Extended Credit	Rp80.516.171.174,351	5670152,900
5	Available Cash	Rp58.802.211.729,155	4141000,826
Working Capital Investment (WCI)		Rp288.470.055.070,964	20314792,611

**Modal total adalah =**

Fixed Capital Investment (FCI) + Working Capital Investment (WCI)

Modal total adalah = Rp 648.971.483.738,148

Modal total adalah = \$ 45702217,165

### 3. MANUFACTURING COST (MC)

#### a. Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material	Rp104.460.612.417,879	7356381,156
2	Labor	Rp19.416.000.000,000	1367323,944
3	Supervision	Rp1.941.600.000,000	136732,394
4	Maintenance	Rp7.210.028.573,344	507748,491
5	Plant Supplies	Rp1.081.504.286,002	76162,274
6	Royalty and Patents	Rp8.856.778.829,179	623716,819
7	Utilities	Rp387.331.682.181,654	27276879,027
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp530.298.206.288,057	37344944,105

#### b. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Payroll Overhead	Rp2.912.400.000,000	205098,592
2	Laboratory	Rp1.941.600.000,000	136732,394
3	Plant Overhead	Rp9.708.000.000,000	683661,972
4	Packaging	Rp35.427.115.316,715	2494867,276
5	Shipping	Rp8.856.778.829,179	623716,819
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp58.845.894.145,893	4144077,053



c. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp36.050.142.866,718	2538742,455
2	Property taxes	Rp18.025.071.433,359	1269371,228
3	Insurance	Rp3.605.014.286,672	253874,246
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp57.680.228.586,749	4061987,929

TOTAL MANUFACTURING COST (MC) = DMC + IMC + FMC

TOTAL MANUFACTURING COST (MC) = Rp 646.824.329.020,700

TOTAL MANUFACTURING COST (MC) = \$ 45551009,086

**GENERAL EXPENSE (GE)**

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Administration	Rp17.713.557.658,357	1247433,638
2	Sales expense	Rp17.713.557.658,357	1247433,638
3	Research	Rp24.798.980.721,700	1746407,093
4	Finance	Rp12.979.429.674,763	914044,343
General Expense (GE)		Rp73.205.525.713,178	5155318,712

**Biaya total adalah =**

MANUFACTURING COST (MC) + GENERAL EXPENSE (GE)

Biaya total adalah = Rp 720.029.854.733,878

Biaya total adalah = \$ 50706327,798

#### 4. ANALISA KEUNTUNGAN

No	Tipe of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	TOTAL PENJUALAN	Rp885.677.882.917,866	62371681,896
2	TOTAL PRODUCTION COST	Rp720.029.854.733,878	50706327,798
TOTAL KEUNTUNGAN		Rp165.648.028.183,988	11665354,097

#### Keuntungan setelah dikurangi dengan Pajak 20%

Keuntungan = Rp 132.518.422.547,191

Keuntungan = \$ 9332283,278

#### 5. ANALISA KELAYAKAN

##### a. RETURN ON INVESTMENT ( ROI )

ROI sebelum pajak = 45,949 %

ROI setelah pajak = 36,759 %

##### b. PAY OUT TIME ( POT )

POT sebelum pajak = 1,787 Tahun

POT setelah pajak = 2,139 Tahun

##### c. BREAK EVEN POINT ( BEP )

*Annual Fixed Cost (Fa)*

No	Tipe of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp36.050.142.866,718	2538742,455
2	Property taxes	Rp18.025.071.433,359	1269371,228
3	Insurance	Rp3.605.014.286,672	253874,246
Fixed Cost (Fa)		Rp57.680.228.586,749	4061987,929

*Regulated Cost (Ra)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp19.416.000.000,000	1367323,944
2	Payroll Overhead	Rp2.912.400.000,000	205098,592
3	Supervision	Rp1.941.600.000,000	136732,394
4	Plant Overhead	Rp9.708.000.000,000	683661,972
5	Laboratorium	Rp1.941.600.000,000	136732,394
6	Maintenance	Rp7.210.028.573,344	507748,491
7	Administration	Rp17.713.557.658,357	1247433,638
8	Sales Expense	Rp17.713.557.658,357	1247433,638
9	Research	Rp24.798.980.721,700	1746407,093
10	Finance	Rp12.979.429.674,763	914044,343
11	Plant Supplies	Rp1.081.504.286,002	76162,274
Regulated Cost (Ra)		Rp117.416.658.572,523	8268778,773

*Annual Variable Cost (Va)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material	Rp104.460.612.417,879	7356381,156
2	Packaging	Rp35.427.115.316,715	2494867,276
3	Shipping	Rp8.856.778.829,179	623716,819
4	Utilities	Rp387.331.682.181,654	27276879,027
5	Royalty & Patent	Rp8.856.778.829,179	623716,819
Variable Cost (Va)		Rp544.932.967.574,605	38375561,097

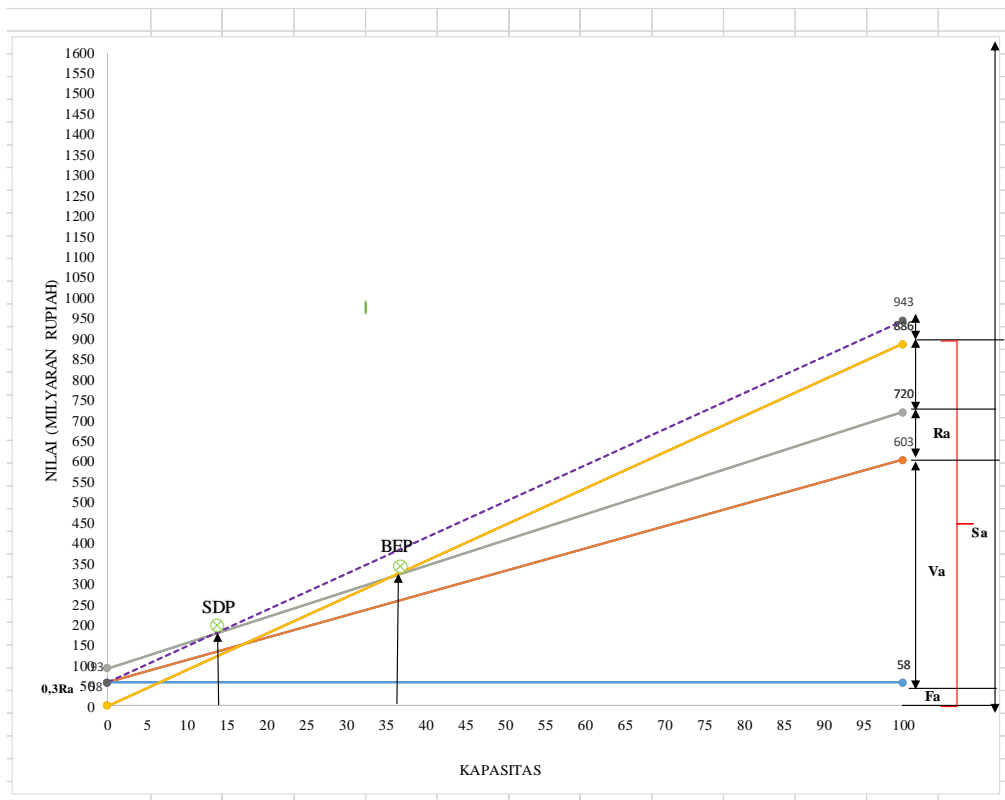
*Sales Cost (Sa)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Annual Sales Cost	Rp885.677.882.917,866	62371681,896
Sales Cost (Sa)		Rp885.677.882.917,866	62371681,896

**Break Even Point ( BEP ) = 35,933 %**

**d. SHUT DOWN POINT ( SDP ) = 13,624 %**

**e. DISCOUNTED CASH FLOW RATE ( DCFR ) = 26,585 %**



Gambar 4.8 Grafik Ekonomi



## BAB V

### PENUTUP

#### 5.1. Kesimpulan

Pabrik Fenol dengan kapasitas 25.000 ton/tahun ini membutuhkan bahan baku berupa limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) dengan jumlah sebesar 256674,647 Ton/Tahun dan Nitrogen yang bias di dapat dari udara dengan menggunakan *Pressure Swing Adsorber* (PSA).

Berdasarkan perhitungan utilitas yang dilakukan terhadap kebutuhan air, listrik dan steam, didapat bahwa kebutuhan air pabrik secara keseluruhan sebesar 248547,82 kg/jam dimana masing-masing terdiri dari kebutuhan air untuk proses sebesar 37842,758 kg/jam, air pendinginan sebesar 163836 kg/jam, air untuk steam sebanyak 45198,23 kg/jam, proses dan kebutuhan air untuk domestik sebanyak 1670.83 kg/hari. Kebutuhan listrik total untuk alat-alat proses dan keperluan lainnya sebesar 1991,474 kW. Dan kebutuhan untuk bahan bakar solar sebesar 52,219 Kg/Jam.

Selain perhitungan secara teknis, dilakukan juga perhitungan secara ekonomi terhadap tugas perancangan pabrik ini, dan berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi maka pabrik fenol dari limbah tandan kosong kelapa sawit dengan kapasitas 25.000 ton/tahun ini digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi dan layak untuk didirikan. Dengan hasil sebagai berikut :

##### 1. Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp 165.648.028.183,988 dan keuntunagan setelah pajak Rp132.518.422.547,191

## 2. *Return On Investment (ROI)*

Persentase ROI sebelum pajak 45,949 % dan ROI setelah pajak 36,759 %.

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi minimum 44 %.

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

POT sebelum pajak selama 1,787 tahun dan POT setelah pajak selama 2,139 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun.

## 4. *Break Event Point (BEP)* pada 35,933 %, dan *Shut Down Point (SDP)* pada 13,23 %.

## 5. *Discount Cash Flow Rate (DCFR)* sebesar 26,585 %. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

## 5.2. **Saran**

Perancangan suatu panrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihin seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Prarancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan





## DAFTAR PUSTAKA

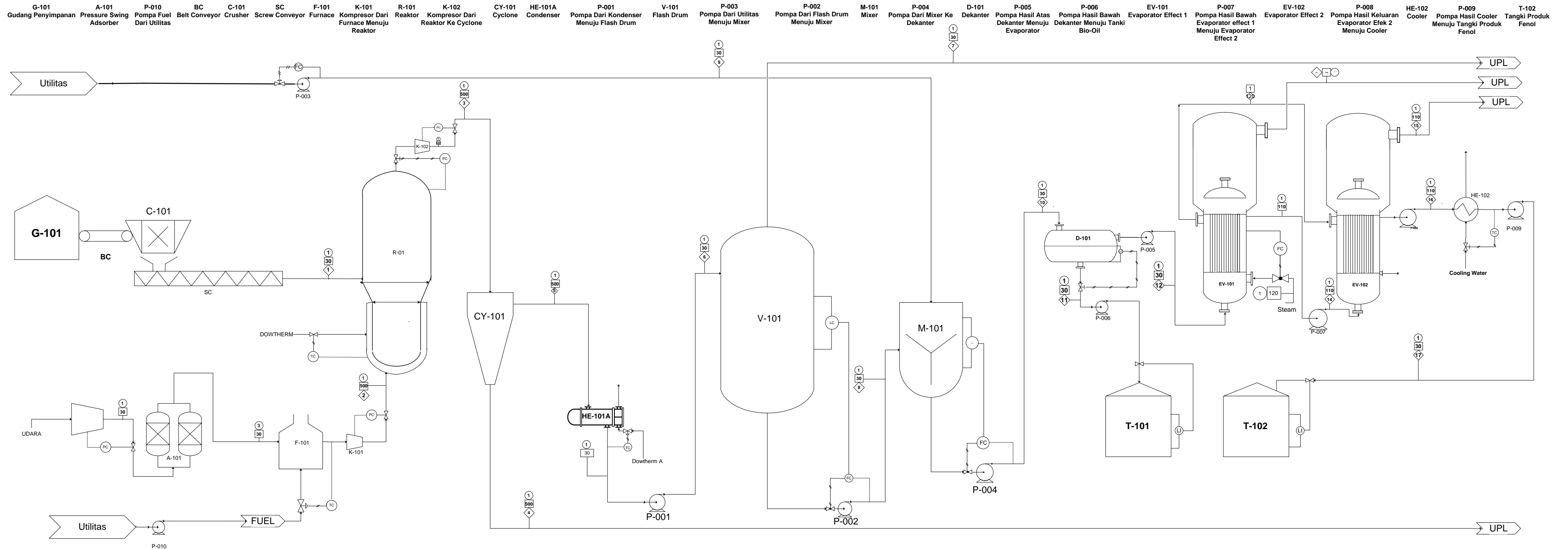
- Aries, R.S and Newton, R.D, 1954, “ *Chemical Engineering Cost Estimation* “,  
Mc GrawHill Book Co. Inc, New York
- Asmawit, Hidayati dan Nana Supriyatna, 2011, “*Pemanfaatan Asap Cair Dari Tandan Kosong Kelapa Sawit pada Pengolahan Karet Mentah*”, ISSN 2089-0877 Baristand Industri, Pontianak
- Benanti, et all, 2011, “*Simulation of Olive Pits Pyrolysis in A Rotary Kiln Plant*”,  
Thermal Science, Italy
- Biro Pusat Statistik Indonesia, 2010, Ekspor dan Impor
- Brown, G.G, 1978, “ *Unit Operation* “, 14<sup>th</sup> ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Brownell, L.E and Young, E.H, 1983, “ *Process Equipment Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, “ *Chemical Equipment Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, “ *Chemical Equipment Design* “, vol 6,  
Pergamon Press, Oxford
- DirJen Perkebunan, 2006. Statistika Perkelapa Sawitan Indonesia Tahun 2006.  
Departemen Pertanian, Direktorat Jendral Perkebunan Indonesia, Jakarta
- F. Sulaiman and N. Abdullah, 2011, “*Optimum Condition For Maximizing Pyrolysis Liquids Of Oil Palm Empty Fruit Bunch*”, Elsevier,

- Fogler, H.S., 1999, *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 3<sup>rd</sup> edition, Prentice Hall PTR, New Jersey
- Hill, C.G, 1996, “ *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Isroi. 2008. *Potensi Biomassa lignosellulosa Di Indonesia sebagai Bahan Baku Bioethanol, Tandan Kosong Kelapa Sawit.*  
<http://www.isroi.com>., diakses tanggal 25 September 2017.
- Puspasari Ifa et all, 2013, “*Fluidization characteristic of oil palm frond particles in agitated bed*”, Chemical Engineering Research and Design, Malaysia
- Kawsher MD et all, 2000, “*Oil Palm Shell As A Source of Phenol*”, Oil Palm Research, Malaysia
- Kern, D.Q, 1985, “ *Process Heat Transfer* “, Mc GrawHill Book Co. Ltd, New York
- Kiky C Sembiring et all, 2015, “*Bio-oil from Fast Pyrolysis of Empty Fruits Bunch at Various Temperature*”, Energy Procedia, Indonesia.
- Kunii Daizo and Octave Levenspiel, *Fluidization Engineering*, 2<sup>nd</sup> edition, Butterworth-Heinemann, Japan-Oregon
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1997, *Encyclopedia of Chemical Tecnology*, 4<sup>th</sup> ed., The Interscience Encyclopedia Inc, New York
- Levenspiel, O., 1999, *Chemical Reaction Engineering*, 3<sup>rd</sup> edition, John Wiley & Sons, New York
- Ludwig, E.E, 1984, “ *Aplied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* “, 2<sup>nd</sup> ed, vol 1, 2, 3., Gulf Publishing Company

- Faisal M. and Nizar M., 2010, "*Pemanfaatan Tandan Kosong Kelapa Sawit sebagai Sumber Energi di Propinsi Aceh dalam Skema Clean Development Mechanism*", Seminar Nasional Masyarakat Perkelapa Sawitan Indonesia (MAKSI), Banda Aceh
- McCabe, W.L, Smith, J.C, and Harriott, P., 1985, "*Unit Operation of Chemical Engineering*", 4<sup>th</sup> ed, Mc GrawHill Book Co. Singapore
- McCabe, J.J and Cunningham, W.A, 1975, "*Encyclopedia of Chemical Processing and Design*", vol 1, Marcell Decker. Inc, New York
- Prastowo Bambang et al, 2014, *Biofuel Generasi-1 Generasi-2*, Badan Penelitian dan Pengembangan Pertanian, Kementrian Pertanian.
- Perry, R.H and Chilton, C.H, "*Chemical engineering's Hand Book*", 6<sup>th</sup> ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Peters, M.S and Timmerhouse, K.D., and West., R.E., 2004, "*Plant Design and Economic's for Chemical engineering's*", 5<sup>th</sup> ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York
- Purwito dan Firmanti, 2005. *Pemanfaatan Limbah Sawit dan Asbuton Untuk Bahan Pencegah Serangga Rayap Tanah*. Bandung : Departemen Pekerjaan Umum.
- Rase, H.F and Barrow, M.H, 1957, "*Chemical Reactor Design for Process Plant*", John wiley and Sons. Inc, New York
- Smith, J.M, 1973, "*Chemical Engineering Kinetic's*", 3<sup>rd</sup> ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Smith, J.M and Van Ness, H.C, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic's*", 2<sup>nd</sup> ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York

- Thyagarajan, M.S., Kumar, R, and Kuloor, N.R, 1966, *Hydrochlorination of Methanol to Methyl Chloride in Fixed Catalyst Bed, L&EC Process Design And Development* Vol. 5 1966, Bangalore
- Treyball, R.E, 1979, “ *Mass Transfer Operation's* ”, 3<sup>rd</sup> ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Ulrich, G.D, 1984, “ *A Guide to Chemical engineering Process Design and Economic's* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Wallas, Stenley, M., 1991, “ *Chemical Process Equipment Selection and Design* “, Mc GrawHill Book Co., Tokyo
- Xiao Y. Lim et all, 2011, “*Pyro-Catalytic Deoxygenated Bio-Oil From Palm Oil Empty Fruits Bunch And Fronds With Boric Oxide In A Fixed-Bed Reactor*”, Fuel Processing Technology, United Kingdom
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook, McGraw Hill Companies Inc.*, USA
- Zeban Shah et all, 2017, “*Separation of phenol from Bio-Oil Produced from Pyrolysis of Agricultural Wastes*”, Modern Chemistry & Applications, Brazil

# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK FENOL DARI LIMBAH TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	NOMOR ARUS (Kg/Jam)																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
C <sub>100</sub> H <sub>120</sub> O <sub>80</sub>	32408.415	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bio Oil	-	-	6157.454	-	37277.239	37277.239	123.149	36531.694	-	1380.046	1380.046	-	-	-	-	-	-
N <sub>2</sub>	-	3768.420	3768.420	-	22814.023	22814.023	3768.420	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
C (char)	-	-	13288.050	-	80445.878	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	-	-	4655.381	-	28183.684	28183.6838	4655.381	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO	-	-	1782.208	-	10789.491	10789.491	1782.208	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H <sub>2</sub>	-	-	324.145	-	1962.374	1962.374	324.145	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H <sub>2</sub> O (Solvent)	-	-	-	-	-	-	-	-	31535.632	-	-	-	-	-	-	-	-
H <sub>2</sub> O	-	-	5099.303	-	30871.189	30871.189	101.986	30253.766	-	38030.663	-	38030.663	17113.798	20916.865	20916.86465	-	-
CH <sub>4</sub>	-	-	1102.107	-	6672.159	6672.159	1102.107	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
SiO <sub>2</sub>	5275.789	-	5275.789	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Fenol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1707.708	-	1707.708	-	1707.708	-	1707.708	1707.708
o-Cresol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	47.671	-	47.671	-	47.671	-	47.671	47.671
m-Cresol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	290.854	-	290.854	-	290.854	-	290.854	290.854
p-Cresol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	139.996	-	139.996	-	139.996	-	139.996	139.996
Guaiacol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	147.840	-	147.840	-	147.840	-	147.840	147.840
Pyrocatechol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	130.341	-	130.341	-	130.341	-	130.341	130.341
1,2-benzenediol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	209.390	-	209.390	-	209.390	-	209.390	209.390
Catechol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	121.893	-	121.893	-	121.893	-	121.893	121.893
Eugenol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	82.067	-	82.067	-	82.067	-	82.067	82.067
Syringol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	82.670	-	82.670	-	82.670	-	82.670	82.670
Fenol, 2, 6-dimethoxy	-	-	-	-	-	-	-	-	-	196.115	-	196.115	-	196.115	-	196.115	196.115
<b>TOTAL</b>	<b>37684.204</b>	<b>3768.420</b>	<b>41452.858</b>	<b>80445.878</b>	<b>138570.159</b>	<b>138570.159</b>	<b>11857.396</b>	<b>66785.460</b>	<b>31535.632</b>	<b>42567.254</b>	<b>1380.046</b>	<b>41187.208</b>	<b>17113.798</b>	<b>24073.410</b>	<b>20916.865</b>	<b>3156.545</b>	<b>3156.545</b>

SIMBOL	ALAT
T	TANK
G	GUDANG PENYIMPANAN
BC	BELT CONVEYOR
SC	SCREW CONVEYOR
C	CRUSHER
R	REAKTOR
P	PUMP
CY	CYCLONE
HE	HEAT EXCHANGER
V	FLASH DRUM
M	MIXER
D	DECANTER
E	EVAPORATOR
F	FURNACE
K	COMPRESSOR

SIMBOL	ALAT
○	Tekanan Arus
□	Suhu
◇	Nomor Arus
—	Arus Utama
---	Indikator Elektrik
⊗	Udara Tekan
⊕	Control Valve
LI	Level Indikator
TC	Temperature Control
LC	Level Control
PC	Pressure Control



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

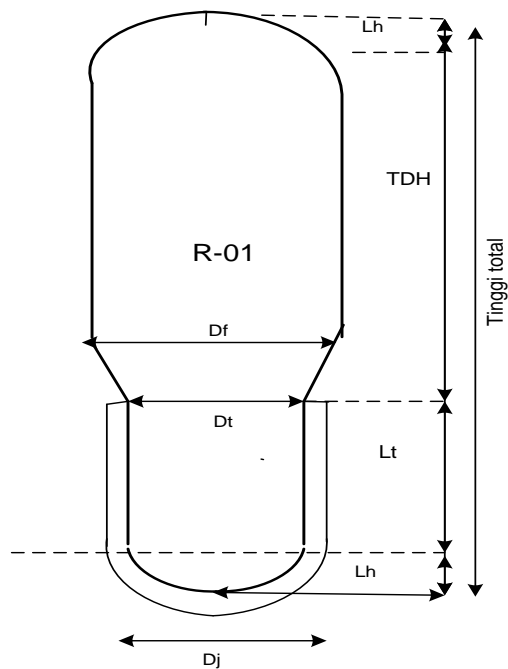
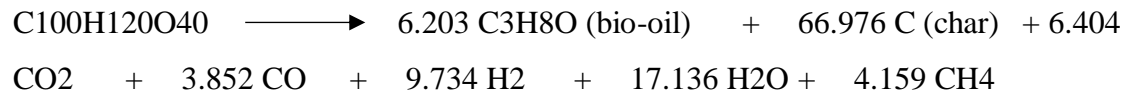
Disusun Oleh:  
1. Berly Aldro Alfaridzi(15521130)  
2. Cahya Nugraha (15521155)

Dosen Pembimbing:  
1. Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.  
2. Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

## LAMPIRAN 2

Fluidized bed Reaktor

### A. Reaksi pembentukan bio oil :



Fasa Reaksi : Padat - Gas

Konversi : 100%

Kondisi Operasi T : 500 C

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

Data Pendukung : (Yaws, dkk 1997)

Komponen BM Tc (K) Pc (Bar)

C	12.0107	6810	2230
H	1.008	33.18	13.13
O	15.9994	154.58	50.43

1. menentukan laju alir volumetrik umpan

TKKS ( C100H120O40 ) bila disederhanakan menjadi (C5H6O2)20

maka data yang di peroleh sebagai berikut :

komponen	BM	Tc (K)	Pc (atm)
C100H120O40	1962.047	632	52.8004
N2	28.013	126.1	33.94

Umpan masuk pada kondisi

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$303 \text{ K}$$

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



$$Tr = T/Tc = 0.47943038 \text{ K}$$

$$Pr = P/Pc = 0.01893925 \text{ atm}$$

$$Bo = -1.285206252$$

$$B' = -3.63221364$$

$$= -3.958515491$$

$$Z = 0.843624185$$

$$\text{PADA N}_2 \quad T = 500 \text{ }^\circ\text{C} = 773 \text{ K}$$

laju komponen	Tc (K)	Pc (atm)	Tr	Pr	Bo	B'	BPc / RTc	$\omega$	Z
	126	33.94	6.1	0.029	0.05	0.138	0.065	0.04	1.0

i Tandan kelapa sawit

$$n = 30.532 \text{ kmol/jam} \quad (\text{asumsi umpan masuk})$$

$$R = 0.08206 \text{ atm.m}^3 / \text{kmol. K}$$

$$T = 303 \text{ K}$$

$$Vg = 640.440 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.178 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$177899.987$$

ii N<sub>2</sub>

$$n \text{ N}_2 \text{ masuk reaktor} = 213 \text{ kmol/jam} \quad (\text{asumsi})$$

$$R = 0.08206 \text{ atm.m}^3 / \text{kmol. K}$$

$$T = 773 \text{ K}$$

$$V_g = (ZnRT)/P$$

$$V_g = 13515.342 \text{ m}^3/\text{jam} = 3.754 \text{ m}^3/\text{s}$$

## 2. menentukan densitas umpan

### 1 densitas TKKS

$$\rho_{TKKS} = (B.M.P)/(Z.R.T)$$

$$\rho = 93.538 \text{ kg/m}^3$$

### 2 densitas gas

$$\rho_{N_2} = (B.M.P)/(Z.R.T)$$

$$\rho = 0.441 \text{ kg/m}^3$$

Laju Volumetrik umpan

$$(Laju_{TKKS} + Laju_{N_2})/2 =$$

$$= 7077.891 \text{ m}^3/\text{jam} = 1966082.348 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

Densitas Campuran

$$(\rho.V_{TKKS} + \rho.V_{N_2})/(V_{total}) = 4.653 \text{ kg/m}^3$$

Menentukan Kecepatan fluidisasi minimum

- $d_p$  = diameter partikel padatan (m) = 0.5 mm = 0.05 cm
- $U_{mf}$  = kecepatan fluidisasi minimum
- $\rho_s$  = densitas padatan

- $\rho_g$  = densitas gas
- $g$  = gravitasi, 9.8 m/s<sup>2</sup>

$$U_{mf} = [(d_p * (\rho_s - \rho_g) * g) / (24.5 * \rho_g)]^{(1/2)}$$

$$U_{mf} = 0.205 \text{ m/s}$$

$$= 20.536 \text{ cm/s}$$

### 3. Menentukan kecepatan terminal

$$U_t = [(3.1 * g * (\rho_s - \rho_g) * d_p) / \rho_g]^{(1/2)}$$

$$U_t = 1.790 \text{ m/s}$$

### 4. Menghitung Diameter Zona Reaksi (dt)

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

$$U_{mf} = 0.205 \text{ m/s}$$

$$U_t = 1.790 \text{ m/s}$$

$$U_t / U_{mf} = 8.715$$

untuk reaktor fluidized bed dengan cyclone dipasang di luar termasuk dalam design reaktor bubbling bed external cyclone maka :

$$U_0 < 20 U_{mf} \quad (\text{Perry, 17-5})$$

$$\text{Diambil } U_0 = U_{mf}$$

$$= 3 * 0.205364202$$

$$U_0 = 0.616 \text{ m/s} = 61.609 \text{ cm/s} \quad (\text{Trial sampe ada } U_0 \text{ yang terdaftar dalam grafik Kunni tahun 1991, (Fig. 7. 5 hal 173))$$

untuk diameter partikel  $< 0.8 \text{ mm}$  maka harga  $U_0$  yang di izinkan antara  $0.1 \text{ m/s} - 5 \text{ m/s}$  (Kunni, 1977 :12)

$$\begin{aligned} \text{Volume alir gas total (Q)} & 7077.891 \text{ m}^3/\text{jam} \\ & 1.966 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$A = Q / U_0$$

$$A = 3.191 \text{ m}^2$$

$$d_t = [(4 * A) / \pi]^{(1/2)}$$

$$d_t = 2.016 \text{ m}$$

## 5. Menghitung Transport disengaging Height (TDH)

$$U_{mf} = 0.205 \text{ m/s}$$

$$d_t = 2.016 \text{ m}$$

Berdasarkan Kunni tahun 1991, (Fig. 7. 5 hal 173) diperoleh nilai dari (TDH/dt) yaitu 2 maka :

$$\begin{aligned} \text{TDH} &= 2 * dt \\ &= 4.032 \text{ m} \end{aligned}$$

Dengan faktor keamanan 10 %, maka TDH = 4.436 m

Maka Tinggi yang dibutuhkan untuk gas keluar pada bagian atas reaktor dihitung dari permukaan padatan adalah 4.5 m.

## B. Menghitung Tebal Shell

Tebal dinding reaktor (shell)

(Brownell & Young, 1959 : 254)

Direncanakan menggunakan Bahan Kontruksi Plate Low-alloy Steels SA-301 Grade A dengan : ternyata PH= 2.5

P : Tekanan Design reaktor = 1 atm = 14.23 psi

rt : inside radius of shell = (dt/2) = 1.008 m = 39.690 inc

f : tekanan maksimum yang diizinkan sesuai dengan bahan yang dipakai = 10000 psi

E : Effisiensi Pengelasan = 0.85

C : faktor korosi = 0.125

ts = 0.192 inc (Brownell & Young, 1959 : 93)

ts = 0.005 m

Digunakan tebal shell standar yaitu = 0.3125 in = 0.008 m

5/16 in

## Menghitung tebal dan tinggi head

### 1 Tebal head atas

Untuk operasi dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,02 atm) - 200 psig (13,61 atm), dipilih head dengan bentuk torispherical flanged and dished head menggunakan bahan konstruksi yang sama dengan bahan pada shell (Brownell & Young, hlm 87, 1979)

untuk menghitung diameter luar

$$OD = d + 2t_s$$

$$OD = 4.0484 \text{ m} = 159.384 \text{ in}$$

dari Brownell & Young, Tabel 5.7, halaman 88) untuk OD yang mendekati 168in dan tebal shell 3/8 in diperoleh nilai:

jari-jari sudut dalam dish head

$$i_c r = 10 \frac{1}{8} \text{ in} = 0.257 \text{ m}$$

jari-jari dish head

$$r_c = 144 \text{ in} = 3.658 \text{ m}$$

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{(r_c / i_c r_c)})$$

$$W = 1.693 \text{ m}$$

$$t_h = (P \cdot r_c \cdot W) / (2fE - 0.2W)$$

$$t_h = 0.005 \text{ m} = 0.204 \text{ in}$$

$$\text{Digunakan tebal head bawah standart} = 3/8 \text{ in} = 0.010 \text{ m}$$

## 2 Tebal Head Bawah

Untuk operasi dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,02 atm) - 200 psig (13,61 atm), dipilih head dengan bentuk torispherical flanged and dished head menggunakan bahan konstruksi yang sama dengan bahan pada shell (Brownell & Young, hlm 87, 1979)

untuk menghitung diameter luar

$$OD = d + 2t_s$$

$$OD = 2.032 \text{ m} = 80.005 \text{ in}$$

dari Brownell & Young, Tabel 5.7, halaman 90) untuk OD yang mendekati 84 in dan tebal shell 3/8 in diperoleh nilai:

jari-jari sudut dalam dish head

$$i_c r = 5 \frac{1}{8} \text{ in} = 0.130 \text{ m}$$

jari-jari dish head

$$r_c = 84 \text{ in} = 2.134 \text{ m}$$

$$W = 1/4 (3 + \sqrt{(r_c / i_c r_c)})$$

$$W = 1.762 \text{ m}$$

$$t_h = (P \cdot r \cdot c \cdot W) / (2f E - 0.2W)$$

$$t_h = 0.003 \text{ m} = 0.124 \text{ in}$$

Digunakan tebal head bawah standart =  $\frac{3}{8}$  in = 0.010 m

### 3 Tinggi head atas

Digunakan torispherical flanged and dished head

$$OD = DI + 2t_h$$

$$DI = 4.032 \text{ m}$$

$$OD = 4.043 \text{ m} = 159.167 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 168 \text{ in} = 4.2672 \text{ m}$$

Dari Brownell & Young, Tabel 5.6, halaman 88) untuk OD yang mendekati 168 in dan tebal shell  $\frac{3}{8}$  in:

diperoleh nilai

$$S_f = 1 \frac{1}{2} - 3$$

$$i_{cr} = 1 \frac{1}{8} \text{ in} = 0.029 \text{ m}$$

$$a = I D / 2$$

$$a = 2.016 \text{ m}$$



$$AB = a - icr$$

$$AB = 1.988 \text{ m}$$

$$BC = rc - icr$$

$$BC = 2.105 \text{ m}$$

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

$$AC = 0.693 \text{ m}$$

$$b = rc - AC$$

$$b = 1.441 \text{ m}$$

$$\text{dipilih } sf = 2 \frac{1}{2} \text{ in} = 0.064 \text{ m}$$

$$L_h = t_h + b + S_f$$

$$L_h = 1.507 \text{ m}$$

$$\text{Dengan faktor keamanan 10\%, maka } L_h = 1.658 \text{ m}$$

#### 4 Tinggi head bawah

Digunakan torispherical flanged and dished head

$$OD = DI + 2t_h$$

$$DI = 2.016 \text{ m}$$

$$OD = 2.023 \text{ m} = 79.627 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 84 \text{ in} = 2.134 \text{ m}$$

dari Brownell & Young, Tabel 5.6, halaman 88)  
mendekati 84 in dan tebal shell 3/8 in:

untuk OD yang

diperoleh nilai

$$S_f = 1 \frac{1}{2} - 3$$

$$i_{cr} = 1 \frac{1}{8} \text{ in} = 0.029 \text{ m}$$

$$a = \frac{D}{2}$$

$$a = 1.008 \text{ m}$$

$$AB = a - i_{cr}$$

$$AB = 0.980 \text{ m}$$

$$BC = r_c - i_{cr}$$

$r_c$  = jari - jari diskhead pada tebal head bawah

$$BC = 2.105 \text{ m}$$

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

$$AC = 1.863 \text{ m}$$

$$b = r_c - AC$$

$$b = 0.270 \text{ m}$$

$$\text{dipilih } s_f = 2 \frac{1}{2} \text{ in} = 0.064 \text{ m}$$

$$L_h = t_h + b + S_f$$

$L_h = 0.337 \text{ m}$  \*disini nilai  $t_h$  kita samain di  $t_h$  tebal head bawah

Dengan faktor keamanan 10%, maka  $L_h = 0.371 \text{ m}$

## 5 Menghitung tinggi zona reaksi

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

$k$  = kecepatan reaksi kimia

$K_{bc}, K_{ce}$  = Koefisien perpindahan panas (s-1)

(Kunni & Levenspiel, 1991)

$L_t$  = Tinggi dari bubbling bed (cm)

$U_b$  = Kecepatan gelembung (cm/s)

$\gamma_b$  = Rasio padatan yang terdispersi dalam gelembung dan volume gelembung dalam bed

Menghitung konstanta yang ada

$\gamma_c$  = Rasio padatan yang terdispersi dalam gas dan volume gelembung dalam bed

$\gamma_e$  = Rasio antara padatan yang terdispersi dalam gas dan volume gelembung dalam bed

$$i \quad U_b = \left[ U_0 - U \right]_{mf} + U_{br}$$

(Kunni & Levenspiel, 1991) hlm. 147

dimana:

$$\left[ U_b \right]_{br} = 0.711 (g \cdot d_b)^{1/2}$$

(Kunni & Levenspiel, 1991)

( $U_{br}$  = Kecepatan kenaikan satu gelembung dalam bed)

$$d_p = 0.0005 \text{ m} \quad 0.05 \text{ cm}$$

$$\rho_s = 93.538 \text{ kg/m}^3 \quad 0.094 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_g = 0.441 \text{ kg/m}^3 \quad 0.0004 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_s - \rho_g = 0.093 \text{ gr/cm}^3$$

mencari  $d_b$  (diameter gelembung) menggunakan mencari  
diameter gelembung dari fig 4.4 (Geldard, halaman 61 : 1986)

didapatkan

$$d_b = 0.65 (\pi/4) d_t^2 (U_0 - U_{mf})^{0.4}$$

$$d_b = 40 \text{ cm}$$

$$d_b = 0.724298183$$

$$d_b \text{ max} = 40 \text{ cm}$$

$$U_{br} = 0.711(g \cdot d_b)^{1/2}$$

$$U_{br} = 140.771 \text{ cm/s}$$

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

Maka:

$$U_b = 120.850 \text{ cm/s}$$

$$\text{ii} \quad \delta = (U_0 - U_{mf}) / U_{br}$$

$$\delta = 0.292 \text{ (Kunni \& Levenspiel, 1991)}$$

$$\text{iii} \quad \gamma_b = ((1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta) 0.015) / \delta$$

(Kunni & Levenspiel, 1991)

(Karena  $U_b > 5 U_{mf} / \epsilon_{mf}$ , atau golongan fast bubbles, maka  $\epsilon_{mf} = (0.63)$ )

$$\gamma_b = 0.013471768 \qquad 1.629874621$$

$$IV \quad \gamma_c = (1 - \epsilon_{mf}) (3 / (U_b r \cdot (\epsilon_{mf} / U_{mf}) - 1) + \alpha)$$

$\alpha$  (fw) dicari dari fig 5.8 Kunii & Levenspiel (1991 : 124)

$$\frac{[U_0 - U]_{mf}}{U_{mf}} = 0.411$$

$$\alpha = 0.248$$

$$\gamma_c = 0.426$$

$$V \quad \gamma_e = (1 - \epsilon_{mf}) (1 - \delta) / \delta - \gamma_b - \gamma_c$$

$$\gamma_e = 0.458$$

vi

$$K_{bc} = 4.5 U_{mf} / d_b + 5.85 (D^{(1/2)} g^{(1/4)}) / (d_b^{(5/4)})$$

dari fig. 10.5 b Kunii & Levenspiel (1991 : 240) didapatkan data

$$D = \text{koefisien difusi molekuler} = 0.013 \text{ m}^2/\text{s} \quad 130 \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$K_{bc} = 6.020 \text{ s}^{-1}$$

$$vii \quad K_{ce} = 6.78 ((\epsilon_{mf}) D \cdot U_b) / [d_b]^3)^{(1/2)}$$

$$K_{ce} = 0.524266422 \text{ s}^{-1}$$

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

$$k = A \exp\left[-\frac{E_A}{RT}\right]$$

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

(Benanti, dkk, 2011)

$$\ln\left[\frac{C_{A0}}{C_A}\right] = \ln\left[\frac{1}{(1 - X_A)}\right]$$

$$\text{dengan } k = 11.3 \text{ s}^{-1} \text{ ASUMSI}$$

$$X_A = 0.98$$

$$\ln \left[ \frac{C_{A0}}{C_A} = \left[ \gamma_b \cdot k + \frac{1}{(1/K_{bc} + 1/(\gamma_c \cdot k + 1/(1/K_{ce} + 1/(\gamma_e \cdot k))))} \right] \times L_t / U_b \right]$$

$$\ln \left[ \frac{1}{1 - X_A} \right] = \left[ \gamma_b \cdot k + \frac{1}{(1/K_{bc} + 1/(\gamma_c \cdot k + 1/(1/K_{ce} + 1/(\gamma_e \cdot k))))} \right] \times L_t / U_b$$

$$L_t = 66.612 \text{ cm} = 0.666 \text{ m}$$

dengan faktor keamanan 10%

$$L_t = 73.273 \text{ cm} = 0.733 \text{ m}$$

TINGGI TOTAL REAKTOR

$$= 8.943 \text{ m}$$

## 6. MENGHITUNG TINGGI DAN DIAMETER FREEBOARD

i Tinggi freeboard

Tinggi freeboard reaktor fluidized bed rentangnya antara 1,97 – 9,1 m (Choi et al. (1991))

dalam hal ini untuk efisiensi reaktor yang bagus digunakan persamaan

Maka dapat diperoleh

$$L_f = L_t = 0.444 \text{ m}$$

ii Diameter Freeboard

untuk menghindari terjadinya entrainment atau aliran partikel padat pada freeboard maka kecepatan gas pada freeboard adalah  $(U_c) < U_t$

sehingga diasumsi  $U_c = 1.5 \text{ m/s}$  diubah (asumsi)  $150 \text{ cm/s}$

dimana  $U_c$

$A_f = 0.119 \text{ m}^2$   $d_f = 0.076 \text{ m}$   $2.974 \text{ in}$

$13107.216 \text{ cm}^2$   $8348.545 \text{ cm}$   $83.485 \text{ m}$

## 7 Menghitung dimensi jaket pendingin

Pendingin reaktor digunakan untuk menjaga suhu konstan  $500^\circ\text{C}$   
downterm A sebagai pendingin

diketahui

Jumlah pendingin:  $16.380 \text{ kg/jam}$

Waktu tinggal media pendingin:  $3 \text{ menit}$

Densitas :  $1.077 \text{ kg/liter}$  (Yaws, hlm.208 : 1999)  $0.154 \text{ g/ml}$

Volume air pendingin:

$= 15.207 \text{ L/jam}$

$= 0.537 \text{ ft}^3/\text{jam}$

Volume jaket= Volume air pendingin

$= 0.537 \text{ ft}^3$

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

$$V o l u m e \ j a k e t = \rho / 4 . ( [ D j ] ^ 2 - [ O D ] ^ 2 ) h + 0.000049 . ( [ D j ] ^ 3 - [ O D ] ^ 3 )$$

*O D s h e l l = I D s h e l l + 2 t s*

$$O D \ s h e l l = 2.032 \ m \ 0.072 \ f t$$

$$T i n g g i \ j a k e t \ p e n d i n g i n = T i n g g i \ z o n a \ r e a k s i \ (L f)$$

$$= 0.444 \ m \ 0.016 \ f t$$

Trial nilai Dj sampai konvergen diperoleh

$$D j = 48.96 \ f t \ (t r i a l) \ V o l u m e \ j a k e t \ t r i a l = 10.793 \ f t^3$$

$$J a r i - j a r i \ j a k e t \ (r _ j ) = D _ j / 2$$

$$r j = 24.479 \ f t$$

$$T e b a l \ r u a n g \ j a k e t = (D _ j - O D) / 2$$

$$T e b a l \ r u a n g \ j a k e t = 24.443 \ f t$$

$$L u a s \ j a k e t = 2 \pi r _ j h + \pi [r _ j]^2$$

$$L u a s \ j a k e t = 1884.018 \ f t^2$$

$$T e b a l \ j a k e t = t e b a l \ s h e l l \ r e a k t o r$$

$$= 0.008 \ f t \ 0.002 \ m$$

8 Menghitung dimensi gas distribution plate

i Menghitung  $\Delta H$  melalui distributor



Persamaan yang digunakan

$$\Delta P/L_{mf} = (1 - \epsilon_{mf}) \times (\rho_s - \rho_g) \times (g/g_c)$$

Keterangan:

$$\Delta P = \text{pressure drop} \quad \text{lb/ft}^2 \quad g = 9.8 \text{ m/s}^2$$

$$\rho_g = 0.0004 \text{ gr/cm}^3 \quad g_c = 9.8 \text{ kg.m/kg-wt.s}^2$$

$$\rho_s = 0.094 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_s - \rho_g = 0.093 \text{ gr/cm}^3 \quad 5.811805981 \text{ lb/ft}^3$$

$$L_{mf} / L_f = 0.708$$

$$L_{mf} = 0.314 \text{ m} \quad 1.031 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 2.217 \text{ lb/ft}^2 \quad 0.001 \text{ atm}$$

ii Menghitung koefisien orifice

$$\mu_g = 350.745 \text{ micropoise} \quad 0.035 \text{ Ns/m}^2 \quad (\text{Yaws, 1999})$$

$$N_{Re} = (d_t \times \rho_g \times U_{mf}) / \mu_g$$

$$= 5.212$$

Menurut buku Kunni dengan  $N_{Re} = 5.212$  akan diperoleh nilai koefisien orifice

$$(C_d) = 0.68$$

iii Menghitung Uor (kecepatan gas terhadap permukaan)

Digunakan persamaan:

$$U_{OR} = C_d \left[ \frac{2 \times g_c \times \Delta P}{\rho_g} \right]^{(1/2)}$$

$$U_{OR} = 0.147 \text{ m/s}$$

iv Menghitung jumlah lubang (Nor)

Diameter orifice lebih kecil dari diameter padatan yaitu 0,5 mm = 0,0005 m, dimana biasanya diameter orifice yang digunakan antara 0,6 mm – 2,5 mm. Maka digunakan persamaan :

$$N_{OR} = \frac{4 \times U_0}{U_{OR} \times \pi \times [D_{OR}]^2}$$

$$\text{Asumsi } D_{OR} = 0.4 \text{ mm } 0.0004 \text{ m}$$

$$N_{OR} = 13372.660 \text{ /m}^2$$

$$= 3.191 \text{ m}^2$$

$$\text{Maka, total jumlah lubang} = 42674.962 \text{ lubang}$$

v Menghitung waktu tinggal dalam reaktor

Kecepatan volumetrik umpan masuk= 7077.891 m<sup>3</sup>/jam 1.966 m<sup>3</sup>/s

$$V o l u m e T K K S = W_{T K K S} / \rho_{T K K S}$$

$$W_{T K K S} = 41452.624 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume TKKS} = 0.123 \text{ m}^3 = 11.515 \text{ kg/s}$$

$$\tau = (\text{Volume Katalis}) / (Q \text{ umpan masuk})$$

$$\tau = 5.857 \text{ sekon}$$

vi Menghitung volume dalam reaktor

Volume reaktor (V<sub>r</sub>) adalah volume vessel reaktor ditambah dengan volume kedua head (Brownell & Young, 1979)

$$V_r = V_{(head atas)} + V_{TDH} + V_{reaksi} + V_{(head bawah)}$$
$$= [0.000049 \times d_f^2] + [\pi/4 \times d_t^2 \times (L_{TDH} - L_f) + \pi/2 \times L_f \times 1/4 \times (d_f^2 + d_f d_t + d_t^2)] + [\pi/4 \times d_t^2 \times L_t] + [0.000049 \times d_t^2]$$

$$V \text{ head atas} = 2.79619E-07$$

$$V \text{ TDH} = 12.18803651$$

$$V \text{ reaksi} = 2.338295464$$

$$V \text{ head bawah} = 0.000199197$$

$$V_r = 14.52653145 \text{ m}^3$$

Dengan volume 14.52653145 m<sup>3</sup> dicari tekanan dalam reaktor

$$V = 14.52653145 \text{ m}^3 = 14526.53145 \text{ liter}$$

$$R = 0.082 \text{ liter.atm/mol.K}$$

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

$$n = 30.532 \text{ kmol/jam} = 8.481111111 \text{ mol/s}$$

$$P = 0.037007025 \text{ atm}$$

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN**

Nama Mahasiswa : Cahya Nugraha  
 No. MHS : 15521155  
 Nama Mahasiswa : Berly Aldro Alfardzi  
 No. MHS : 15521130  
 Judul Prarancangan)\* : Pra Rancangan Pabrik Fenol dari TKKs dengan kapasitas 25000 Ton/Tahun  
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019  
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	05-04-19	Konsultasi Judul	
2	21-04-19	Konsultasi Kapasitas	
3	10-05-19	Konsultasi Alat proses besar	
4	20-05-19	Konsultasi Neraca Massa	
5	11-06-19	Konsultasi Neraca Panas	
6	16-07-19	Konsultasi Alat proses kecil	
7	09-08-19	Konsultasi Utilitas	
8	19-08-19	Konsultasi Ekonomi	
9	05-09-19	Konsultasi Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, \_\_\_\_\_

Pembimbing,

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

)\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN**

Nama Mahasiswa : Cahya Nugraha  
 No. MHS : 15521155  
 Nama Mahasiswa : Berly Aldro Alfaridzi  
 No. MHS : 15521130  
 Judul Prarancangan)\* : Pra rancangan Pabrik Fenol dari TKKS  
 dengan kapasitas 25.000 Ton /Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019  
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	10-04-19	Konsultasi Judul	<i>Ajeng</i>
2	19-04-19	Konsultasi Kapasitas	<i>Ajeng</i>
3	06-05-19	Konsultasi Alat proses besar	<i>Ajeng</i>
4	21-05-19	Konsultasi Neraca kelas	<i>Ajeng</i>
5	08-06-19	Konsultasi Neraca Peras	<i>Ajeng</i>
6	12-07-19	Konsultasi Alat proses kecil	<i>Ajeng</i>
7	04-08-19	Konsultasi utilitas	<i>Ajeng</i>
8	06-09-19	Konsultasi Ekonomi	<i>Ajeng</i>
9	10-09-19	Konsultasi Naskah	<i>Ajeng</i>
			<i>Ajeng</i>
			<i>Ajeng</i>
			<i>Ajeng</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 13 Sept 2019

Pembimbing,

*Ajeng*

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

)\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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