

**PRARANCANGAN PABRIK FENOL DARI LIMBAH
TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
DENGAN KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN**



Disusun Oleh:

SELVINA SELIN (4519044012)

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS BOSOWA
MAKASSAR**

2021

HALAMAN PERSETUJUAN

HALAMAN PERSETUJUAN

PRARANCANGAN PABRIK FENOL DARI LIMBAH
TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
DENGAN KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN

UNIVERSITAS

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

SELVINA SELIN (4519044012)

Telah disetujui oleh:

Pembimbing I



Dr. Ridwan, ST., M.Si

NIDN: 09-1012-7101

Pembimbing II



M. Tong, ST., M.PKim

NIDN: 09-1302-7503

HALAMAN PENGESAHAN

HALAMAN PENGESAHAN

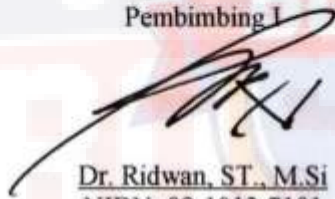
PRARANCANGAN PABRIK FENOL DARI LIMBAH TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN

Disusun oleh:

SELVINA SELIN (4519044012)

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji
Pada tanggal 19 Agustus 2021 dan dinyatakan telah memenuhi syarat.

Pembimbing I



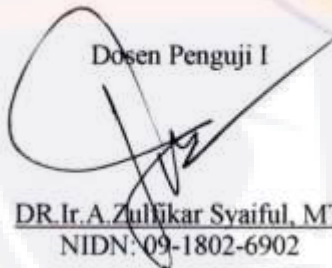
Dr. Ridwan, ST., M.Si
NIDN: 09-1012-7101

Pembimbing II



M. Tang, ST., M.PKim
NIDN: 09-1302-7503

Dosen Penguji I



DR. Ir. A. Zulhikar Syaiful, MT
NIDN: 09-1802-6902

Dosen Penguji II



Hermawati, S.Si., M.Eng
NIDN: 09-2407-7101

Makassar, 23 Agustus 2021

Kemahasiswaan Teknik Kimia



M. Tang, ST., M.PKim
NIDN: 09-1302-7503

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa karena berkat rahmat dan karunia-Nya, penulisan laporan prarancangan pabrik ini yang disusun sebagai salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk menyelesaikan program studi S1 pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar. Pada kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih atas segala bantuan baik berupa bimbingan, dorongan, serta semangat dari banyak pihak. Oleh karena itu penulis mengucapkan terimah kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Dr. Ridwan, ST., M.Si selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Bosowa.
2. Bapak Muh. Tang ST., M.PKim selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Bosowa.
3. Bapak Dr. Ridwan, ST., M.Si, sebagai dosen pembimbing I
4. Bapak Muh. Tang ST., M.PKim sebagai dosen pembimbing II
5. Seluruh staf pengajar dan pegawai administrasi Jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan bantuan selama penulis mengenyam pendidikan di Univestitas Bosowa.
6. Teristimewa, Orang Tua dan saudara-saudara terkasih yang telah banyak berkorban materi dan memberikan didikan, semangat serta doa untuk penyusun.
7. Abang Ara, Hafizh, dan mbak Sahra atas informasi dan saran yang diberikan dalam penyusunan laporan ini.
8. Semua pihak yang telah membantu.

Penulis menyadari bahwa laporan prarancangan pabrik ini belum sempurna. Oleh karena itu, penulis mengharapkan kritikan dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan laporan prarancangan pabrik ini dan demi perbaikan pada masa mendatang. Semoga laporan tugas akhir ini bermanfaat bagi pembacanya.

Makassar, Agustus 2021

Penulis

DAFTAR ISI

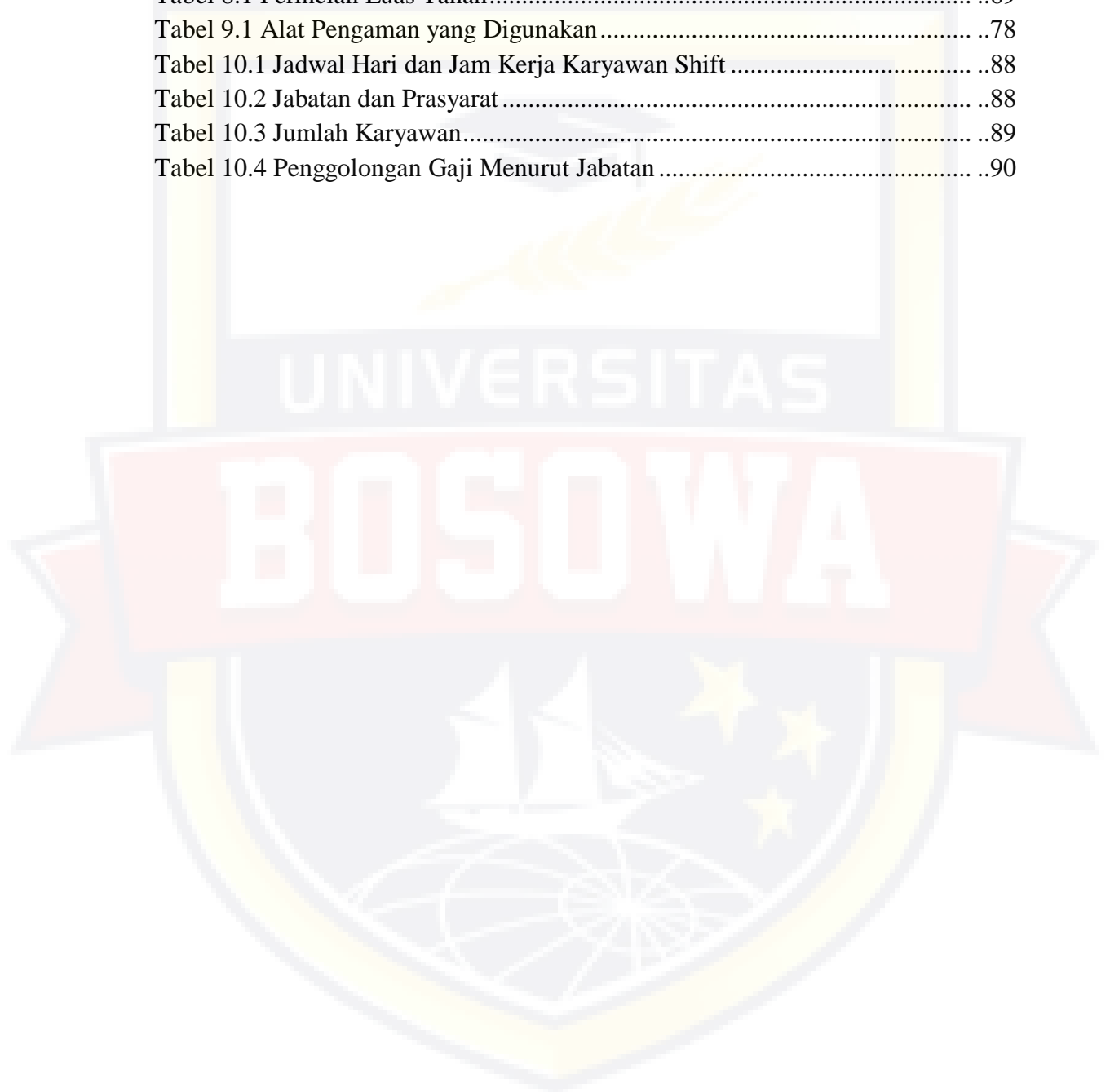
	hal.
HALAMAN PERSETUJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI	v
INTISARI	vii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik	4
1.4 Tinjauan Pustaka	7
BAB II URAIAN PROSES	12
2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku	12
2.2 Tahap Pirolisis Cepat	12
2.3 Tahap Pemisahan dan Pemurian	12
2.4 Diagram Alir Kualitatif	14
BAB III SPESIFIKASI BAHAN	16
3.1 Spesifikasi Bahan Baku	16
3.2 Spesifikasi Bahan Pembantu	16
3.3 Spesifikasi Produk	18
BAB IV NERACA MASSA	19
4.1 Neraca Massa Per Alat	19
4.2 Neraca Massa Total	23
BAB V NERACA PANAS	25
BAB VI SPESIFIKASI ALAT	30
BAB VII UTILITAS	41
7.1 Unit Pembangkit Steam	41
7.2 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Supply System</i>)	41

7.3 Unit Pengadaan Downtherm A.....	50
7.4 Unit Pebangkit Listrik	51
7.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	52
7.6 Unit Pengolahan Limbah.....	54
7.7 Unit Penyediaan Udara Tekan.....	54
BAB VIII LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	64
8.1 Lokasi Pabrik.....	64
8.2 Tata Letak Pabrik	66
BAB IX INSTRUMEN DAN KESELAMATAN KERJA	71
IX.1 Instrumen.....	71
IX.2. Keselamatan Kerja	72
BAB X STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	78
10.1 Organisasi Perusahaan.....	78
10.2 Struktur Organisasi	78
10.3 Tugas dan Wewenang.....	80
10.4 Pembagian Jam Kerja	85
10.5 Perincian Tugas dan Keahlian	87
10.6 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	88
10.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan	89
BAB XI EVALUASI EKONOMI	92
11.1 Dasar Perhitungan	92
11.2 Perhitungan Biaya	93
11.3 Hasil Analisa	95
BAB XII KESIMPULAN	96
DAFTAR PUSTAKA	97

DAFTAR TABEL

	hlm.
Tabel 1.1 Data Impor Fenol di Indonesia.....	..2
Tabel 1.2 Data Ekspor Fenol di Indonesia2
Tabel 1.3 Produksi Kelapa Sawit di Sulawesi8
Tabel 1.4 Kandungan senyawa Tandan Kosong Kelapa Sawit.....	..9
Tabel 1.5 Kandungan Senyawa kimia dalam Bio oil10
Tabel 3.1 Sifat-sifat Fisis Air16
Tabel 3.2 Sifat-sifat Fisis Nitrogen17
Tabel 3.3 Sifat-sifat Fisis Dowtherm A17
Tabel 3.4 Sifat-sifat Fisis Fenol18
Tabel 4.1 Neraca Massa Gudang Penyimpanan.....	..19
Tabel 4.2 Neraca Massa Reaktor19
Tabel 4.3 Neraca Massa Cyclone.....	..20
Tabel 4.4 Neraca Massa Kondenser.....	..20
Tabel 4.5 Neraca Massa Flash Drum20
Tabel 4.6 Neraca Massa Mixer21
Tabel 4.7 Neraca Massa Dekanter22
Tabel 4.8 Neraca Massa Evaporator22
Tabel 4.9 Neraca Massa Cooler23
Tabel 4.10 Neraca Massa Total.....	..23
Tabel 5.1 Neraca Panas Unit Persiapan Bahan Baku.....	..25
Tabel 5.2 Neraca Panas Reaktor25
Tabel 5.3 Neraca Panas Cyclone.....	..25
Tabel 5.4 Neraca Panas Kondenser.....	..26
Tabel 5.5 Neraca Panas Flash Drum26
Tabel 5.6 Neraca Panas Mixer27
Tabel 5.7 Neraca Panas Dekanter27
Tabel 5.8 Neraca Panas Evaporator28
Tabel 5.9 Neraca Panas Cooler28
Tabel 6.1 Spesifikasi Kompresor38
Tabel 6.2 Spesifikasi Pompa.....	..38
Tabel 7.1 Kebutuhan air untuk kantor.....	..43
Tabel 7.2 Total Kebutuhan Air44
Tabel 7.3 Kualitas Air Sungai Bone-Bone.....	..44
Tabel 7.4 Kebutuhan Dowtherm A50
Tabel 7.5 Kebutuhan Daya pada Unit Proses.....	..51
Tabel 7.6 Kebutuhan Daya pada Unit Utilitas51

Tabel 7.7 Spesifikasi Pompa Utilitas	58
Tabel 7.8 Spesifikasi Tangki Pelarutan Utilitas	59
Tabel 7.9 Spesifikasi Tangki Utilitas	61
Tabel 8.1 Perincian Luas Tanah.....	69
Tabel 9.1 Alat Pengaman yang Digunakan.....	78
Tabel 10.1 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift	88
Tabel 10.2 Jabatan dan Prasyarat	88
Tabel 10.3 Jumlah Karyawan.....	89
Tabel 10.4 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan	90



DAFTAR GAMBAR

	hlm.
Gambar 1.1 Impor Fenol	3
Gambar 1.2 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik Fenol	5
Gambar 1.3 Struktur Fenol.....	8
Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Fenol.....	14
Gambar 2.2 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Fenol.....	15
Gambar 7.1 Diagram Alir Proses Pengolahan Air Pabrik Pembuatan Fenol.....	64
Gambar 8.1 Tata Letak Pabrik	70
Gambar 8.2 Tata Letak Alat Proses	71
Gambar 10.1. Struktur Organisasi Perusahaan	92

UNIVERSITAS

BOSOWA



INTISARI

Fenol atau asam karboksilat merupakan salah satu bahan dasar yang digunakan dalam proses produksi obat-obatan, peptisida, antiseptik dan sebagai zat pewarna buatan. Kebutuhan fenol di Indonesia masih mengandalkan impor, sehingga perlu adanya pendirian pabrik fenol. Pabrik fenol ini dirancang dengan kapasitas 12.000 ton/tahun yang diharapkan mampu memenuhi 70% kebutuhan fenol domestik, sehingga dapat mengurangi ketergantungan terhadap impor fenol.

Fenol diperoleh dari proses *pyrolysis* limbah tandan kosong kelapa sawit (TKKS), dimana TKKS akan difluidisasikan dalam *reactor fluidized bed* menggunakan gas nitrogen berlangsung pada suhu 500°C dan tekanan 1 atm menjadi bio oil. Bio oil yang memiliki kadar fenol sebesar 28,3% ini selanjutnya dipisahkan dan dimurnikan untuk memperoleh produk utama yaitu fenol.

Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT) dan bentuk organisasinya adalah organisasi sistem garis dan staf. Pabrik ini didirikan di Desa Sumberdadi, Kec. Bone-Bone, Kab. Luwu Utara, Sulawesi Selatan-Indonesia dengan luas tanah 20.547 m². Bahan baku TKKS diperoleh dari pabrik-pabrik pengolahan kelapa sawit yang ada di Luwu Utara. Pabrik beroperasi secara kontinu selama 330 hari efektif dalam satu tahun dengan jumlah tenaga kerja sebanyak 200 orang.

Hasil analisa ekonomi Pabrik Pembuatan Fenol dari limbah TKKS adalah *Total Capital Investment* Rp 527.186.395.578 terdiri dari *Fixed Capital Investment* sebesar Rp 448.108.436.242 dan *Working Capital Investment* sebesar Rp 79.077.959.337 dan harga jual produksi sebesar Rp 478.873.716.719 pertahun. Hasil analisa ekonomi prarancangan pabrik Pembuatan Fenol diperoleh *Rate on Investment* sebelum dan sesudah pajak sebesar 28% dan 24%, *Pay Out Time* sebelum dan sesudah pajak 2,62 tahun dan 2,89 tahun dan *Break Event Point* sebesar 46,65%, serta *Shut Down Point* sebesar 22,29%. Dengan demikian dapat disimpulkan bahwa Pabrik ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci: Fenol, Tandan Kosong Kelapa Sawit, Pyrolysis.

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara dengan produksi minyak sawit (Crude Palm Oil/ CPO) terbesar pertama di dunia. Badan Pusat Statistik (BPS) mencatat produksi perkebunan kelapa sawit di Indonesia sebesar 48,29 juta ton pada 2020. Peningkatan produksi CPO juga beriringan dengan bertambahnya lahan perkebunan sawit serta berdirinya pabrik-pabrik yang mengolah kelapa sawit di Indonesia. Dari kegiatan produksi pabrik minyak kelapa sawit akan menghasilkan limbah salah satunya berupa limbah padat yang dihasilkan dari pengolahan Tandan Buah Segar (TBS) yaitu Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS). Limbah kelapa sawit jumlahnya sangat melimpah, setiap pengolahan 1 ton TBS akan dihasilkan TKKS sebanyak 22-23% atau sebanyak 220- 230 kg TKKS, sehingga potensi limbah pada tahun 2020 berkisar 10,62- 11,10 juta ton (Kamal, 2012).

Umumnya pemanfaatan limbah TKKS oleh industri kelapa sawit masih minim, biasanya hanya digunakan untuk pemupukan areal perkebunan kelapa sawit dan bahan bakar boiler. Bahkan dibuang percuma di lahan perkebunan hingga menimbulkan penumpukan dalam jumlah yang besar. Untuk mengantisipasi hal tersebut, Kawser M dkk (2000) berhasil menemukan bahan kimia bernilai ekonomis dari limbah TKKS yaitu fenol yang terkandung cukup tinggi sebesar 28,30%.

Kebutuhan fenol sebagai bahan baku industri kimia di Indonesia terbilang cukup tinggi dan untuk memenuhi kebutuhan tersebut masih mengandalkan impor dari negara lain. Hal tersebut dikarenakan pabrik fenol di Indonesia tidak mampu memenuhi kebutuhan fenol secara nasional. Fenol memiliki beragam manfaat, baik sebagai bahan baku maupun bahan penunjang industri kimia, seperti sebagai bahan baku pembuatan obat-obatan, peptisida, sebagai antiseptik, dan sebagai zat pewarna buatan.

Dengan melihat potensi limbah TKKS yang ada di Indonesia dan dengan harapan mengurangi ketergantungan terhadap impor fenol maka perlu dibangun

pabrik fenol. Oleh karena itu, pendirian pabrik fenol dengan memanfaatkan limbah TKKS sebagai bahan baku alternatif sangat potensial untuk dikembangkan. Selain mengurangi limbah padat pengolahan kelapa sawit, fenol dari TKKS ini akan menghasilkan keuntungan yang besar mengingat harga dan kebutuhan fenol di pasaran yang cukup tinggi.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi berdasarkan pada kebutuhan impor fenol untuk mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri. Bisa dilihat melalui perbandingan dari data impor dan ekspor fenol, dimana kebutuhan impor fenol lebih besar dibandingkan ekspor. Kebutuhan fenol dipasaran inilah yang menjadi acuan untuk menentukan kapasitas pabrik.

Tabel 1.1 Data Impor Fenol di Indonesia

No.	Tahun	Kapasitas (ton)
1	2016	21.125,192
2	2017	21.037.097
3	2018	26.492,053
4	2019	24.209,669
5	2020	16.948,270
Rata-rata		21.962,456

Sumber: Badan Pusat Statistik Indonesia

Tabel 1.2 Data Ekspor Fenol di Indonesia

No.	Tahun	Kapasitas (ton)
1	2016	2.644,543
2	2017	3.236,495
3	2018	424,770
4	2019	231,746
5	2020	269,997
Rata-rata		1.361,510

Sumber: Badan Pusat Statistik Indonesia

Rencana pembangunan pabrik fenol ini akan berdampingan dengan perusahaan pengolahan kelapa sawit yang bertujuan untuk mengurangi biaya distribusi bahan baku. Perusahaan Pengolahan Kelapa Sawit (PKS) tersebar di berbagai wilayah di Sulawesi yang meliputi; Sulawesi Barat, Sulawesi Tengah dan Sulawesi Selatan salah satunya di Luwu Utara sebagai sentra kelapa sawit di

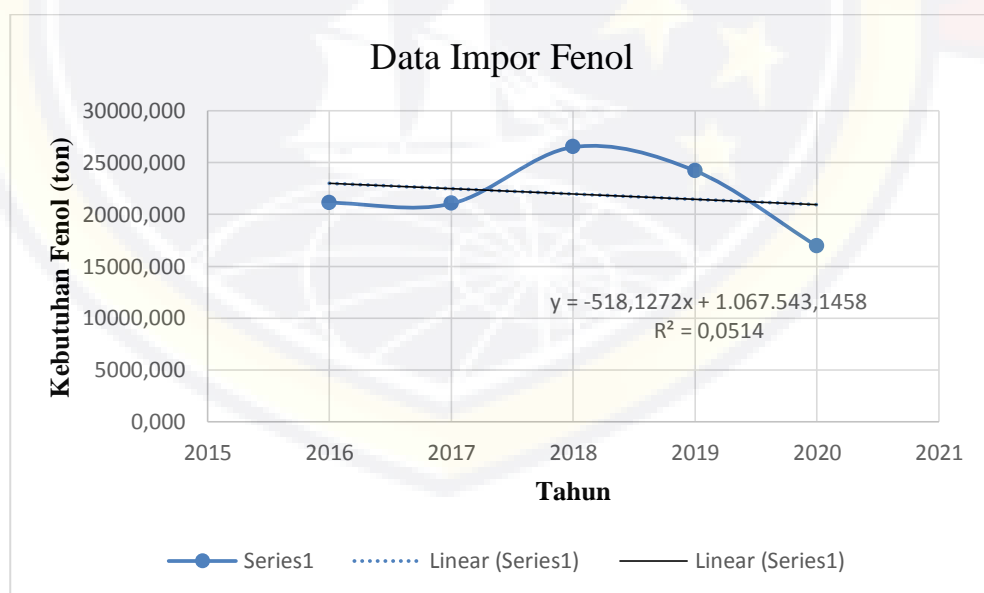
Sulawesi Selatan. Dari semua pabrik diperoleh rata-rata TBS sebesar 1.065.169,200 ton untuk lima tahun terakhir maka limbah TKKS yang diperoleh sebanyak 244.988,916 ton. Berdasarkan kajian yang dilakukan oleh Kawser, dkk (2000), kandungan fenol sebesar 28,30% dan turunannya sebesar 24,01% di dalam TKKS. Sehingga total keseluruhan adalah sebesar 52,31%, maka fenol yang dihasilkan dari total limbah TKKS di Sulawesi dapat diestimasi sebesar 128.153,702 ton.

Tabel 1.3 Produksi Kelapa Sawit di Sulawesi

Tahun	Sulawesi Selatan	Sulawesi Tengah	Sulawesi Barat	Sulawesi Tenggara
2016	105.057	316.781	434.108	65.405
2017	113.972	456.608	568.719	99.427
2018	105.708	383.617	386.211	106.113
2019	113.565	412.134	414.921	114.001
2020	121.628	441.396	444.381	122.094
Rata-rata (ton)	111.986	402.107	449.668	101.408
Limbah TKKS (ton)	25.756,780	92.484,656	103.423,640	23.323,840

Sumber: Badan Pusat Statistik Indonesia

Berdasarkan tabel impor fenol diatas kemudian dilakukan regresi linear dan berikut adalah grafik data impor fenol di Indonesia.



Gambar 1.1 Impor Fenol

Pabrik direncanakan akan berdiri pada tahun 2026, maka dengan persamaan regresi linier kebutuhan dalam negeri dapat diprediksi.

$$y = ax + b$$

Dimana: y = Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)

a = konstanta

b = koefisien regresi

x = tahun

Diperoleh persamaan:

$$y = -518,1272x + 1.067.543,1458$$

Maka kebutuhan pada tahun 2026:

$$\begin{aligned} y &= -518,1272(2026) + 1.067.543,1458 \\ &= 17.817 \text{ ton} \end{aligned}$$

Pada tahun 2026 diperoleh nilai impor sebesar 17.817 ton/tahun untuk itu prarancangan pabrik fenol dengan kapasitas 12.000 ton/tahun ini diharapkan mampu memenuhi 70% kebutuhan fenol domestik, sehingga dapat mengurangi ketergantungan terhadap impor fenol.

1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu yang paling penting untuk kelangsungan operasi suatu pabrik yang akan didirikan. Lokasi pabrik sangat berpengaruh untuk suatu industri baik terhadap factor produksi maupun distribusi serta kemungkinan pengembangan dimasa yang akan datang. Pemilihan lokasi pabrik harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar lokasi pabrik (Peters, 2004).

Berdasarkan berbagai faktor yang harus dipertimbangan maka lokasi pabrik fenol ditetapkan di Desa Sumberdadi, Kec. Bone-Bone, Kab. Luwu Utara, Sulawesi Selatan-Indonesia.



Gambar 1.2 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik Fenol

Pemilihan lokasi tersebut didasarkan atas pertimbangan yang secara praktis menguntungkan dari segi ekonomis dan segi teknisnya. Faktor-faktor yang dipertimbangkan dalam pendirian pabrik ini antara lain :

1. Bahan Baku

Bahan baku merupakan factor utama dalam penentuan lokasi pabrik ini. Lokasi pabrik harus berdekatan dengan lokasi sumber bahan baku utama khususnya maupun bahan baku samping umumnya. Bahan baku yang digunakan yaitu limbah TKKS yang dipasok dari pabrik-pabrik pengolahan kelapa sawit yang berada di sekitar lokasi. Luwu Utara sebagai sentra penghasil sawit Sulawesi Selatan terdapat banyak pohon kelapa sawit serta pabrik pengolahan kelapa sawit yang banyak menimbun limbah TKKS.

2. Pemasaran

Lokasi pabrik harus mendekati dengan keberadaan konsumen. Untuk memudahkan 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 Pelabuhan Laut Munte sehingga memudahkan untuk pemasaran

produk ke konsumen yang membutuhkan bahan baku fenol, misalnya industri farmasi, zat warna buatan, dan perekat kayu. Selain itu lokasi pabrik yang dekat dengan Jalan Trans Sulawesi dirasa lebih menguntungkan untuk pemasaran produk.

3. Infrastruktur

Pendirian pabrik harus 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 sehingga memudahkan proses pendistribusian produk.

Pabrik juga harus ditempatkan dekat dengan pasar, bahan baku, atau dekat persimpangan antara pasar dan bahan baku dan dapat juga dengan pelabuhan, jalan raya, yang mana bertujuan untuk memudahkan transportasi dan mengurangi biaya yang dikeluarkan baik oleh perusahaan ataupun oleh karyawan.

4. Utilitas

Lokasi pabrik yang dipilih harus mempunyai sumber air untuk utilitas yang memadai, baik segi kualitas 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 Bone-Bone yang dekat dengan lokasi pendirian pabrik.

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 yang berpengalaman dibidangnya.

6. Kondisi geografis dan sosial

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.

Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik pembuatan Fenol karena akan menjamin tersedianya lapangan kerja bagi mereka. Selain itu pendirian pabrik ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya.

7. Kemungkinan perluasan dan ekspansi

Perluasan pabrik haruslah memperhitungkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun kedepan (jangka panjang). Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area dari pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

8. Peraturan Pemerintah

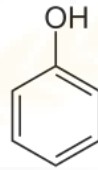
Dalam mendirikan suatu bangunan (pabrik) haruslah dilengkapi dengan surat-surat dari instansi yang terkait, baik itu pemda ataupun dari badan pertanahan setempat. Lahan yang akan didirikan pabrik harus bebas dari sengketa kasus-kasus yang lain, agar pendirian pabrik tidak mengalami kesulitan pada saat membangun maupun pada saat mendatang.

1.4 Tinjauan Pustaka

1.4.1 Fenol

Fenol juga dikenal dengan nama asam karboksilat, merupakan cairan bening yang beracun dengan bau yang khas. Rumus kimianya adalah C_6H_5OH dan memiliki struktur grup hidroksil (-OH) yang terikat dengan sebuah cincin phenyl yang juga merupakan senyawa aromatis. Fenol juga biasa disebut asam karbolat, asam fenat, asam fenitilat, fenil hidroksida, fenil hidrokksida, atau oksibenezena. (Kirk-Othmer, 1999)

Dalam beberapa industri fenol sering digunakan sebagai bahan baku dalam proses produksi obat-obatan (merupakan bahan awal pada produksi aspirin), herbisida (sebagai bahan tambahan dalam produksi peptisida), antiseptic (bahan baku pembuatan alkylphenol untuk produksi detergen), resin sintetis (resin fenol untuk pembuatan peralatan rumah tangga, plastik), dan sebagai zat pewarna buatan (sebagai bahan tambahan dalam pembuatan cat dan tekstil).



Gambar 1.3 Struktur Fenol (Krik OThmer, 1999)

1.4.2 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 menurut Isorai, 2008 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), 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.

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 22-23% (Kamal, 2012).

Adapun kandungan yang terdapat pada tandan kosong kelapa sawit dapat dilihat dari Tabel 1.3 menunjukkan kandungan lignin yang terdapat dalam TKKS cukup tinggi yaitu sebesar 22%. Senyawa lignin yang terkandung di dalam limbah padat TKKS inilah yang dapat dimanfaatkan untuk menghasilkan fenol (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

(Azemi dkk, 1994)

1.4.3 Proses Pembuatan Fenol

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

1. Pirolisis

Pirolisis merupakan proses pemanasan suatu zat tanpa adanya oksigen sehingga terjadi penguraian komponen-komponen penyusun pada 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)

Pirolisis 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. Dari hasil analisa *gas chromatograph-mass spectrometry* (GC-MS) kandungan senyawa dalam bio oil, komponen fenol dalam bio oil sebesar 28,30% diikuti dengan komponen lain seperti yang ditunjukkan pada tabel berikut ini.

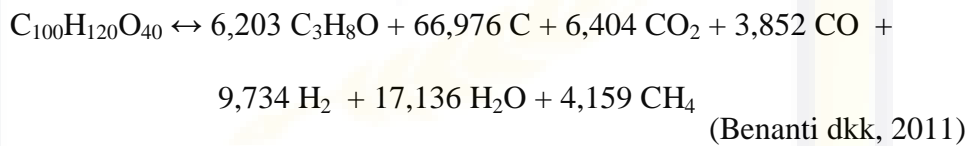
Tabel 1.4 Kandungan Senyawa kimia dalam Bio oil

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
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. Bio-oil yang dihasilkan banyak mengandung fenol, alkohol, keton, aldehyde, 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,



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 500°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*. Kadar fenol yang tinggi akan memaksimalkan bahan baku sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

BAB II URAIAN PROSES

2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Pada pembuatan fenol yang berasal dari limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) kering sebagai bahan bakunya. Limbah TKKS disimpan dalam gudang (G-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm akan dialirkan kedalam *crusher* (C-01) menggunakan *belt conveyor* (BC) untuk memperkecil ukuran yang bertujuan untuk mempercepat reaksi pirolisis. Kemudian TKKS yang telah sesuai dengan standar ukuran yang diinginkan akan dialirkan ke dalam *reaktor fluidized bed* (R-01) menggunakan *screw conveyor* (SC).

2.2 Tahap Pirolisis Cepat

Bahan baku TKKS yang berada dalam *reaktor fluidized bed* akan difluidisasi dengan menggunakan gas nitrogen sebagai pemanas. Dimana nitrogen tersebut diperoleh dari udara lalu yang dipisahkan dari oksigen menggunakan *Pressure Swing Adsorber* (PSA). Setelah memperoleh nitrogen dari udara maka akan dipanaskan menggunakan *furnace* hingga mencapai suhu 500°C. Nitrogen tersebut selanjutnya dialirkan ke dalam *reaktor fluidized bed* untuk memfluidisasi TKKS dengan suhu 500°C dan tekanan 1 atm sehingga memecah biomassa menjadi gas bio oil, CO₂, CO, H₂, H₂O, CH₄, C (char) yang selanjutnya akan dialirkan ke dalam *cyclone*.

2.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Pada *cyclone* (CY-01) terjadi proses pemisahan antara gas dan zat padat. Zat padatan akan dialirkan ke unit pengolahan limbah dan gas akan dialirkan ke kondensor. Selanjutnya, gas TKKS akan didinginkan menjadi suhu 30°C menggunakan kondensor (HE-01) dengan tekanan 1 atm sehingga terkondensasi dan membentuk larutan bio oil.

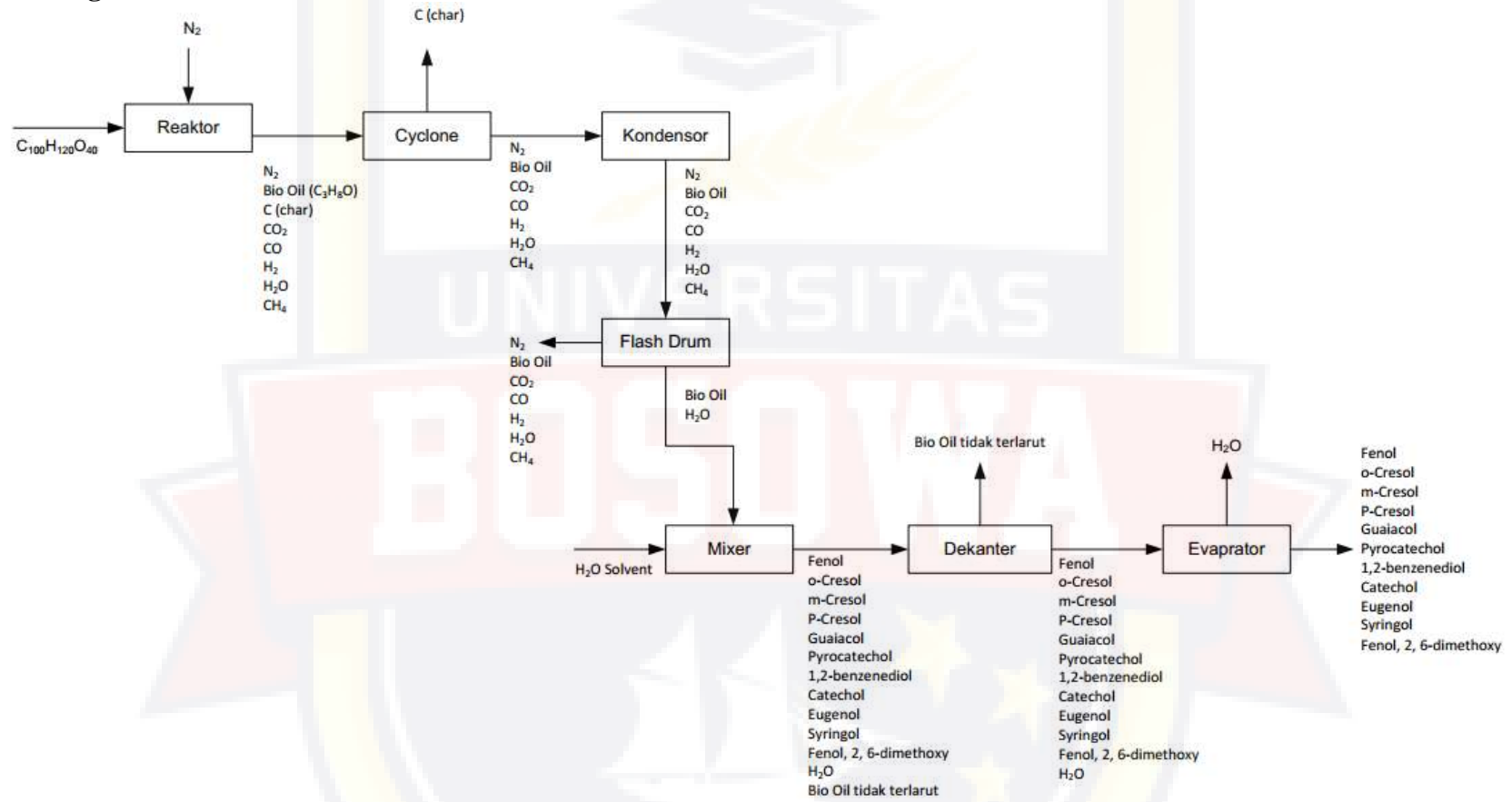
Setelah melalui proses pendinginan pada kondensor, maka larutan bio oil dan gas hasil kondensasi akan dialirkan ke dalam *flash drum* (V-01) untuk memisahkan larutan bio oil dengan zat gas pengotor. Bio oil yang telah dipisahkan dengan gas selanjutnya akan dialirkan ke dalam *mixer* (M-01) untuk dicampurkan dengan solvent yaitu air, dimana air dapat mengikat fenol sebesar 83

gr/L. Oleh karena itu untuk melarutkan fenol dari larutan bio oil maka ditambahkan air solvent. Setelah selesai di larutkan, fenol dan bio oil yang tidak terlarut akan dipisahkan di *dekanter* (D-01). Hasil bawah *dekanter* yaitu bio oil tidak terlarut akan disimpan di tangki bio oil sebagai produk samping. Sedangkan hasil atas *dekanter* yaitu fenol akan dimasukkan ke dalam *evaporator* (EV-01) untuk memekatkan kadar fenol. Sebelum disimpan pada tangki produk fenol hasil *evaporator* akan dimasukkan terlebih dahulu ke *cooler* untuk menurunkan suhu produk kemudian dimasukkan ke dalam tangki penyimpanan sebagai produk akhir yang diinginkan yaitu fenol.

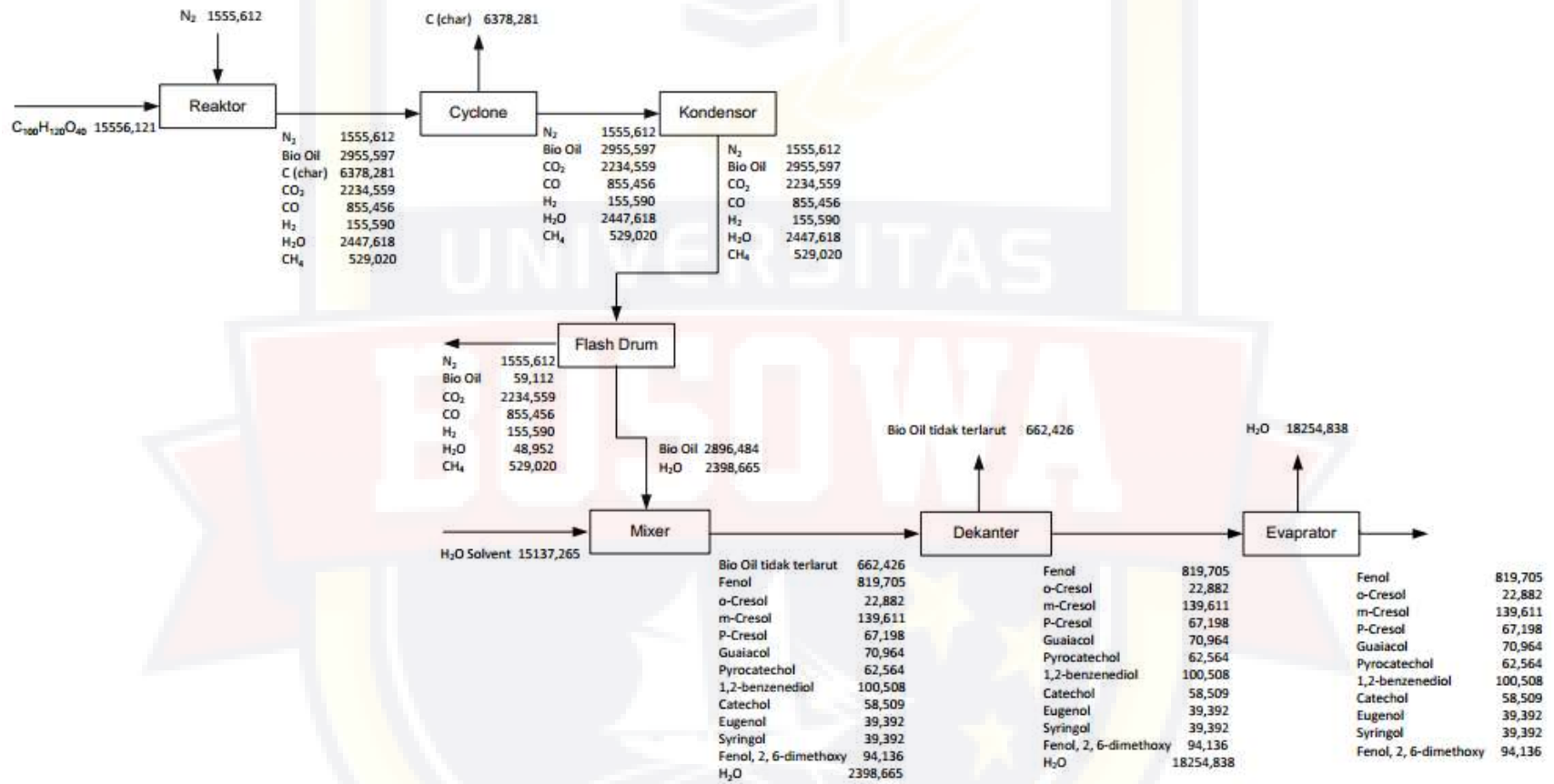
UNIVERSITAS

BOSOWA

2.4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Fenol



Gambar 2.2 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Fenol

BAB III SPESIFIKASI BAHAN

3.1 Spesifikasi 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 kandunganya 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.

Bahan utama dalam proses pirolisis TKKS untuk menghasilkan fenol adalah lignin. Lignin adalah molekul kompleks yang tersusun dari unit phenyl propane 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)

3.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Bahan-bahan pendukung yang digunakan dalam proses pembuatan fenol terdiri dari: air (H_2O), nitrogen (N_2), dowtherm A, natrium hidroksida ($NaOH$), dan asam sulfat (H_2SO_4).

1. Air (H_2O)

Tabel 3.1 Sifat-sifat Fisis Air (H_2O)

Keterangan	Sifat Fisis
Rumus Molekul	H_2O
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)

2. Nitrogen (N₂)

Tabel 3.2 Sifat-sifat Fisis Nitrogen (N₂)

Keterangan	Sifat Fisis
Rumus Molekul	N ₂
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 3.3 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 ³
Sifat bahan	-

(Carl.L. Yasws, 1999)

3.3 Spesifikasi Produk

Adapun sifat-sifat fisis dari fenol ditunjukkan sebagai berikut:

Tabel 3.4 Sifat-sifat Fisis Fenol

Keterangan	Sifat Fisis
Rumus Molekul	C ₆ H ₅ OH
Berat Molekul	94,11 g/mol
Wujud	Cair
Warna	Tak Berwarna
Densitas	1.07 g/cm ³
Titik Didih	181,75 °C (pada 101,3 kPa)
Titik Beku	40,9 °C (pada 101,3 kPa)
Kelarutan dalam air (20 °C)	8,3 g/100 MI
Sifat Bahan	Korosif
Kemurnian	100%

(Ullmann's, 2005)

BAB IV NERACA MASSA

Perancangan pabrik pembuatan Fenol dilaksanakan untuk memproduksi dengan basis sebesar 12.000 ton/tahun dengan ketentuan sebagai berikut:

Basis perhitungan	: 100 Kmol/Jam
Kapasitas produksi	: 12.000 ton/tahun
1 tahun operasi	: 330 hari/tahun
1 hari kerja	: 24 jam

Maka kapasitas produksi Fenol tiap jam:

$$= \frac{12.000}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 1.515,152 \text{ Kg/jam}$$

4.1 Neraca Massa Per Alat

1. Gudang Penyimpanan (G-01)

Tabel 4.1 Neraca Massa Gudang Penyimpanan

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
C ₁₀₀ H ₁₂₀ O ₄₀	15.556,122	15.556,122
Total	15.556,122	15.556,122

2. Reaktor (R-01)

Tabel 4.2 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	F3	F4	F5
C ₁₀₀ H ₁₂₀ O ₄₀	15.556,121		
N ₂		1.555,612	1.555,612
Bio Oil (C ₃ H ₈ O)			2.955,597
C (char)			6.378,281
CO ₂			2.234,559
CO			855,456
H ₂			155,590
H ₂ O			2.447,618
CH ₄			529,020
Total	15.556,121	1.555,612	17.111,733
	17.111,733		

3. Cyclone (C-01)

Tabel 4.3 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	F5	F6	F7
N ₂	1.555,612		1.555,612
Bio oil	2.955,597		2.955,597
C (char)	6.378,281	6.378,281	
CO ₂	2.234,559		2.234,559
CO	855,456		855,456
H ₂	155,590		155,590
H ₂ O	2.447,618		2.447,618
CH ₄	529,020		529,020
Total	17.111,733	6.378,281	10.733,452
		17.111,733	

4. Kondenser (HE-01)

Tabel 4.4 Neraca Massa Kondenser

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	F7	F8	
		Liquid	Vapor
N ₂	1.555,612		1.555,612
Bio oil	2.955,597	2.896,485	59,112
CO ₂	2.234,559		2.234,559
CO	855,456		855,456
H ₂	155,590		155,590
H ₂ O	2.447,618	2.398,665	48,952
CH ₄	529,020		529,020
Total	10.733,452	5.295,151	5.438,301
		10.733,452	

5. Flash Drum (V-01)

Tabel 4.5 Neraca Massa Flash Drum

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
	F8		F10	F9
	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
N ₂		1.555,612		1.555,612
Bio oil	2.896,485	59,112	2.896,485	59,112
CO ₂		2.234,559		2.234,559
CO		855,456		855,456

H ₂		155,590		155,590
H ₂ O	2.398,665	48,952	2.398,665	48,952
CH ₄		529,020		529,020
Total	5.295,151	5.438,301	5.295,151	5.438,301
	10.733,452		10.733,452	

6. Mixer (M-01)

4.6 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	F10	F11	F12
H ₂ O	718,908		718,908
Asam asetat	489,506		489,506
1-octane	36,206		36,206
2-propanone, 1-hydroxy	48,082		48,082
Benzaldehyde	34,758		34,758
Fenol	819,705		819,705
Asam pentanoate	53,875		53,875
o-Cresol	22,882		22,882
m-Cresol	139,611		139,611
p-Cresol	67,198		67,198
Guaiacol	70,964		70,964
Pyrocatechol	62,564		62,564
1,2-benzenediol	100,508		100,508
Catechol	58,509		58,509
Eugenol	39,392		39,392
Syringol	39,682		39,682
Fenol, 2, 6-dimethoxy	94,136		94,136
H ₂ O	2.398,655		2398,655
H ₂ O (Solvent)		15.137,275	15.137,275
Total	5.295,140	15.137,275	20.432,415
	20.432,415		

7. Dekander (D-01)

4.7 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	F12	F13	F14
Asam asetat	489,506	489,506	
1-octane	36,206	36,206	
2-propanone, 1-hydroxy	48,082	48,082	
Benzaldehide	34,758	34,758	
Fenol	819,705		819,705
Asam pentanoate	53,875	53,875	
o-Cresol	22,882		22,882
m-Cresol	139,611		139,611
p-Cresol	67,198		67,198
Guaiacol	70,964		70,964
Pyrocatechol	62,564		62,564
1,2-benzenediol	100,508		100,508
Catechol	58,509		58,509
Eugenol	39,392		39,392
Syringol	39,682		39,682
Fenol, 2, 6-dimethoxy	94,136		94,136
H ₂ O	18.254,838		18.254,838
Total	20.432,415	662,426	19.769,989
		20.432,415	

8. Evaporator (EV-01)

4.8 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	F14	F15	F16
Fenol	819,705		819,705
o-Cresol	22,882		22,882
m-Cresol	139,611		139,611
p-Cresol	67,198		67,198
Guaiacol	70,964		70,964
Pyrocatechol	62,564		62,564
1,2-benzenediol	100,508		100,508
Catechol	58,509		58,509
Eugenol	39,392		39,392

Syringol	39,682		39,682
Fenol, 2, 6-dimethoxy	94,136		94,136
H ₂ O	18.254,838	18.254,838	
Total	19.769,989	18.254,838	1.515,152
		19.769,989	

9. Cooler (HE-02)

Tabel 4.9 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	F16	F17
Fenol	819,705	819,705
o-Cresol	22,882	22,882
m-Cresol	139,611	139,611
p-Cresol	67,198	67,198
Guaiacol	70,964	70,964
Pyrocatechol	62,564	62,564
1,2-benzenediol	100,508	100,508
Catechol	58,509	58,509
Eugenol	39,392	39,392
Syringol	39,682	39,682
Fenol, 2, 6-dimethoxy	94,136	94,136
H ₂ O	18.254,838	18.254,838
Total	19.769,989	19.769,989

4.2 Neraca Massa Total

4.10 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
C ₁₀₀ H ₁₂₀ O ₄₀	15.556,121	
N ₂	1.555,612	1.555,612
Bio Oil		59,112
C (char)		6.378,281
CO ₂		2.234,559
CO		855,456
H ₂		155,590
H ₂ O		48,952
CH ₄		529,020
H ₂ O (Solvent)	15.137,265	18.254,838

Bio oil tidak terlarut		662,426
Fenol		819,705
o-Cresol		22,882
m-Cresol		139,611
p-Cresol		67,198
Guaiacol		70,964
Pyrocatechol		62,564
1,2-benzenediol		100,508
Catechol		58,509
Eugenol		39,392
Syringol		39,682
Fenol, 2, 6-dimethoxy		94,136
Total	32.248,998	32.248,998

UNIVERSITAS

BOSOWA



BAB V NERACA PANAS

5.1 Unit Persiapan Bahan Baku

Tabel 5.1 Neraca Panas Unit Persiapan Bahan Baku

Komponen	N (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q (kJ/Jam)
$C_{100}H_{120}O_{40}$	7,929	767,879	6.088,252
total			6.088,252

5.2 Reaktor (R-01)

Tabel 5.2 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/Jam)
	Q3	Q4	Q5
$C_{100}H_{120}O_{40}$	6.088,252		
N_2		8.072,541	785.090,400
BioOil (C_3H_8O)			3.132.188,386
C (char)			3.477.824,205
CO_2			1.081.102,617
CO			438.075,967
H_2			1.073.193,822
H_2O			2.304.869,627
CH_4			760.933,765
ΔHR			351.043.657,108
Qdibutuhkan	364.082.775,104		
total	364.096.935,897		364.096.935,897

5.3 Cyclone (CY-01)

Tabel 5.3 Neraca Panas Cyclone

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)	
	Q4	Q6	Q7
N_2	785.454,906		785.454,906
Bio Oil	3.132.156,593		3.132.156,593
C (char)	3.477.780,772	3.477.780,772	
CO_2	1.081.077,097		1.081.077,097
CO	438.067,365		438.067,365

H2	1.073.225,763		1.073.225,763
H2O	2.304.826,128		2.304.826,128
CH4	760.932,342		760.932,342
Total	13.053.520,967		13.053.520,967

5.4 Kondenser (HE-01)

Tabel 5.4 Neraca Panas Kondenser

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/Jam)	
	Q7		Q8	
N ₂	785.090,400		134.472,930	
Bio Oil	3.132.188,386		8.058,135	41.664,695
CO ₂	1.081.102,617		167.504,443	
CO	438.075,967		74.107,572	
H ₂	1.073.193,822		185.548,683	
H ₂ O	2.304.869,627		7.651,049	50.261,641
CH ₄	760.933,765		104.313,411	
Qdibutuhkan	-8.801.872,027			
Total	773.582,557		773.582,557	

5.5 Flash Drum (V-01)

Tabel 5.5 Neraca Panas Flash Drum

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
	Q8		Q9	Q10
	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid
N ₂	134.472,930		134.472,930	
Bio oil	8.058,135	41.664,695	8.058,135	41.664,695
CO ₂	167.504,443		167.504,443	
CO	74.107,572		74.107,572	
H ₂	185.548,683		185.548,683	
H ₂ O	7.651,049	50.261,641	7.651,049	50.261,641
CH ₄	104.313,411		104.313,411	
Total	681.656,221	91.926,336	681.656,221	91.926,336
	773.582,557		773.582,557	

5.6 Mixer (M-01)

Tabel 5.6 Neraca Panas Mixer

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/Jam)
	Q10	Q11	Q12
H ₂ O	15.063,994		15.063,994
Asam asetat	9.399,505		9.399,505
1-octane	405,238		405,238
2-propanone, 1-hydroxy	515,510		515,510
Benzaldehyde	795,473		795,473
Fenol	8.960,183		8.960,183
Asam pentanoate	548,124		548,124
o-Cresol	245,619		245,619
m-Cresol	1.524,766		1.524,766
p-Cresol	729,971		729,971
Guaiacol	577,323		577,323
Pyrocatechol	496,724		496,724
1,2-benzenediol	797,978		797,978
Catechol	464,529		464,529
Eugenol	246,794		246,794
Syringol	264,796		264,796
Fenol, 2, 6-dimethoxy	628,166		628,166
H ₂ O	50.261,641		50.261,641
H ₂ O solvent		317.186,303	317.186,303
Total	409.112,638		409.112,639

5.7 Dekanter (D-01)

Tabel 5.7 Neraca Panas Dekanter

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)	
	Q12	Q13	Q12
Asam asetat	9.399,505	9.399,505	
1-octane	405,238	405,238	
2-propanone, 1-hydroxy	515,510	515,510	
Benzaldehyde	795,473	795,473	
Fenol	8.960,183		8.960,183
Asam pentanoate	548,124	548,124	
o-Cresol	245,619		245,619
m-Cresol	1.524,766		1.524,766
p-Cresol	729,971		729,971

Guaiacol	577,323		577,323
Pyrocatechol	496,724		496,724
1,2-benzenediol	797,978		797,978
Catechol	464,529		464,529
Eugenol	246,794		246,794
Syringol	264,796		264,796
Fenol, 2, 6-dimethoxy	628,166		628,166
H ₂ O	382.511,938		382.511,938
Total	409.112,639	11.663,850	397.448,789
		409.112,639	

5.8 Evaporator (EV-01)

Tabel 5.8 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)	
	Q14	Q15	Q16
Fenol	8.960,183		27.021,744
o-Cresol	245,619		740,607
m-Cresol	1.524,766		1.404,845
p-Cresol	729,971		4.594,567
Guaiacol	577,323		2.201,964
Pyrocatechol	496,724		1.741,316
1,2-benzenediol	797,978		1.502,211
Catechol	464,529		2.413,274
Eugenol	246,794		744,271
Syringol	264,796		798,561
Fenol, 2, 6-dimethoxy	628,166		1.894,397
H ₂ O	382.511,938	2.918.938,058	
Qdibutuhkan	2.566.547,027		
Total	2.963.995,815	2.918.938,058	45.057,757
		2.963.995,815	

5.9 Cooler (HE-02)

Tabel 5.9 Neraca Panas Cooler

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
	Q16	Q17
Fenol	27.021,744	8.960,183
o-Cresol	740,607	245,619
m-Cresol	1.404,845	1.524,766

p-Cresol	4.594,567	729,971
Guaiacol	2.201,964	577,323
Pyrocatechol	1.741,316	496,724
1,2-benzenediol	1.502,211	797,978
Catechol	2.413,274	464,529
Eugenol	744,271	246,794
Syringol	798,561	264,796
Fenol, 2, 6-dimethoxy	1.894,397	628,166
Qdibutuhkan	-30.120,906	
Total	14.936,851	14.936,851



BAB VI SPESIFIKASI ALAT

6.1 Gudang Penyimpanan (G-01)

Fungsi	: Tempat penampungan sementara bahan baku TKKS
Bahan konstruksi	: Dinding bata beton dengan atap seng dan tiang beton
Bentuk	: Persegi panjang
<u>Kondisi penyimpanan</u>	
Temperatur	: $T = 30^{\circ}\text{C}$ (303,15 K)
Tekanan operasi	: $P = 1 \text{ atm}$ (101,325 kPa)
Kebutuhan perancangan	: $t = 4 \text{ hari} = 96 \text{ jam}$
Laju alir massa	: $F = 15.556,121 \text{ kg/jam} = 34.295 \text{ lb/jam}$
Densitas TKKS	: $\rho = 93,538 \text{ kg/m}^3$
Laju alir volume TKKS	: $Q = 166,308 \text{ m}^3/\text{jam} = 15.965,571 \text{ m}^3/4 \text{ hari}$

Spesifikasi

Volume gudang	: 19.158,686 m ³
Panjang gudang	: 69,836 m
Lebar gudang	: 52,377 m
Tinggi gudang	: 5,238 m

6.2 Belt Conveyor (BC)

Fungsi	: Mengangkut TKKS dari gudang menuju crusher
Tipe	: Belt Conveyor
Bahan konstruksi	: Logam Carbon Steel SA 283 Grade C
Jumlah	: 1 unit
<u>Kondisi operasi</u>	
Temperatur	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Jarak angkut, L	: 50 m = 164,042 ft
Laju alir TKKS	: $F=15.556,121 \text{ kg/jam} = 15,556 \text{ ton/jam}$
Densitas TKKS	: $\rho = 93,538 \text{ kg/m}^3$
Kemiringan belt	: 45°

Running angle : 30°

Spesifikasi

Panjang conveyor : 189,419 ft = 57,735 m

Tinggi conveyor : 94,710 ft = 28,868 m

Daya conveyor : 1,809 HP

Daya motor : 2 HP

6.3 Crusher (C-01)

Fungsi : Memperkecil ukuran TKKS hingga ukuran 0,1 mm

Bahan konstruksi : Logam Carbon Steel SA 283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Kapasitas

Laju alir bahan : 15556,121 kg/jam

Kapasitas crusher : 18667,345 kg/jam = 18,667 ton/jam

Spesifikasi

Diameter roll : 18 in = 45,72 cm

Daya motor : 9 HP

6.4 Screw Conveyor (SC)

Fungsi : Untuk mengangkat TKKS yang telah melalui crusher menuju reaktor

Jenis : Sectional Flight Screw Conveyor

Bahan konstruksi : Carbon steel

Jumlah : 1 unit

Kapasitas

Laju alir bahan : 15.556,121 kg/jam = 34.371,149 lb/jam

Kapasitas konveyor : 7.063,331 ft³/jam

Spesifikasi

Diameter flight : 16 in

Kecepatan putaran : 50 rpm

Diameter shaft : 3 in

Panjang Screw : 60 ft
Daya : 21 HP

6.5 Reaktor (R-01)

Fungsi : Tempat memfluidisasikan TKKS menjadi gas bio oil
Jenis : Fluidized Bed Reactor
Bahan : Plate High-Alloy Steels SA-301 Grade A
Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi
Tekanan : 1 atm
Temperatur : 500°C
Laju umpan : 17.111,733 kg/jam

Spesifikasi

Volume reaktor : 4.427,695 m³
Tebal shell : 5/16 in atau 0,3125 in = 0,008 m
Tebal tutup tangki dan alas : 3/8 in = 0,010 m
Diameter shell : 8,692 m = 342,208 in
Tinggi shell : 2,173 m = 85,551 in
Tinggi tangki : 9,7687 m
Tebal dinding jaket : 0,0008 ft = 5/16 in

6.6 Cyclone (CY-01)

Fungsi : Memisahkan partikel padat dari gas yang keluar dari reactor.
Jenis : *High efficiency* siklon
Bahan konstruksi : Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A
Kondisi operasi
Tekanan : 1 atm
Temperatur : 500°C = 773 K
Aliran massa total : 17.111,733 kg/jam
Aliran massa gas : 10.733,452 kg/jam

Aliran massa C (char) : 6.378,281 kg/jam

Spesifikasi

Volume : 39.267.554,905 L/jam = 10,908 m³/s
Diameter outlet gas : 0,945 m
Luas penampang : 0,945 m
Tinggi penampang : 2,837 m
Tinggi cone : 4,728 m
Diameter outlet padatan : 0,709 m

6.7 Kondenser (HE-01)

Fungsi : Mengkondensasikan campuran gas hasil reaksi pirolisis.

Jenis : Shell and tube condenser

Bahan konstruksi : Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm
Fluida panas : Gas hasil reaksi pirolisis
Laju alir fluida masuk : 5.295,151 kg/jam = 11.673,795 lb/jam
Temperatur masuk : 500°C = 932°F
Temperatur keluar : 30°C = 86°F
Fluida dingin : Dowtherm A
Laju alir fluida masuk : 8,138 kg/jam = 17,941 lb/jam
Temperatur masuk : 25°C = 77°F
Temperatur keluar : 30°C = 86°F
Panas yang diserap : 8.801.872,027 kJ/jam = 8.342.563,939 Btu/jam

Spesifikasi

Luas perpindahan panas : 1.576,039 ft² = 226.949,635 in²
Faktor kekotoran (R_D) : 0,001 Btu/hr.ft².°F
Pressure rope tube(ΔP_T) : 2,661 psi
Pressure rope shell (ΔP_S) : 0,209 psi

6.8 Flash Drum (V-01)

Fungsi : Memisahkan campuran gas dan cairan pada larutan dari kondensor.

Desain : Berupa bejana (tangki) vertikal dengan tutup dan alas berbentuk segmen elips (torispherical head)

Bahan konstruksi : Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Laju alir massa : 5.438,301 Kg/jam

Laju alir volume : 4.105,652 m³/jam = 40,275 ft³/s

Spesifikasi

Diameter vessel : 1,685 ft = 20,228 in

Volume vessel : 29,643 ft³

Tebal shell : 3/16 = 0,187 in

OD : 126 in

Tinggi vessel : 173,094 in = 4,397 m

6.9 Mixer (M-01)

Fungsi : Mencampur Bio Oil dengan Air

Jenis : Tangki berpengaduk flat six blade open turbine dengan tutup dan alas thorispherical.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup thorispherical

Bahan konstruksi : Stainless Steel

Jenis Sambungan : Double welded joint

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm = 101,325 kPa

Temperatur : 30°C = 303,15 K

Laju Alir massa : 20.432,415 kg/jam

Densitas campuran : 975,116 kg/m³

Spesifikasi

Volume tangki : 25,145 m³

Diameter shell : 2,454 m

Tinggi shell : 4,908 m

Tebal shell : 5/16 in atau 1/3 in

Tebal tutup : 5/16 in.

Daya : 3 Hp

6.10 Dekanter (D-01)

Fungsi : Memisahkan fenol dari bio oil tidak larut

Jenis : Two Phase Decanter Horizontal

Bahan konstruksi : Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30°C = 303,15 K

Laju alir massa : 20.432,425 kg/jam

Spesifikasi

Volume : 4.312,668 m³

Tebal shell : 0,375 in atau 3/8 in

Tebal head : 3/8 in

Panjang decanter : 14,332 m

6.11 Evaporator (EV-01)

Fungsi : Memurnikan fenol dengan menguapkan air.

Jenis : Long Tube Vertical Evaporator

Bahan konstruksi : Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Temperatur umpan masuk : 30°C

Suhu steam masuk : 120°C

Suhu steam keluar : 110°C
Laju alir massa (F) : 19.769,989 kg/jam
Laju alir steam : 8.813,451 kg/jam

Spesifikasi

Luas perpindahan panas : $19.542,231 \text{ ft}^2 = 5.956,472 \text{ m}^2$
Panjang tube : 50 ft = 600 in
Pressure rope tube (ΔP_T) : 0,530 psi
Pressure rope shell (ΔP_S) : 0,0009 Psi
Tebal shell : 3/16 in = 0,1875 in
Tinggi evaporator : 53,248 ft = 16,230 m

6.12 Cooler (HE-02)

Fungsi : Menurunkan suhu bio oil dari 110°C hingga 30°C sebelum masuk ke tangki penyimpanan bio oil.

Jenis : Shell and tube condenser

Bahan : Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Fluida panas : Gas hasil reaksi pirolisis

Laju alir fluida masuk : 1.515,152 kg/jam = 3.340,333 lb/jam

Temperatur masuk : 110°C = 230°F

Temperatur keluar : 30°C = 86°F

Fluida dingin : Air

Laju alir fluida masuk : 132,162 kg/jam = 291,367 lb/jam

Temperatur masuk : 25°C = 77°F

Temperatur keluar : 30°C = 86°F

Panas yang diserap : 45.057,757 kJ/jam = 42.706,513 Btu/jam

Spesifikasi

Luas perpindahan panas : $10.005,381 \text{ ft}^2 = 144.774,944 \text{ in}^2$

Pressure rope tube (ΔP_T) : 1,515 psi

Pressure rope shell (ΔP_S) : 0,127 psi

6.13 Tangki Penyimpanan Bio Oil (T-01)

Fungsi	: Menyimpan Bio Oil
Bahan konstruksi	: Low Alloy SA-204 Grade A
Bentuk	: Bejana silinder dengan head berbentuk thorispherical
Jumlah	: 1 unit
<u>Kondisi operasi</u>	
Tekanan	: 1 atm = 101,325 kPa
Temperatur	: 30°C = 303,15 K
Laju alir massa	: 662,426 kg/jam
Kebutuhan perancangan	: 15 hari

Spesifikasi

Volume tangki	: 417,172 m ³
Diameter shell	: 8,100 m
Tebal shell	: 1/4 in = 0,25 in
Tinggi tabung	: 12,719 m

6.14 Tangki Penyimpanan Fenol (T-02)

Fungsi	: Menyimpan Fenol
Bahan konstruksi	: Low Alloy SA-204 Grade A
Bentuk	: Bejana silinder dengan head berbentuk thorispherical
Jumlah	: 1 unit
<u>Kondisi operasi</u>	
Tekanan	: 1 atm = 101,325 kPa
Temperatur	: 30°C = 303,15 K
Laju alir massa	: 1.515,152 kg/jam
Kebutuhan perancangan	: 30 hari

Spesifikasi

Volume tangki	: 1.195,640 m ³
Diameter	: 10,827 m
Tebal shell	: 5/8 in = 0,625 in
Tinggi tabung	: 19,731 m

6.15 Kompresor

Ada beberapa kompresor, yaitu:s

1. K-01 : Berfungsi untuk mengalirkan N₂ ke reactor
2. K-02 : Berfungsi menaikkan tekanan menjadi 15 atm

Jenis : Centrifugal compressor

Bahan konstruksi : carbon steel

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Temperatur masuk : 500°C

Spesifikasi

Tabel 6.1 Spesifikasi Kompresor

Kompresor	Laju Alir (kg/jam)	P _{in} (atm)	P _{out} (atm)	Daya (hp)
K-01	1.555,612	3	1	4
K-02	10.733,45	1	15	4

6.16 Pompa

Ada beberapa pompa yaitu:

1. P-01 : Mengalirkan fluida dari condenser ke flash drum
2. P-02 : Mengalirkan fluida dari flush drum ke mixer
3. P-03 : Mengalirkan fluida hasil mixer ke decanter
4. P-04 : Mengalirkan fluida hasil atas decanter ke evaporator
5. P-05 : Mengalirkan fluida hasil bawah decanter ke tangki bio oil
6. P-06 : Mengalirkan fluida dari evaporator ke cooler
7. P-07 : Mengalirkan fluida hasil cooler ke tangki produk

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Tabel 6.2 Spesifikasi Pompa

Pompa	Laju Alir (kg/jam)	D optimum (in)	Daya (hp)	Daya Standar (hp)
P-01	5.295,151	1,613	0,182	2
P-02	5.295,151	0,310	5,840	6
P-03	20.432,415	2,848	0,359	1
P-04	19.769,989	1,460	2,026	3

P-05	662,426	0,153	0,341	1
P-06	1.515,152	0,356	0,313	1
P-07	1.515,152	0,472	0,305	1

6.17 Pressure Swing Adsorber (A-01)

Fungsi : Memisahkan N₂ dari udara

Bentuk konstruksi : Vertikal vessel

Bahan : Carbon Steels SA-30

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Laju Udara : 238.095,238 kg/jam

Densitas : 30,890 kg/m³

Spesifikasi

Diameter adsorber : 1,526 m = 169,025 ft²

Tinggi adsorber : 4,579 m = 507,188 ft²

Tebal dinding : 0,5 in

6.18 Furnace (F-01)

Fungsi : Memanaskan N₂ hingga mencapai suhu reaksi 500°C

Tipe : Fire heaters (Furnace firebox)

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Temperatur masuk : 30°C

Temperatur keluar : 500°C

Jumlah N₂ masuk : 15.555,612 kg/jam

Spesifikasi

NPS (nominal pipe size) : 6 in

OD (outside diameter) : 6,625 in

ID (inside diameter) : 6,065 in

Lebar furnace : 3,5 ft

Tinggi furnace : 9,6 ft



BAB VII UTILITAS

Utilitas merupakan unit yang berfungsi untuk menyediakan bahan-bahan penunjang yang mendukung kelancaran pada sistem produksi pabrik. Unit ini sangat berpengaruh dalam kelancaran produksi dari awal hingga akhir proses. Oleh karena itu, segala sarana dan prasarana harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi. Adapun unit-unit yang ada di utilitas pada pabrik pembuatan Fenol dari TKKS terdiri dari:

1. Unit pembangkit steam (*Steam Generation System*)
2. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water Supply System*)
3. Unit penyediaan Downterm A
4. Unit pembangkit listrik (*Power Plant*)
5. Unit penyediaan bahan bakar
6. Unit pengolahan limbah
7. Unit Penyediaan Udara Tekan

7.1 Unit Pembangkit Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu pada evaporator sebagai media pemanas sebesar 1165,394 kg/jam. Tambahan untuk faktor keamanan diambil sebesar 20% dan faktor kebocoran sebesar 10% (Perry, 1997).

Jadi total steam yang dibutuhkan adalah:

$$= 1,3 \times 1.165,394 \text{ kg/jam} = 1.515,012 \text{ kg/jam.}$$

Total steam yang berubah menjadi kondensat adalah 1165,394 kg/jam

Diperkirakan 80% kondensat dapat digunakan kembali, sehingga:

Kondensat yang digunakan kembali :

$$= 80\% \times 1.165,394 \text{ kg/jam} = 932,315 \text{ kg/jam}$$

7.2 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Supply System*)

Dalam proses produksi, air memegang peranan yang sangat penting, baik untuk kebutuhan proses, kebutuhan domestik maupun kebutuhan laboratorium

dan pengolahan limbah. Kebutuhan air pada pabrik pembuatan fenol adalah sebagai berikut :

1. Kebutuhan Air Untuk Boiler

Air untuk umpan ketel uap

$$= 20\% \times \text{total steam yang berubah menjadi kondensat}$$

$$= 20\% \times 932,315 \text{ kg/jam}$$

$$= 233,079 \text{ kg/jam}$$

2. Kebutuhan Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin untuk pabrik pembuatan fenol adalah 15,959 kg/jam. Air pendingin bekas digunakan kembali setelah didinginkan dalam menara pendingin air. Dengan menganggap terjadi kehilangan air selama proses sirkulasi, maka air tambahan yang diperlukan adalah jumlah air yang hilang karena penguapan, drift loss, dan blowdown. (Perry, 1997)

Air yang hilang karena penguapan dapat dihitung dengan persamaan:

$$W_e = 0.00085 \cdot W_c \cdot (T_2 - T_1) \quad (\text{Pers, 12-10, Perry, 1997})$$

Dimana:

W_c = jumlah air pendingin yang diperlukan

T_1 = temperature air pendingin masuk = $25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$

T_2 = temperature air pendingin keluar = $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$

Maka:

$$W_e = 0.00085 \times 15,959 \times (86 - 77)$$

$$= 1,221 \text{ kg/jam}$$

Air yang hilang karena drift loss biasanya 0,1-0,2% dari air pendingin yang masuk ke menara air (Perry, 1997). Ditetapkan drift loss 0,2%, maka:

$$W_d = 0,002 \times 15,959 = 0,032 \text{ kg/jam}$$

Air yang hilang karena blowdown bergantung pada jumlah siklus air pendingin, biasanya antara 3-5 siklus (Perry, 1997). Ditetapkan 5 siklus, maka:

$$W_b = W_c / (S-1)$$

$$= 1,221 / (5-1) = 0,305 \text{ kg/jam}$$

Sehingga total air tambahan yang diperlukan:

$$\begin{aligned}
&= W_e + W_d + W_b \\
&= 1,221 + 0,305 + 0,305 \\
&= 1,558 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Jadi total kebutuhan air yang diperlukan untuk pengolahan awal adalah:

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan pengolahan air} &= \text{kebutuhan air pendingin} + \text{total air tambahan} \\
&= 15,959 + 1,558 = 17,517 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

3. Kebutuhan Air Domestik

a. Kebutuhan Air Kantor

Kebutuhan air untuk setiap orang/shift adalah 100 kg/hari (Sularso, 2004). Dalam perhitungan kebutuhan air domestik digunakan jumlah karyawan = 200 orang.

$$\begin{aligned}
\text{Total kebutuhan air domestik} &= 200 \text{ orang} \times 100 \text{ kg/hari} \times 1 \text{ orang} \\
&= 20.000 \text{ kg/hari}
\end{aligned}$$

Untuk kebutuhan air kantor dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 7.1 Kebutuhan air untuk kantor

No.	Kebutuhan	Jumlah air (kg/hari)
1.	Bengkel	200
2.	Poliklinik	500
3.	Laboratorium	400
4.	Pemadam kebakaran	1.000
5.	Kantin, musholla, dan kebun	1.500
Total kebutuhan air untuk kantor		3.600

b. Air Rumah Tangga

Diperkirakan perumahan sebanyak 24 rumah. Kebutuhan air satu orang diperkirakan 200kg/hari (Sularso, 2014). Jika masing-masing rumah rata-rata dihuni 4 orang, maka kebutuhan perumahan tersebut adalah:

$$\begin{aligned}
\text{Total kebutuhan air rumah tangga} &= (24 \times 4) \times 200 \text{ kg/hari} \\
&= 19.200 \text{ kg/hari}
\end{aligned}$$

Maka total kebutuhan untuk air domestik adalah

$$= 20.000 \text{ kg/hari} + 3.600 \text{ kg/hari} + 19.200 \text{ kg/hari}$$

$$= 42.800 \text{ kg/hari} = 1.783,33 \text{ kg/jam}$$

4. Kebutuhan air proses

Untuk memenuhi kebutuhan air proses di mixer sebagai air solvent untuk pabrik pembuatan fenol adalah 19678,44 kg/jam. Sehingga total kebutuhan air yang diperlukan untuk pengolahan awal dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 7.2 Total Kebutuhan Air

No.	Keperluan	Jumlah air (kg/jam)
1.	Air Steam	233,079
2.	Air Pendingin	17,517
3.	Air Domestik	1.783,333
4.	Air Proses	19.678,444
Total kebutuhan air		21.712,373

Sumber air untuk pabrik pembuatan fenol dengan bahan baku tandan kosong kelapa sawit ini diperoleh dari Sungai Bone-Bone, Kabupaten Luwu Utara, Sulawesi Selatan. Adapun kualitas air Sungai Bone-Bone dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 7.3 Kualitas Air Sungai Bone-Bone

Parameter	Satuan	Kadar
Suhu	C	27
PH	mg/L	7,89
Kadmium (Cd ⁺)	mg/L	0,03
Timbal (Pb ²⁺)	mg/L	0,019
Merkuri (Hg ²⁺)	mg/L	0,0005
Nitrit (NO ₂ ⁻)	mg/L	0,04
Nitrat (NO ₃ ⁻)	mg/L	1,25
Klorida (Cl ⁻)	mg/L	0,13
Sianida (CN ⁻)	mg/L	<0.001
Hidrogen Sulfida (H ₂ S ⁻)	mg/L	0,008
T-P (Phosporus/ PO ₄ ³⁻)	mg/L	0,047
Fenol (C ₆ H ₅ OH)	µg/L	<1
TDS (<i>Total Dissolve Oxygen</i>)	mg/L	68
TSS (<i>Total Suspended Solid</i>)	mg/L	<3
BOD (<i>Biological Oxygen Demand</i>)	mg/L	2,8
COD (<i>Chemical Oxygen Demand</i>)	mg/L	8
DO (<i>Dissolve Oxygen</i>)	mg/L	6,7
Minyak dan lemak	µg/L	<50

MBAS (detergen)	µg/L	<10
Fecal Coliform	jml/1000 ml	430

Sumber : Dinas LH Kabupaten Luwu Utara, 2017

Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka di lokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air yang juga merupakan tempat pengolahan awal air sungai. Pengolahan ini meliputi penyaringan sampah dan kotoran yang terbawa bersama air yang akan digunakan. Selanjutnya air dipompakan ke lokasi pabrik untuk diolah dan digunakan sesuai dengan keperluannya masing-masing. Pengolahan air pada pabrik pembuatan asetanilida terdiri dari lima tahap, yaitu:

1. *Screening*
2. Sedimentasi
3. Klarifikasi
4. Demineralisasi
5. Daerasi

Berikut penjelasan dari masing-masing tahap pengolahan air diatas :

1. *Screening*

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

2. Sedimentasi

Setelah air disaring pada tahap screening, di dalam air tersebut masih terdapat partikel-partikel padatan kecil. Untuk menghilangkan padatan-padatan tersebut, maka air yang sudah disaring tadi dimasukkan ke dalam bak sedimentasi untuk mengendapkan partikel-partikel padatan yang tidak terlarut.

3. Klarifikasi

Air dari screening dialirkan ke dalam clarifier untuk melewati proses klarifikasi. Klarifikasi merupakan proses penghilangan kekeruhan di dalam air. Pada proses pengolahan air tahap klarifikasi terdiri dari koagulasi dan flokulasi.

Koagulasi adalah proses pengolahan air/limbah cair dengan cara menstabilasi partikel-partikel koloid untuk memfasilitasi pertumbuhan partikel selama flokulasi, sedangkan flokulasi adalah proses pengolahan air dengan cara mengadakan kontak diantara partikel-partikel koloid yang telah mengalami destabilisasi sehingga ukuran partikel-partikel tersebut bertambah menjadi partikel-partikel yang lebih besar (Kiely, 1997).

Koagulasi/flokulasi diperlukan untuk menghilangkan material pengotor pada air yang berbentuk suspensi atau koloid. Koloid merupakan partikel-partikel berdiameter sekitar 1 nm (10^{-7} cm) hingga 0,1 nm (10^{-8} cm). Partikel-partikel ini tidak dapat mengendap dalam periode waktu tertentu sehingga tidak dapat dihilangkan dengan proses perlakuan fisika biasa. Dalam tahap klarifikasi $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ (alum) digunakan sebagai koagulan.

Setelah pencampuran yang disertai pengadukan maka akan terbentuk flok-flok yang akan mengendap ke dasar clarifier karena pengaruh gaya gravitasi, sedangkan air jernih akan keluar melimpah (overflow) yang selanjutnya akan masuk ke tangki utilitas.

Perhitungan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ yang diperlukan:

Pemakaian larutan alum umumnya hingga 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah (Bauman, 1971).

Total kebutuhan air = 21.712,373 kg/jam

Pemakaian larutan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ = 50 ppm

Larutan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ yang dibutuhkan = $50 \cdot 10^{-6} \times 21.712,373$ kg/jam
= 1,085 kg/jam

4. Demineralisasi

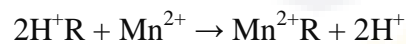
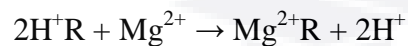
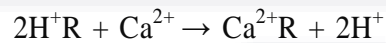
Air untuk umpan ketel dan pendingin pada reaktor harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut yang terdapat didalamnya. Untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi. Alat demineralisasi terdiri atas penukar kation (cation exchanger) dan penukar anion (anion exchange).

a. Penukar kation

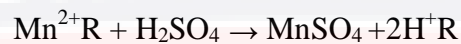
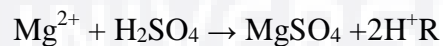
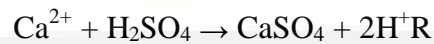
Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah

pertukaran antara kation Ca, Mg dan kation lain yang larut dalam air dengan kation dari resin. Resin yang digunakan bertipe gel dengan merek IRR-122 (Lorch, 1981).

Reaksi yang terjadi:



Untuk regenerasi dipakai H_2SO_4 dengan reaksi:



Perhitungan kesadahan kation

Air sungai mengandung kation (Tabel 7.3)

Total kesadahan kation = 0,0495 ppm = 0,0029 gr/gal

Jumlah air yang akan diolah = 233,079 kg/jam = 61,572 gal/jam

Kesadahan air = 0,0029 gr/gal x 61,572 gal/jam x 24 jam
= 4,2777 gr/hari = 0,004 kg/hari

Perhitungan ukuran cation exchanger

Jumlah air yang akan diolah = 61,572 gal/jam

Dari tabel 12.4 Flynn (1979) diperoleh data-data berikut :

Diameter penukar kation = 2 ft

Luas penampang penukar kation = 3,14 ft²

Jumlah penukar kation = 1 unit

Volume resin yang diperlukan

Total kesadahan air = 0,004 kg/hari

Dari tabel 12.2 Flynn (1979) diperoleh :

Kapasitas resin = 10 kg/ft³

Kebutuhan regenerant = 1.900 lb H_2SO_4 /ft³

Kebutuhan resin = 0,004 kg/hari / 10 kg/ft³ = 0,0004

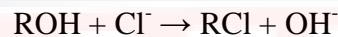
Tinggi resin = 2,5 ft (Dari tabel 12.4 Flynn (1979))
 Volume resin = 2,5 ft x 3,14 ft = 7,85 ft³
 Waktu regenerasi = (7,85 ft³ x 10 kg/ft³) / 0,004 kg/hari
 = 18.351 hari

Kebutuhan regenerant H₂SO₄ = 0,004 x (10 x 1900)
 = 0,813 lb/hari = 0,369 kg/hari

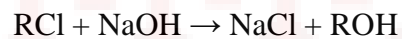
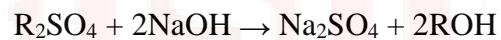
b. Penukar Anion (anion exchanger)

Penukar anion berfungsi untuk menukar anion yang terdapat dalam air dengan ion hidroglikol dari resin. Resin yang digunakan bermerk IRA-410. Resin ini merupakan kopolimer stirena DVB (Lorch, 1981).

Reaksi yang terjadi:



Untuk regenerasi dipakai larutan NaOH dengan reaksi:



Perhitungan kesadahan anion

Air sungai mengandung anion (Tabel 7.3)

Total kesadahan anion = 1,475 ppm = 0,0863 gr/gal

Jumlah air yang akan diolah = 233,079 kg/jam = 61,572 gal/jam

Kesadahan air = 0,086 gr/gal x 61,572 gal/jam x 24 jam
 = 127,465 gr/hari = 0,127 kg/hari

Perhitungan ukuran anion exchanger

Jumlah air yang akan diolah = 61,572 gal/jam

Dari tabel 12.4 Flynn (1979) diperoleh data-data berikut :

Diameter penukar anion = 2 ft

Luas penampang penukar anion = 3,14 ft²

Jumlah penukar anion = 1 unit

Volume resin yang diperlukan

Total kesadahan air = 0,127 kg/hari

Dari tabel 12.2 Flynn (1979) diperoleh :

Kapasitas resin	= 10 kg/ft ³
Kebutuhan regenerant	= 60 lb NaOH/ft ³
Kebutuhan resin	= 0,127 kg/hari / 10 kg/ft ³ = 0,0012
Tinggi resin	= 2,5 ft (Dari tabel 12.4 Flynn (1979))
Volume resin	= 2,5 ft x 3,14 ft = 7,85 ft ³
Waktu regenerasi	= (7,85 ft ³ x 10 kg/ft ³) / 0,0012 kg/hari = 615,852 hari
Kebutuhan regenerant NaOH	= 0,127 x (10 x 60) = 0,765 lb/hari = 0,347 kg/hari

5. Deaerasi

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (ion exchanger) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Pada deaerator ini, air dipanaskan hingga 90°C agar gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O₂ dan CO₂ dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut dapat menimbulkan suatu reaksi kimia yang menyebabkan terjadinya bintik-bintik yang semakin menebal dan menutupi permukaan pipa-pipa dan hal ini akan menyebabkan korosi pada pipa-pipa ketel. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas di dalam deaerator.

Untuk air proses, masih diperlukan pengolahan lebih lanjut, yaitu proses softener dan daerasi. Untuk air domestik, laboratorium, kantin, tempat ibadah, serta poliklinik, dilakukan proses klorinasi, yaitu mereaksikan air dengan klor untuk membunuh kuman-kumandi dalam air. Klor yang digunakan biasanya berupa kaporit, Ca(ClO)₂.

Total kebutuhan air yang memerlukan proses klorinasi= 1.783,333 kg/jam

Kaporit yang digunakan mengandung klorin = 70%

Kebutuhan klor = 2 ppm berat air

(Gordon, 1968)

$$\text{Total kebutuhan Ca(ClO)}_2 = \frac{2 \cdot 10^{-6} \times 1.783,333 \text{ kg/jam}}{0,7} = 0,005 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan bahan kimia pada pabrik pembuatan fenol dari TKKS adalah sebagai berikut:

1. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ (Alum) = 1,080 kg/jam
2. $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ (Kaporit) = 0,005 kg/jam
3. H_2SO_4 = 0,369 kg/hari
4. NaOH = 0,347 kg/hari

7.3 Unit Pengadaan Dowtherm A

Dowtherm A digunakan sebagai pendingin pada alat-alat proses yang digunakan (Reaktor dan Condensor). Kondisi operasi proses dilakukan dalam fase gas yang beroperasi pada suhu 500°C . Jika menggunakan air sebagai pendingin akan banyak air yang akan teruapkan dan konsumsi air juga akan banyak karena kondisi operasi melewati titik didih air. Maka, dicari bahan pendingin yang sifat fisik dan kimianya lebih ringan dan dapat bertahan pada suhu tinggi dan tekanan tinggi. Oleh karena itu dipilih *dowtherm A* sebagai pendingin yang terdiri dari senyawa dipenil eter dan bipenil eter. Senyawa ini memiliki tekanan uap yang sama, sehingga campuran dapat ditangani seolah-olah itu senyawa tunggal.

Dowtherm A adalah cairan yang dapat digunakan dalam fase cair atau fase uap. Kisaran aplikasi normal adalah 60°F sampai 750°F ($15 - 500$) $^\circ\text{C}$ dan kisaran tekanan adalah 1 atm – 152,2 psig (10,6 bar). Fluida ini stabil tidak mudah terurai pada suhu tinggi, dan dapat digunakan secara efektif baik dalam fase cair atau fase uap. Viskositasnya rendah sepanjang rentang operasi pada perpindahan panas yang efisien sehingga tidak ada masalah dalam pemompaan. Fluida ini *noncorrosive* untuk logam biasa dan paduan.

Tabel 7.4 Kebutuhan *Dowtherm A*

No.	Keperluan	Jumlah air (kg/jam)
1.	Reaktor	167,952
2.	Kondensor	4,069
Total kebutuhan		172,021

7.4 Unit Pebangkit Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses maupun penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan Generator sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan. Perincian kebutuhan listrik diperkirakan sebagai berikut:

1. Unit proses, daya yang dibutuhkan pada unit proses sebesar 58,5 Hp dengan rincian sebagai berikut:

Tabel 7.5 Kebutuhan Daya pada Unit Proses

No.	Nama Alat	Kebutuhan Daya (Hp)
1	Pompa-01	2,0
2	Pompa-02	6,0
3	Pompa-03	1,0
4	Pompa-04	3,0
5	Pompa-05	1,0
6	Pompa-06	1,0
7	Pompa-07	1,0
8	Kompresor-01	4,0
9	Kompresor-02	4,0
10	Belt conveyer	2,0
11	Screw conveyer	21,0
12	Crusher	9,0
13	Reaktor-01	7,5
14	Mixer-01	3,0
Total		58,5

2. Unit utilitas, daya yang dibutuhkan pada unit utilitas sebesar 26 Hp dengan rincian sebagai berikut :

Tabel 7.6 Kebutuhan Daya pada Unit Utilitas

No.	Nama Alat	Kebutuha Daya (Hp)
1	Pompa Screening	1,50
2	Pompa Sedimentasi	2,00
3	Tangki Alum	0,05
4	Pompa Alum	0,05
5	Pompa Clarifier	2,00
6	Pompa Sand filter	3,00
7	Pompa Tangki Utilitas ke Cation Exchanger	0,08
8	Tangki Asam sulfat	0,05
9	Pompa Asam sulfat	0,05

10	Pompa Cation Exchanger	0,08
11	Tangki NaOH	0,05
12	Pompa NaOH	0,13
13	Pompa Anion Exchanger	0,17
14	Pompa dearator	0,25
15	Pompa Tangki Utilitas ke Cooling Tower	0,05
16	Pompa Cooling Tower	0,05
17	Pompa Tangki Utilitas ke domestik	0,13
18	Tangki Kaporit	0,05
19	Pompa Kaporit	0,05
20	Pompa Domestik	0,13
21	Pompa Tangki Utilitas ke Proses	7,50
22	Pompa Tangki Utilitas 3 ke Proses	7,50
23	Pompa Downtherm 1	0,13
24	Pompa Downtherm 2	0,05
Total		25

3. Ruang kontrol dan laboratorium = 10 Hp

4. Penerangan dan kantor = 10 Hp

5. Bengkel = 15 Hp

Total kebutuhan listrik = $58,5 + 25 + 10 + 10 + 15$
 $= 118,58 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ Kw/Hp} = 88,428 \text{ kW}$

Untuk cadangan 20% = $1,2 \times 88,428 \text{ kW} = 106,11 \text{ kW}$

Efisiensi generator 80% maka:

Daya output generator = 132,64 kW

Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

7.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk furnace, boiler dan generator pembangkit tenaga listrik adalah minyak solar karena minyak solar efisien dan mempunyai nilai bakar yang tinggi.

Keperluan bahan bakar generator

Nilai bahan bakar solar = 19.860 Btu/lbm (Perry, 1997)

Daya output generator = 132,641 kW

Daya generator yang dihasilkan:

$$= 132,641 \text{ kW} \times (0,9478 \text{ Btu/det})/\text{kW} \times 3.600 \text{ det/jam}$$

$$= 452.583,025 \text{ Btu/jam}$$

Kebutuhan solar:

$$=(452.583,025 \text{ Btu/jam} / 19.860 \text{ Btu/lbm}) \times 0,45359 \text{ kg/lbm}$$

$$= 11,614 \text{ kg/jam} = 11,614 \text{ L/jam}$$

Keperluan bahan bakar ketel uap

Uap yang dihasilkan ketel uap = 1.515,012 kg/jam

Panas laten saturated steam (120°C) = 2.201,600 kJ/kg (Reklaitis, 1983)

Panas yang dibutuhkan ketel

$$= (1.515,012 \text{ kg/jam} \times 2.201,600 \text{ kJ/kg}) / (1,05506 \text{ kJ/Btu})$$

$$= 3.161.384,780 \text{ Btu/jam}$$

Efisiensi ketel uap = 75%

Panas yang harus disuplai ketel :

$$= (3.161.384,780 \text{ Btu/jam}) / 0,75$$

$$= 4.215.179,707 \text{ Btu/jam}$$

Kebutuhan solar:

$$= (4.215.179,707 \text{ Btu/jam} / 19.860 \text{ Btu/lbm}) \times 0,45359$$

$$\text{kg/lbm}$$

$$= 96,272 \text{ kg/jam} = 108,171 \text{ L/jam}$$

Keperluan bahan bakar furnace

Net release heat = 200.184,959 Btu/jam

Lower heating value (LHV) = 51.573,5631 Btu/jam (Perry, P.9-18)

Kebutuhan solar = (20.0184,959 Btu/jam)/(51.573,5631 Btu/jam)

$$= 3,882 \text{ lb/jam}$$

$$= 1,760 \text{ kg/jam} = 1,978 \text{ L/jam}$$

Total kebutuhan solar = 11,614 L/jam + 108,171 L/jam + 1,978 L/jam

$$= 121,763 \text{ L/jam}$$

7.6 Unit Pengolahan Limbah

Dalam kegiatan industri, air limbah akan mengandung zat-zat atau kontaminan yang dihasilkan dari sisa bahan baku, sisa pelarut atau bahan aditif, produk terbuang atau gagal, pencucian dan pembilasan peralatan, blowdown beberapa peralatan seperti kettle boiler dan sistem air pendingin, serta sanitary wastes. Agar dapat memenuhi baku mutu, industri harus menerapkan prinsip pengendalian limbah secara cermat dan terpadu baik di dalam proses produksi (in-pipe pollution prevention) dan setelah proses produksi (end-pipe pollution prevention).

Pengendalian dalam proses produksi bertujuan untuk meminimalkan volume limbah yang ditimbulkan, juga konsentrasi dan toksisitas kontaminannya. Sedangkan pengendalian setelah proses produksi dimaksudkan untuk menurunkan kadar bahan pencemar sehingga pada akhirnya air tersebut memenuhi baku mutu yang sudah ditetapkan. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah (Hidayat, 2008).

Pengontrolan air limbah (wastewater) haruslah dimulai dengan suatu pengertian akan sumbernya dan efek yang terjadi dengan adanya polutan yang terdapat didalamnya. Lalu dilanjutkan dengan langkah penganalisaan sumber polutannya (Pohan, 2010). Pada pabrik pembuatan fenol, unit pengolahan limbah dirancang untuk mengubah suatu kondisi air limbah yang merupakan buangan dari berbagai proses menjadi kondisi yang dapat diterima oleh lingkungan disekitarnya. Sehingga aman dan tidak mencemari lingkungan. Sumber-sumber limbah cair pabrik ini meliputi :

- a. Limbah proses seperti buangan debu dari cyclone, uap flash drum, dan uap air dari evaporator
- b. Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik. Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik.
- c. Limbah domestik. Limbah ini mengandung bahan organik sisa pencernaan yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik, serta limbah dari kantin berupa limbah padat dan limbah cair.

- d. Limbah laboratorium. Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan-bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses.

Pengolahan limbah 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 sistem lumpur aktif (*activated sludge*), aerasi dan injeksi klorin. Klorin ini berfungsi untuk disinfektan, yaitu membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

Pengolahan bahan buangan gas meliputi:

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

7.7 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan adalah satu cara untuk mengkonversi energi dengan cara memampatkan udara sekitar untuk berbagai keperluan. Hampir 90% industri menggunakan udara tekan untuk berbagai keperluan, salah satunya pada proses pemisahan gas (*separation gases*). Udara tekan digunakan untuk memindahkan partikel padat dan gas dari satu tempat ke tempat yang lain. Dengan pemindahan cara ini, partikel yang dipindahkan bisa dalam jumlah besar dan waktu singkat.

Kebutuhan dan kondisi udara yang dibutuhkan diperoleh dari kompresor untuk pemakaian pada alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan adalah $18,691 \text{ m}^3/\text{jam}$.



Spesifikasi Peralatan Utilitas

1. Screening (SC)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel padat yang besar.

Jenis : Bar screen

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Stainless Steel

Spesifikasi:

Panjang screen: 2 m

Lebar sreen : 2 m

Panjang bar : 5 mm

Lebar bar : 20 mm

Bar clear spacing : 20 mm

Slope : 30°

Jumlah bar : 50 unit

2. Pompa Utilitas

Ada beberapa pompa ulititas, yaitu:

1. PU-01 : Memompa air sungai ke bak sedimentasi
2. PU-02 : Memompa air dari bak sedimentasi ke *clarifier*
3. PU-03 : Memompa alum dari tangki pelarutan alum ke *clarifier*
4. PU-04 : Memompa air dari *clarifier* ke sand filter
5. PU-05 : Memompa air dari sand filter ke tangki utilitas 1
6. PU-06 : Memompa air dari tangki utilitas 1 ke kation exchanger
7. PU-07 : Memompa air dari tangki utilitas 1 ke water cooling tower
8. PU-08 : Memompa air dari tangki utilitas 1 ke tangki utilitas 2
9. PU-09 : Memompa air dari tangki utilitas 1 ke tangki utilitas 3
10. PU-10 : Memompa asam sulfat dari tangki pelarutan asam sulfat ke kation exchanger
11. PU-11 : Memompa air dari kation exchanger ke anion exchanger
12. PU-12 : Memompa NaOH dari tangki pelarutan NaOH ke anion exchanger
13. PU-13 : Memompa air dari anion exchanger ke dearator

14. PU-14 : Memompa air dari dearator ke boiler
15. PU-15 :Memompa air dari water cooling tower ke distribusi air pendingin
16. PU-16 :Memompa kaporit dari tangki pelarutan kaporit ke tangki utilitas 2
17. PU-17 : Memompa air dari tangki utilitas 2 ke distribusi domestik
18. PU-18 : Memompa air dari tangki utilitas 3 ke distribusi air proses
19. PU-19 : Memompa downtherm A dari utilitas ke reaktor
20. PU-20 : Memompa downtherm A dari utilitas ke condenser
21. PU-21 : Memompa solar dari tangki bahan bakar ke furnace
22. PU-22 : Memompa solar dari tangki bahan bakar ke boiler
23. PU-23 : Memompa solar dari tangki bahan bakar ke generator

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1

Bahan konstruksi : Commercial steel

Tabel 7.7 Spesifikasi Pompa Utilitas

Pompa	Laju Alir (kg/jam)	D optimum (in)	Daya (hp)	Daya Standar (hp)
PU-01	25.869,401	3,606	1,131	1,5
PU-02	25.869,401	3,606	1,591	2
PU-03	1,293	0,345	0,011	0,05
PU-04	25.869,401	3,606	1,591	2
PU-05	25.869,401	3,606	1,591	3
PU-06	4.375,059	1,621	0,061	0,08
PU-07	145,065	0,350	0,011	0,05
PU-08	1.670,833	1,051	0,127	0,13
PU-09	19.678,444	3,189	6,034	7,5
PU-10	1,065	0,038	0,005	0,05
PU-11	4.375,059	1,621	0,065	0,08
PU-12	1,006	0,033	0,003	0,13
PU-13	4.375,059	1,621	0,065	0,17
PU-14	4.375,059	1,621	0,221	0,25
PU-15	132,162	0,336	0,006	0,05
PU-16	0,005	0,006	0,001	0,05
PU-17	1.670,833	1,051	0,127	0,13

PU-18	19.678,444	3,189	6,034	7,5
PU-19	11,337	0,109	0,012	0,05
PU-20	8,138	0,094	0,006	0,05
PU-21	1,761	0,050	0,005	0,05
PU-22	213,858	0,437	0,013	0,05
PU-23	7,793	0,098	0,007	0,05

3. Bak Sedimentasi

Fungsi : untuk mengendapkan lumpur yang terikat dengan air

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi: Beton kedap air

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi:

Panjang : 25 ft

Lebar : 6 ft

Tinggi : 10 ft

Waktu tinggal : 9,81 menit

4. Tangki Pelarutan

Ada beberapa jenis tangki pelarutan, yaitu:

1. TP-01 : Tempat larutan alum
2. TP-02 : Tempat larutan asam sulfat
3. TP-03 : Tempat larutan NaOH
4. TP-04 : Tempat larutan kaporit

Bentuk: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Tabel 7.8 Spesifikasi Tangki Pelarutan Utilitas

Tangki	Volume Tangki (m ³)	Diameter Tangki (m)	Daya Pengaduk (hp)	Daya Standar (hp)
TP-01	2,733	0,774	0,015	0,05
TP-02	1,065	0,884	0,006	0,05

TP-03	1,006	0,192	0,006	0,05
TP-04	0,005	0,128	0,007	0,05

5. Clarifier

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yg terbentuk karena penambahan alum

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283, Grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi:

Diameter : 4,413 m

Tinggi : 6,619 m

Tebal shell : 0,326 in

Daya motor : 0,2 Hp

Waktu tinggal : 1 jam

6. Tangki Sand Filter

Fungsi : Tempat untuk menyaring endapan (flok-flok) yang masih terikat dengan air yang keluar dari bak Clarifier

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi:

Diameter : 0,662 m

Tinggi : 1,986 m

Tebal shell : 0,187 in

7. Tangki Utilitas

Ada beberapa tangki utilitas yaitu:

1. TU-01 : Menampung air untuk kebutuhan steam, air pendingin, air proses dan domestik.

2. TU-02 : Menampung air untuk didistribusikan ke domestic.

3. TU-03 : Menampung air untuk didistribusikan sebagai air proses.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Tabel 7.9 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	Volume Tangki (m ³)	Diameter Tangki (m)	Tinggi Tangki (m)	Tebal Shell (in)	Jumlah
TU-01	187,090	5,834	7,001	0,398	1
TU-02	48,328	3,715	4,458	1,388	1
TU-03	569,198	7,956	9,546	1,638	1

8. Cation Exchanger (CE)

Fungsi : Mengurangi kesadahan air

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Spesifikasi:

Diameter : 2 ft

Tinggi : 3,5 ft

Tebal shell : 0,187 in

9. Anion Exchanger (CE)

Fungsi : Mengikat anion yang terdapat dalam air umpan boiler.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53, Grade B

Jumlah : 1 unit

Spesifikasi:

Diameter : 2 ft

Tinggi : 3,92 ft

Tebal shell : 0,187 in

10. Dearator

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan boiler.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-287, Grade C

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi:

Diameter : 21,308 m

Tinggi : 3,925 m

Tebal shell : 0,38 in

11. Boiler

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Ketel pipa api

Bahan konstruksi : Carbon steel

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 3365,430 kg/jam

Panjang tube : 18 ft

Diameter tube : 1,5 in

Jumlah tube : 271 unit

12. Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan air pendingin bekas dari temperatur 30°C menjadi 25°C

Jenis : Mechanical Draft cooling tower

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53 Grade B

Kondisi operasi:

Suhu air masuk menara = $30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$

Suhu air keluar menara = $25^{\circ}\text{C} = 77^{\circ}\text{F}$

Spesifikasi:

Panjang : 6 ft

Lebar : 6 ft

Tinggi : 6 ft

13. Tangki Downtherm A

Fungsi : Menampung kebutuhan Downtherm A

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Kondisi operasi:

Temperatur : 25°C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi:

Diameter : 0,793 m

Tinggi : 0,953 m

Tebal shell : 1 in

14. Tangki Bahan Bakar

Fungsi : Menampung kebutuhan bahan bakar

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

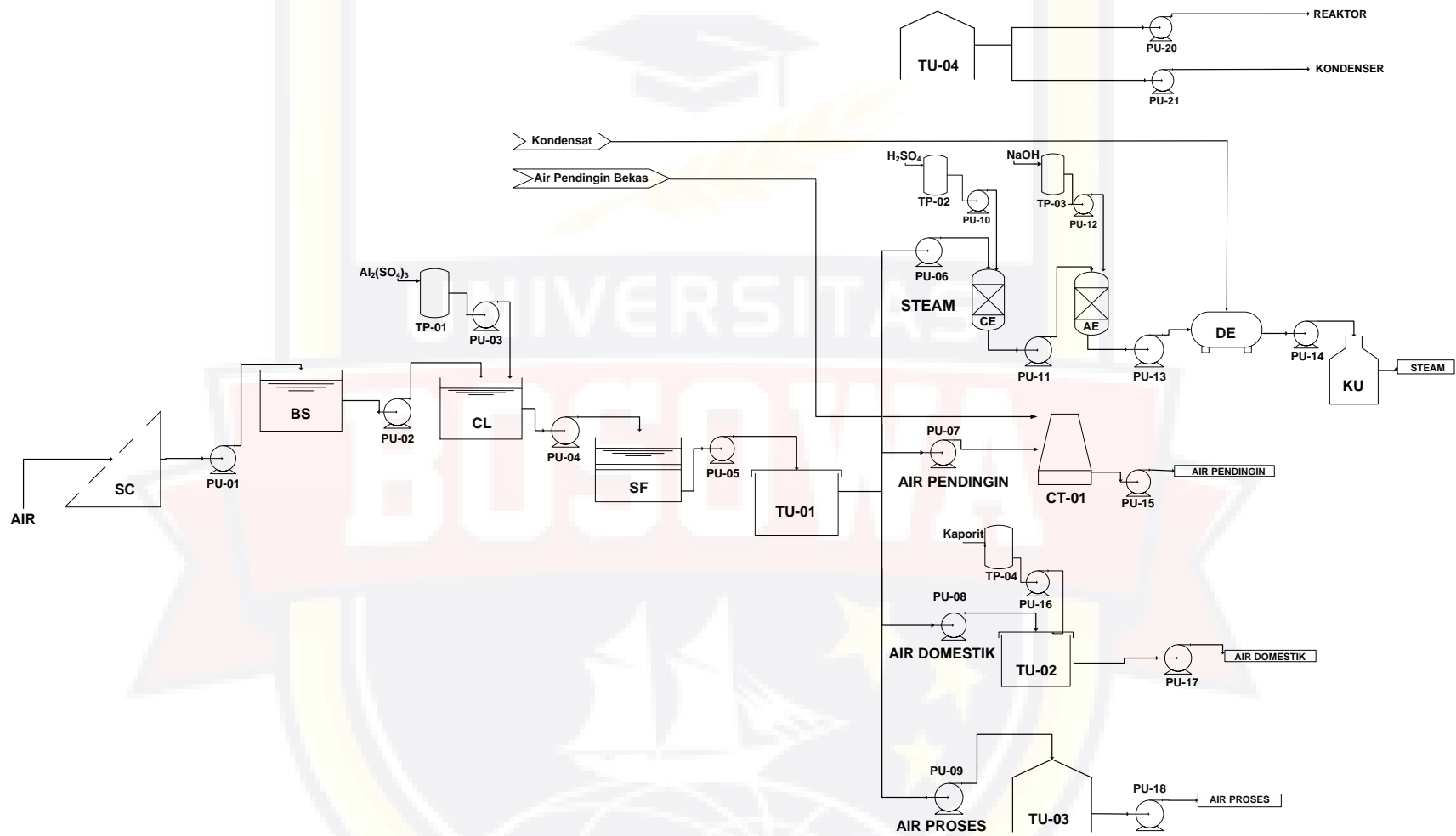
Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Spesifikasi:

Diameter : 3,058 m

Tinggi : 3,058 m

Tebal shell : 1 in



Gambar 7.1 Diagram Alir Proses Pengolahan Air Pabrik Pembuatan Fenol

BAB VIII LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

8.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu yang paling penting untuk kelangsungan operasi suatu pabrik yang akan didirikan. Lokasi pabrik sangat berpengaruh untuk suatu industri baik terhadap factor produksi maupun distribusi serta kemungkinan pengembangan dimasa yang akan datang. Pemilihan lokasi pabrik harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar lokasi pabrik (Peters, 2004).

Dalam menentukan lokasi suatu pabrik, perlu diperhatikan beberapa faktor sebagai berikut :

1. Orientasi bahan baku, yaitu penempatan lokasi pabrik dekat dengan bahan baku.
2. Orientasi pemasaran, yaitu penempatan lokasi pabrik dekat dengan pemasaran.
3. Penempatan lokasi pabrik ditempatkan antara bahan baku dengan daerah pemasaran.

Berdasarkan factor-faktor tersebut, maka lokasi pabrik fenol direncanakan di Desa Sumberdadi, Kec. Bone-Bone, Kab. Luwu Utara, Sulawesi Selatan-Indonesia. Dasar pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik:

1. Bahan Baku

Bahan baku merupakan faktor utama dalam penentuan lokasi pabrik ini. Lokasi pabrik harus berdekatan dengan lokasi sumber bahan baku utama khususnya maupun bahan baku samping umumnya. Bahan baku yang digunakan yaitu limbah TKKS yang dipasok dari pabrik-pabrik pengolahan kelapa sawit yang berada di sekitar lokasi. Selain itu limbah TKKS juga dipasok dari luar provinsi seperti Sulawesi Tengah dan Sulawesi Tenggara.

2. Pemasaran

Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik ini merupakan daerah kawasan industri kelapa sawit. Dari segi pemasaran, lokasi pabrik berdekatan dengan Pelabuhan Laut Munte sehingga memudahkan untuk pemasaran produk ke konsumen yang membutuhkan bahan baku fenol, misalnya industri farmasi, zat warna buatan, dan perekat kayu. Selain itu lokasi pabrik yang dekat dengan Jalan Trans Sulawesi dirasa lebih menguntungkan untuk pemasaran produk.

3. Infrastruktur

Pendirian pabrik harus 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 sehingga memudahkan proses pendistribusian produk.

Pabrik juga harus ditempatkan dekat dengan pasar, bahan baku, atau dekat persimpangan antara pasar dan bahan baku dan dapat juga dengan pelabuhan, jalan raya, yang mana bertujuan untuk memudahkan transportasi dan mengurangi biaya yang dikeluarkan baik oleh perusahaan ataupun oleh karyawan.

4. Utilitas

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 diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Untuk memenuhi kebutuhan air, sumber air yang digunakan berasal dari air Sungai Bone-Bone yang dekat dengan lokasi pendirian pabrik.

5. Tenaga Kerja

Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Baik sumber daya manusia skill (seperti operator, engineer, dll) maupun sumber daya manusia non skill (seperti satpam, buruh, cleaning service). Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan yaitu tenaga kerja yang

berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana yang berpengalaman dibidangnya.

6. Kondisi geografis dan sosial

Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan suhu udara sekitar 20-30°C, maka iklim disekitar lokasi pabrik relatif stabil. Masyarakat setempat akan mendukung pendirian pabrik karena akan menjamin tersedianya lapangan kerja bagi mereka.

7. Biaya untuk tanah

Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dan dalam harga yang terjangkau.

8.2 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.

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk.

Disain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, storage (persediaan) dan lahan alternatif (areal handling) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut (Peters, 2004):

1. Urutan proses produksi.
2. Pengembangan lokasi baru atau penambahan / perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
3. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, steam proses, tenaga listrik dan bahan baku
4. Pemeliharaan dan perbaikan.

5. Keamanan (safety) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
7. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
8. Masalah pembuangan limbah cair.
9. Service area, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti (Peters, 2004) :

1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi material handling.
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di- blowdown.
3. Mengurangi ongkos produksi.
4. Meningkatkan keselamatan kerja.
5. Mengurangi kerja seminimum mungkin.
6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Dalam mendirikan suatu pabrik, luas tanah yang digunakan harus diperincikan secara optimal. Perincian luas areal didasarkan atas perkiraan luas tanah yang dibutuhkan pada masing-masing unit. Untuk menentukan luas tanah yang dibutuhkan harus dibentuk suatu tim khusus untuk mengevaluasi penggunaan tanah.

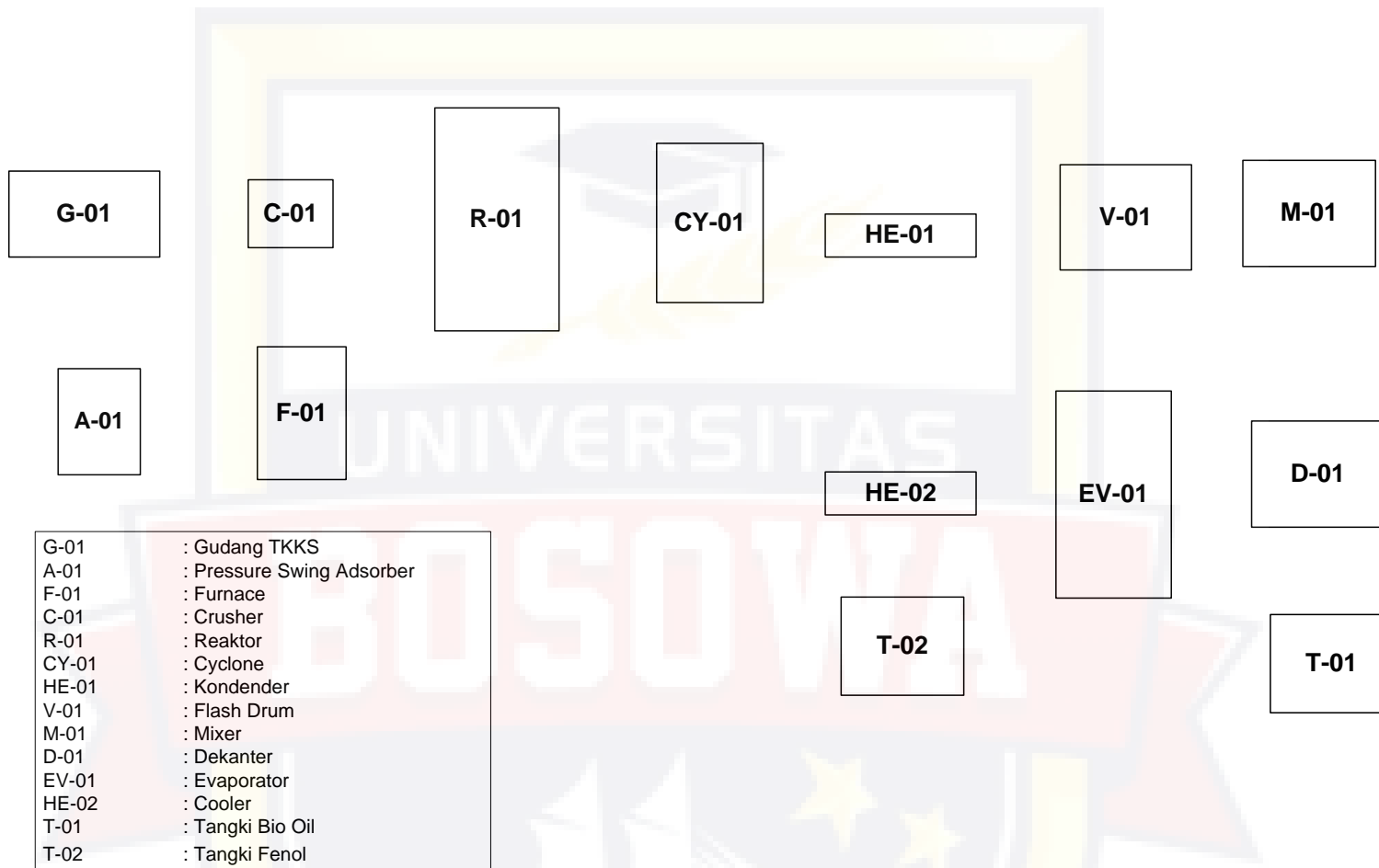
Tabel 8.1 Perincian Luas Tanah

No Lokasi	Nama Bangunan	Keterangan		Luas (m ²)
		P (m)	L(m)	
1	Pos keamanan	8	8	64

2	Stasiun penimbangan	8	10	80
3	Parkiran karyawan	50	20	1.000
4	Parkiran Tamu	10	5	50
5	Parkiran Truk	15	10	150
6	Gudang bahan baku	94	70	6.598
7	Utilitas	40	40	1.600
8	Area produksi unit	50	50	2.500
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	2.000
22	Jalan	40	10	400
23	Area perluasan	40	30	1.200
Total Luas Tanah				20.547



Gambar 8.1 Tata Letak Pabrik



Gambar 8.2 Tata Letak Alat Proses

BAB IX INSTRUMEN DAN KESELAMATAN KERJA

9.1 Instrumen

Instrumentasi merupakan peralatan yang sangat penting dalam mengamati, mengontrol, dan mengendalikan proses produksi suatu industri. Pengontrolan atau pengendalian proses dipasang pada unit pabrik yang benar-benar memerlukan pengontrolan atau pengendalian secara cermat dan akurat agar kapasitas produksi sesuai yang diharapkan. Pemilihan dan penempatan alat pengendali ini sangat penting karena menyangkut harga alat yang cukup mahal. Instrumentasi dapat dibedakan berdasarkan proses kerjanya, antara lain :

1. Manual atau *indicator*, yaitu alat pengamatan yang dipasang pada alat proses dimana kondisi prosesnya tidak memerlukan ketelitian. Pada peralatan proses ini hanya dipasang penunjuk atau pencatat saja yang bisa berupa penunjuk (*indicator*) atau perekam (*recorder*).
2. Otomatis, yaitu *controller* yang dipasang pada alat proses dimana kondisi prosesnya memerlukan ketelitian kondisi prosesnya. Perubahan kondisi proses sedikit saja akan mempengaruhi produk baik kualitas maupun kuantitasnya sehingga alat proses ini perlu dipasang alat pengendali (*controller*).

Dengan penggunaan alat-alat kontrol ini diharapkan tercapai hal-hal sebagai berikut :

1. Dapat menjaga variabel proses pada operasi yang dikehendaki.
2. Laju produksi dapat diatur dalam batas-batas yang aman.
3. Kualitas produksi lebih terjamin.
4. Membantu mempermudah pengoperasian suatu alat.
5. Kondisi-kondisi yang berbahaya dapat diketahui secara dini melalui alarmperingatan sehingga lebih terjamin keselamatan kerja.
6. Efisiensi akan lebih meningkat.

Beberapa alat kontrol atau instrumen yang digunakan pada pabrik Fenol

sebagai berikut :

1. *Pressure Controller* (PC), untuk mengatur, mengontrol dan mengendalikan tekanan operasi.
2. *Pressure Indicator* (PI), untuk mengetahui atau melihat secara langsung tekanan operasi pada peralatan proses.
3. *Temperature Controller* (TC), untuk mengatur, mengontrol dan mengendalikan temperatur operasi.
4. *Temperature Indicator* (TI), untuk mengetahui secara langsung temperatur operasi dari alat-alat produksi.
5. *Temperature Indicator Controller* (TIC), untuk melihat secara langsung temperatur, sekaligus mengontrol dan mengendalikan temperatur operasi.
6. *Level Controller* (LC), untuk mengontrol ketinggian permukaan cairan dalam peralatan.
7. *Level Indicator* (LI), untuk melihat tinggi permukaan cairan dalam suatu alat operasi.
8. *Flowrate Controller* (FC), untuk mengontrol laju alir bahan ke dalam suatu peralatan proses.

9.2. Keselamatan Kerja

Dalam suatu lingkungan pabrik, keselamatan kerja harus mendapat perhatian yang cukup besar dan tidak boleh diabaikan menyangkut keselamatan manusia dan kelancaran kerja. Dengan memperhatikan keselamatan kerja yang baik dan teratur, secara psikologis dapat meningkatkan konsentrasi pekerja sehingga pada akhirnya produktivitas dan efisiensi kerja meningkat pula. Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata-mata ditujukan pada faktor manusia saja, tapi juga pada peralatan pabrik. Dengan terpeliharanya peralatan proses, maka peralatan pabrik dapat beroperasi dalam jangka waktu yang sama.

Unsur Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) merupakan salah satu aspek yang mendapat perhatian dalam pembangunan ketenagakerjaan. Dijelaskan dalam Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 23 tahun 1992, pasal 23 (ayat 1) bahwa kesehatan kerja diselenggarakan agar setiap pekerja dapat bekerja secara

sehat tanpa membahayakan diri sendiri dan masyarakat sekelilingnya, agar diperoleh produktivitas kerja yang optimal sejalan dengan program perlindungan tenaga kerja.

Berkaitan dengan itu, pemerintah mendorong pelaksanaan program keselamatan dan kesehatan kerja di perusahaan-perusahaan industri serta mengusahakan agar keselamatan dan kesehatan kerja dapat menjadi naluri dan budaya masyarakat. Berbagai upaya untuk menciptakan K3 telah dilakukan, antara lain melalui perundang-undangan seperti Undang-Undang Keselamatan Kerja Nomor 1 Tahun 1970 yang mewajibkan setiap perusahaan melaksanakan usaha-usaha keselamatan dan kesehatan kerja, juga melalui kampanye K3 sejak bulan Januari 1993, pembentukan P2K3 (Panitia Pembina Keselamatan dan Kesehatan Kerja) di setiap perusahaan, penyediaan alat-alat pengaman dan peralatan K3, pengadaan tenaga ahli K3 dan sebagainya. Apabila keselamatan kerja diperhatikan dan dilaksanakan dengan baik maka dampaknya adalah para pekerja dapat bekerja dengan perasaan aman, sehingga meningkatkan efisiensi kerja.

Pada umumnya bahaya-bahaya yang terjadi pada suatu pabrik dapat disebabkan karena kecelakaan mesin-mesin pabrik, kebocoran bahan-bahan yang berbahaya, peledakan, kebakaran. Usaha untuk mengurangi dan mencegah terjadinya bahaya yang timbul di dalam pabrik antara lain :

1. Bangunan Pabrik

Bangunan pabrik meliputi gedung maupun unit peralatan :

- a. Konstruksi gedung harus mendapat perhatian yang cukup besar.
- b. Perlu memperhatikan kelengkapan peralatan penunjang untuk pengamanan terhadap bahaya alamiah, seperti untuk bangunan yang tinggi dipasang penangkal petir, bahaya alamiah lain seperti angin dan gempa. Oleh karena itu perusahaan bekerja sama dengan pemerintah setempat dalam hal ini Badan Meteorologi dan Geofisika agar dapat mengetahui lebih awal tentang bahaya alamiah tersebut.

2. Ventilasi

Pada ruang proses maupun ruang lainnya, pertukaran udara diusahakan berjalan baik sehingga dapat memberikan kesegaran kepada karyawan serta dapat menghindari gangguan pernapasan.

3. Perpipaan

Jalur proses yang terletak di atas tanah lebih baik dibandingkan yang letaknya dibawah permukaan tanah, karena hal tersebut akan mempermudah pendeteksian terjadinya kebocoran.

4. Alat-alat penggerak

Peralatan yang bergerak hendaknya ditempatkan pada tempat yang tertutup. Hal ini untuk mempermudah penanganan dan perbaikan serta menjaga keamanan dan keselamatan para pekerja.

5. Listrik

Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi listrik hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang telah disediakan. Dengan demikian para pekerja dapat terjamin keselamatannya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah sebagai berikut :

- a. Keselamatan listrik di bawah tanah sebaiknya diberi tanda-tanda tertentu.
- b. Sebaiknya disediakan pembangkit tenaga cadangan.
- c. Semua bagian pabrik harus diberi penerangan yang cukup.
- d. Distribusi beban harus seimbang antara bagian yang satu dengan yang lain.

6. Pencegahan kebakaran dan penanggulangan bahaya kebakaran

Penyebab kebakaran dapat berupa :

- a. Kemungkinan terjadinya nyala terbuka yang datang dari unit utilitas, workshop, laboratorium dan unit proses lainnya.
- b. Terjadinya loncatan bunga api pada sekitar workshop dan stop kontak serta pada alat lainnya.
- c. Gangguan peralatan utilitas seperti pada combustion chamber boiler.

Cara mengatasi bahaya kebakaran meliputi :

- a. Pencegahan bahaya kebakaran.

- 1) Penempatan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari power plant tetapi praktis dari unit proses.
- 2) Bangunan seperti workshop, laboratorium, dan kantor sebaiknya diletakkan agak jauh dari unit proses.
- 3) Pemasangan isolasi yang baik pada seluruh kabel transmisi yang ada.
- 4) Diberi tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok.

b. Pengamanan dan pengontrolan kebakaran.

Apabila terjadi kebakaran api harus dilokalisir, harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi. Dimana letak dari pemadam kebakaran ini sesuai dengan tata letak pabrik yaitu dekat dengan bengkel, daerah bahan baku, serta daerah utilitas.

7. Karyawan

Karyawan terutama karyawan proses perlu diberikan bimbingan, pengarahan ataupun pendidikan dan latihan, studi banding serta kursus agar dapat melaksanakan tugasnya yaitu dimana karyawan tersebut ditempatkan sesuai dengan keahlian dan latar belakang pendidikan ataupun pengalaman mereka sehingga dengan pertimbangan itu karyawan bekerja dengan tidak membahayakan keselamatan jiwa maupun keselamatan orang lain.

Pemakaian alat pengaman kerja pada pabrik timbal kromat yaitu berupa Alat Pelindung Diri (APD). Perlindungan tenaga kerja melalui usaha-usaha teknis pengaman tempat, peralatan dan lingkungan kerja adalah sangat perlu diutamakan. Namun kadang-kadang keadaan bahaya masih belum dapat dikendalikan sepenuhnya sehingga perlu digunakan alat pelindung diri.

Penggunaan alat pelindung diri merupakan salah satu upaya mencegah terjadinya kecelakaan kerja sebab telah diketahui bahwa pengguna pelindung diri sangat berperan menciptakan keselamatan ditempat kerja. Bila alat-alat proteksi diri tidak memadai atau tenaga kerja tidak memakainya sama sekali karena mereka lebih senang tanpa pelindung, akibatnya mungkin terjadi kecelakaan pada kepala, mata, kaki, dan lain-lain.

Alat-alat pelindung diri yang digunakan pada pabrik Fenol ini sebagai berikut :

a. Pakaian Kerja

Pakaian kerja merupakan alat pelindung terhadap bahaya-bahaya kecelakaan. Untuk itu, perusahaan menyediakan jenis pakaian kerja yang cocok. Pakaian kerja mungkin cepat rusak oleh karena sifat pekerjaan yang berat, keadaan udara lembab dan pekerjaan penuh kotoran. Pakaian tenaga kerja pria yang bekerja melayani mesin seharusnya berlengan pendek, pas atau longgar pada dada atau punggung, tidak berdasi dan tidak ada lipatan-lipatan yang mungkin mendatangkan bahaya.

b. Kacamata

Salah satu masalah tersulit dalam pencegahan kecelakaan adalah pencegahan yang menimpah mata. Kecelakaan mata berbeda-beda sehingga jenis kacamata pelindung yang digunakan juga beragam. Banyak pekerja yang enggan menggunakan alat pelindung tersebut dengan alasan mengganggu pelaksanaan pekerjaan dan mengurangi kenikmatan kerja.

c. Sepatu Pengaman

Sepatu pengaman seharusnya dapat melindungi tenaga kerja terhadap kecelakaan-kecelakaan yang disebabkan oleh bahan-bahan berat yang menimpah kaki seperti paku atau benda tajam lainnya yang mungkin terinjak. Selain itu sepatu pengaman juga harus bisa melindungi kaki dari bahaya terbakar karena logam cair dan bahan kimia korosif lainnya, juga kemungkinan tersandung atau tergelincir.

d. Sarung Tangan

Fungsinya melindungi tangan dan jari-jari dari api panas dingin, radiasi elektromagnetik dan radiasi mengion, listrik, bahan kimia, benturan dan pukulan, luka dan lecet, infeksi dan bahaya-bahaya lainnya yang bisa menimpa tangan jenis sarung tangan yang dipakai tergantung dari tingkat kecelakaan yang akan dicegah yang penting jari dan tangan harus bebas bergerak.

e. Helm Pengaman

Helm pengaman harus dipakai tenaga kerja yang mungkin tertimpa benda jatuh atau melayang atau benda-benda lain yang bergerak. Di Indonesia belum ada standar/klasifikasi helm pengaman ini, namun demikian helm pengaman tersebut selayaknya cukup keras dan kokoh tetapi tetap ringan sehingga tidak mengganggu pekerjaan. Bahan plastik dengan lapisan kain cocok untuk keperluan ini.

f. Pelindung Telinga

Telinga harus dilindungi dari kebisingan. Perlindungan kebisingan dilakukan dengan sumbat atau tutup telinga.

g. Masker

Paru-paru harus dilindungi dari udara tercemar atau kemungkinan kekurangan oksigen dalam udara. Bahan-bahan pencemar dapat berbentuk gas, uap logam, kabut dan debu yang bersifat racun. Sedangkan kekurangan oksigen mungkin terjadi di tempat-tempat yang pengudaraannya buruk seperti tangki atau pada areal boiler.

Tabel 9.1 Alat pengaman yang digunakan

No	Nama Alat Pengaman	Pekerja yang Dilindungi
1.	Masker	Petugas yang bekerja pada areal proses dan laboratorium, boiler dan bengkel
2.	Helm pengaman	Petugas yang bekerja pada areal proses dan bengkel.
3.	Sepatu pengaman	Petugas yang bekerja pada areal proses dan bengkel.
4.	Sarung tangan	Petugas yang bekerja pada areal proses, bengkel dan Laboratorium
5.	<i>Hydrant</i>	Petugas yang bekerja pada tempat bahan baku, daerah bahan bakar, areal proses, dan gudang.
6.	Pakaian Kerja	Petugas yang bekerja pada Laboratorium, area proses pabrik dan Bengkel
7.	Kacamata	Petugas yang bekerja pada Bengkel
8.	Pelindung telinga	Petugas yang bekerja pada areal proses
9.	<i>Safety Belt</i>	Petugas yang bekerja untuk perbaikan alat proses dan pembersihan gedung_

BAB X STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

10.1 Organisasi Perusahaan

Organisasi merupakan hal yang penting dalam perusahaan, hal ini menyangkut efektivitas untuk meningkatkan kemampuan perusahaan dalam memproduksi dan mendistribusikan produk yang dihasilkan. Sistem organisasi akan mengatur mekanisme kerja di dalam perusahaan/pabrik, memecahkan masalah-masalah yang muncul, serta siap dan mampu menyesuaikan diri terhadap segala perubahan untuk mencapai tujuan yang maksimum.

Berdasarkan rencana produksi dari pabrik fenol dengan kapasitas produksi 12.000 ton/tahun, maka pabrik direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Adapun alasan pemilihan bentuk ini adalah :

1. Bentuk perusahaan ini mudah mendapatkan modal, yaitu selain dari bank juga bisa diperoleh dari penjualan saham.
2. Tanggung Jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi dipegang oleh pemimpin perusahaan, dimana kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direksi dan karyawan.

10.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi. Untuk mendapatkan suatu sistem yang baik maka perlu diperhatikan beberapa pedoman, antara lain adalah perumusan tujuan perusahaan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel. Dengan berdasarkan pedoman tersebut maka akan diperoleh struktur organisasi yang baik, yang salah satunya yaitu sistem *line and staf*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis.

Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat pada sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai

kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada direktur utama demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

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

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam melaksanakan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh direktur utama dibantu oleh direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan umum. Direktur teknik dan produksi membawahi karyawan litbang. Direktur keuangan dan umum membawahi bagian umum, bagian keuangan dan bagian pemasaran. Masing-masing kepala bagian membawahi kepala seksi sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Manfaat adanya Struktur organisasi adalah sebagai berikut :

1. Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatas tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen.
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok yang setiap kepala kelompok akan bertanggung jawab kepada pengawas masing-masing seksi.

10.3 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 pengarahan 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 terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama membawahi direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan administrasi. Tugas direktur utama antara lain :

- a. Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris
- b. Menetapkan kebijaksanaan peraturan dan tata tertib perusahaan
- c. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- d. Mengangkat dan memberhentikan pegawai
- e. Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan

4. Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur utama dalam menjalankan tugasnya, baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Staff ahli tersebut; ahli teknik, ahli proses, ahli ekonomi dan ahli hukum. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi :

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- c. Memberikan saran-saran dalam bidang hokum

5. Direktur

Secara umum tugas direktur adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada direktur utama. Direktur terdiri dari direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan umum.

Direktur Teknik dan Produksi bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal :

- a. Pengawasan dan peningkatan mutu produksi
- b. Perencanaan jadwal produksi dan penyediaan sarana produksi
- c. Pengawasan peralatan pabrik
- d. Perbaikan pemeliharaan alat-alat produksi

Direktur Keuangan bertanggung jawab pada Direktur Utama dalam hal

- a. Laba rugi perusahaan
- b. Neraca keuangan
- c. Administrasi perusahaan
- d. Perencanaan pemasaran dan penjualan

6. Kepala Bagian

- Kepala bagian produksi

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi seksi proses dan seksi laboratorium.

Tugas seksi proses meliputi :

- a. Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang
- b. Mengawasi jalannya proses produksi.

Tugas seksi laboratorium meliputi :

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

- Kepala bagian teknik

Tugas kepala bagian teknik antara lain :

- a. Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang pemeliharaan alat dan utilitas.
- b. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian teknik membawahi seksi pemeliharaan dan seksi utilitas.

Tugas seksi pemeliharaan antara lain :

- a. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- b. Memperbaiki peralatan pabrik.

Tugas seksi utilitas antara lain :

Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses seperti air, steam dan listrik.

- Kepala bagian pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi seksi pembelian dan seksi pemasaran.

Tugas seksi pembelian antara lain :

- a. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan

perusahaan.

- b. Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

Tugas seksi pemasaran :

- a. Merencanakan strategi pemasaran produk.
- b. Mengatur distribusi barang dari gudang.

- Kepala bagian keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala bagian keuangan membawahi seksi administrasi dan seksi kas.

Tugas seksi administrasi antara lain :

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

Tugas seksi kas antara lain :

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

- Kepala bagian umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala bagian umum membawahi seksi personalia, seksi humas dan seksi keamanan.

Tugas seksi personalia antara lain :

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

Tugas seksi humas adalah :

Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat sekitar pabrik.

Tugas seksi keamanan :

- a. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- b. Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun orang luar yang masuk ke lingkungan pabrik.
- c. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern pabrik.

7. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab kepada kepala bagiannya masing-masing sesuai dengan bidangnya. Tugas Umum Kepala Seksi :

- a. Melakukan tugas operasional dalam bidang masing-masing.
- b. Merencanakan rencana yang telah ditetapkan direksi.
- c. Bertanggung jawab atas kelancaran/keserasian kerja atau personalia dari seksi-seksi Kepala bagian.

Tugas Khusus Kepala Seksi :

- a. Seksi Pemeliharaan dan Perbaikan
Menjamin keadaan peralatan/mesin-mesin yang ada dalam pabrik selalu dalam keadaan baik dan siap dipakai dengan pemeliharaan yang efisien dan efektif.
- b. Seksi Utilitas dan Pembangkit Tenaga
Menyediakan unsur penunjang proses dalam pabrik yaitu meliputi : air , listrik , steam dan bahan bakar.
- c. Seksi Riset dan Pengembangan
Mengadakan pemeriksaan dan menetapkan acceptabilitas bahan baku, bahan pembantu maupun produk, selain itu juga dapat melakukan penelitian guna keperluan pengembangan bila diperlukan.
- d. Seksi Produksi dan Proses

Melakukan pembuatan produksi sesuai dengan ketentuan yang direncanakan dan mengadakan kegiatan agar proses produksi berlangsung secara baik, mulai dari bahan baku masuk hingga produk.

e. Seksi Personalia dan Kesejahteraan

Mengembangkan dan menyelenggarakan kebijaksanaan dan program perusahaan dalam bentuk tenaga kerja yang baik dan memuaskan.

f. Seksi Keamanan

Melaksanakan dan mengatur hal-hal yang berkaitan dengan keamanan perusahaan.

g. Seksi Administrasi

Melaksanakan dan mengatur administrasi serta inventarisasi perusahaan.

h. Seksi Pemasaran dan Penjualan

Melaksanakan dan mengatur penjualan produksi kepada konsumen. Disini Direktur Utama berperan untuk menentukan kebijaksanaan perusahaan.

i. Seksi Gudang

Melaksanakan penyimpanan dan pengeluaran serta mengamankan bahan baku / bahan pembantu dan mengatur serta melaksanakan penyimpanan dan penerimaan serta pengiriman produksi ke konsumen.

j. Seksi Anggaran

Mengadakan pembukuan dan mengadakan dana keuangan yang cukup dengan mendaya gunakan modal dan mengamankan fisik keuangan.

10.4 Pembagian Jam Kerja

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

Tabel 10.1 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

LIBUR	D	D	D	D	A	A	A	A	B	B	B	B	C	C	C	C
--------------	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---

KET : A – D adalah nama regu

10.5 Perincian Tugas dan Keahlian

Tabel 10.2 Jabatan dan Prasyarat

Jabatan	Prasyarat
Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
Direktur Teknik dan Produksi	S-1 / S-2 Teknik Kimia
Direktur Keuangan dan Umum	S-1 / S-2 Ekonomi
Staff ahli	S-1 Teknik Kimia / Man. Industri
Sekretaris	D III Sekretaris
Kepala Bagian Umum	S-1 Hukum
Kepala Bagian Keuangan	S-1 Ekonomi
Kepala Bagian Pemasaran	S-1 Ekonomi / Teknik Kimia
Kepala Bagian Produksi	S-1 Teknik Kimia
Kepala Bagian Teknik	S-1 Teknik Mesin
Kepala Seksi Litbang	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Personalialia	S-1 Hukum
Kepala Seksi Humas	S-1 Fisip
Kepala Seksi Keamanan	S-1 / SMU
Kepala Seksi Pembelian	S-1 Ekonomi / S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Pemasaran	S-1 Ekonomi / Teknik Kimia
Kepala Seksi Administrasi	S-1 Ekonomi
Kepala Seksi Anggaran	S-1 Ekonomi / Akutansi
Kepala Seksi Proses	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi Laboratorium	S-1 Teknik Kimia
Kepala Seksi K3	S-1 Teknik Kimia / Kesehatan Masyarakat
Kepala Seksi Pemeliharaan	S-1 Teknik Mesin
Kepala Seksi Pengendalian	S-1 Teknik Industri
Kepala Seksi Utilitas	S-1 Teknik Mesin
Karyawan Personalialia dan Umum	S-1 / SMU / SMEA
Karyawan Keamanan	SMU / SMP
Karyawan Bagian Pemasaran	SMU / SMEA
Karyawan Bagian Keuangan	SMU / SMEA
Karyawan Bagian Produksi	STM / SMU

Karyawan Bagian Teknik	STM / SMU
Karyawan Humas	S-1 FISIP
Karyawan Personalia	S-1 / SMU
Medis	Dokter
Paramedis	D III perawat
Sopir, cleaning service	SMU / SMP

10.6 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Tabel 10.3 Jumlah Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Produksi & Teknik	1
3	Direktur Keuangan & Administrasi	1
4	Sekretaris Direktur	4
5	Staff Ahli	4
6	Kepala Bagian Produksi	1
7	Kepala Bagian Teknik	1
8	Kepala Bagian Pemasaran	1
9	Kepala Bagian Umum	1
10	Kepala Bagian Keuangan	1
11	Kasi Proses	1
12	Kasi Riset & Pengembangan	1
13	Kasi Utilitas & Energi	1
14	Kasi Pemeliharaan & Perbaikan	1
15	Kasi Pembelian	1
16	Kasi Gudang	1
17	Kasi Pemasaran & Penjualan	1
18	Kasi Administrasi	1
19	Kasi Personalia & Kesejahteraan	1
20	Kasi Keamanan	1
21	Karyawan Bagian Proses(Kepala)	4
22	Karyawan Bagian Proses(Regu)	54
23	Karyawan Bagian Laboratorium	15
24	Karyawan Bagian Utilitas	40
25	Karyawan Bagian Personalia	5
26	Karyawan Bagian Pemasaran	8
27	Karyawan Bagian Administrasi	5

28	Karyawan Bagian Pembelian	5
29	Karyawan Bagian Pemeliharaan	8
30	Karyawan Bagian Gudang	8
31	Karyawan Bagian Keamanan	15
32	Karyawan Bagian Kebersihan	8
33	Dokter	2
34	Perawat	5
35	Supir	4
36	Satpam	12
Total		200

Penggolongan dan Gaji

Tabel 10.4. Penggolongan Gaji Menurut Jabatan

No	Jabatan	Gaji/bulan
1	Direktur utama	55.000.000
2	Direktur	40.000.000
3	Staff ahli	12.000.000
4	Sekretaris	8.500.000
5	Kebala bagian	10.000.000
6	Kepala seksi	7.500.000
7	Karyawan Bagian Proses (Kepala)	5.000.000
8	Karyawan Bagian	3.900.000
9	Dokter	10.000.000
10	Perawat	4.000.000
11	Paramedis	3.200.000
12	Supir	3.000.000
13	Satpam	3.700.000

Penentuan jumlah karyawan proses dan karyawan utilitas berdasarkan metode :

“*Operator Requirements of Process Equipment*”. (Ulrich : 329)

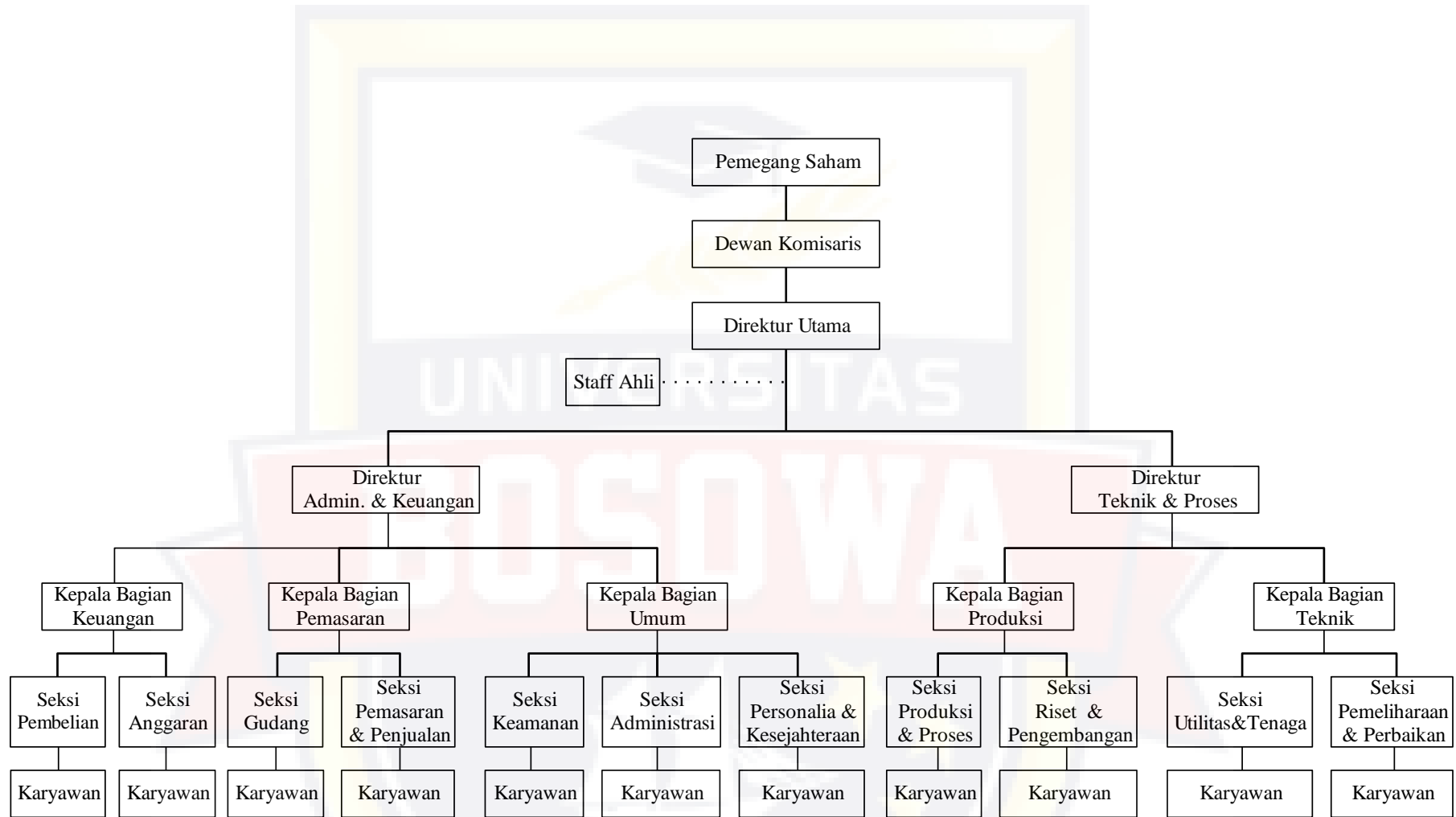
10.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan antara lain berupa :

1. Tunjangan

- a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.

- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
 - c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
2. Cuti
- a. Cuti tahunan, diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun
 - b. Cuti sakit, diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter
3. Pakaian kerja
- Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah dua pasang untuk setiap tahunnya
4. Pengobatan
- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja (kecelakaan kerja) ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan Undang-undang yang berlaku.
 - b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur kebijakan perusahaan.
5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)
- ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang.



Gambar 10.1. Struktur Organisasi Perusahaan

BAB XI EVALUASI EKONOMI

11.1 Dasar Perhitungan

Analisa ekonomi dalam pra rancangan pabrik Pembuatan Fenol dari TKKS dibuat dengan maksud untuk memperoleh gambaran kelayakan penanaman modal dalam kegiatan produksi, dengan meninjau kebutuhan investasi modal, besarnya laba yang diperoleh, lamanya investasi modal, titik impas (*Break Even Point*) terhadap volume produksi dan informasi ekonomi lainnya.

Perhitungan analisa ekonomi menggunakan steady estimate, yaitu perhitungan Modal Investasi Tetap (MIT) dilakukan dengan menghitung harga alat utama proses, sedangkan untuk menghitung biaya-biaya lainnya diperoleh dengan membandingkan harga alat utama tersebut. Perkiraan harga peralatan produksi dan peralatan penunjang didapat dengan menggunakan data dari buku *Plant Design and Economic for Chemical Engineers* karangan Max S Peters, edisi VI dan situs www.Match.com.

Dalam prarancangan pabrik Pembuatan Fenol dari TKKS ini digunakan indeks Marshall and Swift untuk penafsiran harga. Index harga pada tahun 2014 adalah 736,90 dan index harga pada tahun 2024 adalah 1038,65. Pada analisa ekonomi pra rancangan pabrik ini digunakan beberapa ketentuan dan asumsi, yaitu:

- Pembangunan fisik pabrik pada awal tahun 2024 dengan masa konstruksi dan instalansi selama dua tahun, sehingga pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2026.
- Proses yang dijalankan secara kontinu.
- Jumlah hari kerja pabrik adalah 330 hari dalam setahun.
- *Shut down* dilaksanakan selama 30 hari setiap tahun untuk perawatan dan perbaikan alat-alat pabrik secara menyeluruh.
- Umur teknis pabrik 10 tahun.
- Asumsi nilai tukar Rupiah terhadap mata uang Dollar adalah stabil pada Tahun 2021, yaitu 1\$ = Rp 14.400

- Situasi perekonomian dunia, keadaan pasar dalam negeri, biaya dan lain- lain dianggap stabil selama pabrik beroperasi.
- Pada tahun 2026 kondisi pasar stabil dengan tingkat bunga bank adalah 3,5 % per tahun.

11.2 Perhitungan Biaya

1. Investasi Modal Total (TCI)

Total Capital Investment (TCI) atau modal investasi total adalah jumlah modal investasi tetap (*Fixed Capital Investment/FCI*) dan modal kerja (*Working Capital Investment/WCI*) yang diinvestasikan untuk mendirikan dan menjalankan pabrik.

$$TCI = FCI + WCI$$

Perhitungan Total Modal Investasi dapat dilihat pada lampiran E yang terdiri dari:

- Investasi modal tetap (FCI) = Rp 448.108.436.242
- Investasi modal kerja (WCI) = Rp 79.077.959.337
- Investasi modal total (TCI) = Rp 527.186.395.578

2. Modal Investasi Tetap (FCI)

Fixed Capital Investment (FCI) adalah modal yang diperlukan untuk membeli peralatan yang diperlukan yang digunakan, FCI dibagi 2 yaitu:

a. Modal Investasi Tetap Langsung (*Direct Fixed Capital Investment*), antara lain:

- Harga Pelaratan
- Intalasi, isolasi dan pengecatan
- Instrumen alat dan kontrol
- Perpipaan terpasang
- Pelistrikan terpasang
- Bangunan dan pemeiharaan
- Yard improvment
- Service fasilitiess
- Tanah

b. Modal Investasi Tetap Tak Langsung (*Indirect Fixed Capital Investment*)

antara lain:

- Engineering dan supervisi
- Biaya konstruksi

3. Investasi Modal Kerja (WCI)

Working Capital Investment (WCI) adalah modal yang digunakan untuk membiayai seluruh kegiatan perusahaan dari awal produksi (disebut produksi komersial) sampai dengan terkumpulnya hasil penjualan dan cukup untuk memenuhi kebutuhan perputaran biaya operasional, antara lain:

- Pembelian bahan baku dan penunjang
- Pembayaran gaji karyawan
- Biaya penjualan dan distribusi
- Biaya administrasi
- Biaya pemeliharaan dan perbaikan
- Persediaan perlengkapan kesehatan kerja
- Modal kerja tak terduga

4. Komposisi Permodalan

- Modal sendiri (40%) = Rp 210.874.558.231
- Pinjaman Bank (60 %) = Rp 316.311.837.347
- Suku bunga per tahun = 3,5%
- Jangka waktu pinjaman selama 10 tahun
- Pembayaran angsuran 1 dimulai akhir tahun pertama produksi

5. Biaya Produksi Total (TPC)

Total *Production Cost* (TPC) terdiri dari dua bagian, yaitu:

a. *Manufacturing cost* atau biaya yang diperlukan untuk membuat suatu produk.

b. *General expenses* yaitu biaya yang dikeluarkan untuk menunjang beroperasinya suatu pabrik antara lain:

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan penjualan
- Riset dan pengembangan

- Financing/pembiayaan

Gabungan dari *Manufacturing Cost* dan *General Expenses* disebut dengan biaya produksi total.

11.3 Hasil Analisa

1. *Break Event Point*

Break Event Point (BEP) atau titik impas adalah tingkat kapasitas produksi dimana nilai total penjualan bersih sama dengan nilai total biaya yang dikeluarkan perusahaan, dalam kurun waktu 1 tahun BEP bermanfaat untuk pengendalian kegiatan operasional perusahaan, antara lain pengendalian total produksi, total penjualan, pengendalian keuangan pada tahun buku berjalan. Dari hasil analisa didapat BEP pada tahun ke-1 adalah 46,64%.

2. Perhitungan Laba Rugi

Laba atau rugi adalah selisih pendapatan penjualan bersih dengan total seluruh biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan. Bila selisih mempunyai nilai positif berarti laba (untung), sebaliknya bila negatif berarti rugi.

3. Perhitungan laba rugi (Lampiran D) akan memberikan gambaran tentang kemampuan untuk mengembalikan modal investasi serta besarnya pajak perseroan.

Laba yang diperoleh sangat tergantung pada penerimaan dan pengeluaran ongkos pabrik. Besarnya pajak penghasilan Perseroan yang harus dibayar sesuai dengan besarnya laba kotor yang diperoleh dan dihitung berdasarkan Undang-Undang Pajak Penghasilan (PPh).

4. *Internal Rate of Return* (IRR)

Analisa IRR adalah salah satu indikator untuk menilai kelayakan pelaksanaan pendirian suatu pabrik. IRR dihitung dengan cara menghitung selisih antar suku bunga yang memberikan *Net Present Value* (NCF) terhadap total investasi sama dengan nol. Harga IRR untuk Prarancangan Pabrik ini didapat sebesar 9,05%. Hal ini berarti dengan asumsi bahwa bunga pinjaman Bank berjalan sebesar 3,5% per tahun, maka pabrik ini layak untuk didirikan.

BAB XII KESIMPULAN

Hasil analisa perhitungan pada Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Fenol dari TKKS dengan kapasitas 12.000 ton/tahun, maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

1. Kapasitas produksi Fenol 12.000 ton/tahun menggunakan bahan baku TKKS sebanyak 15.556,121 kg/jam dimana pabrik beroperasi selama 330 hari dalam setahun.
2. Lokasi pabrik direncanakan akan didirikan di di Desa Sumberdadi, Kec. Bone-Bone, Kab. Luwu Utara, Sulawesi Selatan-Indonesia.
3. Bentuk badan usaha perusahaan ini direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT) dan bentuk organisasi adalah garis dan staff dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 200 orang.
4. Sesuai perhitungan analisa ekonomi dapat diketahui :
 - *Return On Investment* untuk pabrik sebelum pajak adalah 28% dan 24% setelah pajak.
 - *Pay Out Time* untuk pabrik sebelum pajak adalah 2,62 tahun dan 2,89 tahun setelah pajak.
 - *Break Event Point* pabrik adalah 46,65%
 - *Shut Down Point* pabrik adalah 22,29%
 - *Discounted Cash Flow* adalah 9,05%

Dari hasil analisa aspek ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik Pembuatan Fenol ini layak didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D, 1954, “ *Chemical Engineering Cost Estimation* “, Mc GrawHill Book Co. Inc, New York
- Azemi 1994. Komposisi Tandan Kosong Kelapa Sawit. Pusat Penelitian Kelapa Sawit Medan.
- Benanti, et all, 2011, “*Simulation of Olive Pits Pyrolysis in A Rotary Kiln Plant*”, Thermal Science, Italy
- Badan Pusat Statistik Indonesia. 2020. Data Impor Fenol. <https://www.bps.go.id>. Last Update: Januari 2021.
- Brown, G.G, 1978, “ *Unit Operation* “, 14th 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
- Dinas Lingkungan Hidup Kabupaten Luwu Utara, Kualitas Air Sungai Bone-Bone. 2017
- F. Sulaiman and N. Abdullah, 2011, “*Optimum Condition For Maximizing Pyrolysis Liquids Of Oil Palm Empty Fruit Bunch*”, Elsevier.
- Hidayat, Wahyu. 2008. Teknologi Pengolahan Air Limbah. Majari magazine.com /2008/01/teknologi-pengolahan-air-limbah/. Last Update : 2 Mei 2021.
- Isroi. 2008. *Potensi Biomassa lignosellulosa Di Indonesia sebagai Bahan Baku Bioethanol, Tandan Kosong Kelapa Sawit*. <http://www.isroi.com>., diakses tanggal 25 September 2017.
- Kamal, N. 2012. *Karakterisasi Dan Potensi Pemanfaatan Limbah Sawit*. Teknik Kimia, ITENAS. Bandung.
- Kawsher MD et all, 2000, “*Oil Palm Shell As A Source of Phenol*”, Oil Palm Research, Malaysia
- Kiely, G. 1997. *Environmental Engineering*. Irwin McGraw-Hill. Boston.
- Lorch, Walter. 1981. *Handbook of Water Purification*. McGraw-Hill Inc.,US.
- Kiky C Sembiring et all, 2015, “*Bio-oil from Fast Pyrolysis of Empty Fruits Bunch at Various Temperature*”, Energy Procedia, Indonesia.

- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1997, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th ed., The Interscience Encyclopedia Inc, New York
- Kunii Daizo and Octave Levenspiel, *Fluidization Engineering*, 2nd edition, Butterworth-Heinemann, Japan-Oregon
- Perry, R.H and Chilton, C.H, “ *Chemical engineering’s Hand Book* “, 6th ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., 2004, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineer*”, 5th edition, John Wiley and Sons Inc., New York
- Reklaitis, G.V. 1983. Introduction to Material and Energy Balance. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Smith, J.M, 1973, “ *Chemical Engineering Kinetic’s* “, 3rd ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo
- Smith, J.M and Van Ness, H.C, “ *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic’s* “, 2nd ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York
- Syahab, Muhammad.2015.*Prarancangan Fenol dari Kumen Hidroperoksida dengan Katalis Asam Sulfat*.Universitas Muhammad Surakarta, Sukoharjo.
- Ullmann, F., 2005, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, John Wiley & Sons, New York
- 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

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Perancangan pabrik pembuatan Fenol dilaksanakan untuk memproduksi dengan basis sebesar 12.000 ton/tahun dengan ketentuan sebagai berikut:

Basis perhitungan	: 100 Kmol/Jam
Kapasitas produksi	: 12.000 ton/tahun
1 tahun operasi	: 330 hari/tahun
1 hari kerja	: 24 jam

Maka kapasitas produksi Fenol tiap jam:

$$= \frac{12.000}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$
$$= 1.515,152 \text{ kg/jam}$$

Untuk menghasilkan fenol 12.000 ton/tahun, maka diperlukan limbah tandan kosong sebanyak 15.556,121 kg/jam.

A.1 Unit Persiapan TKKS



Di unit persiapan baku TKKS ini diasumsikan efisiensi dari semua alat yang digunakan adalah 100%. Dari perhitungan alur mundur diperoleh laju alir massa masuk reaktor = 15556,121 kg/jam.

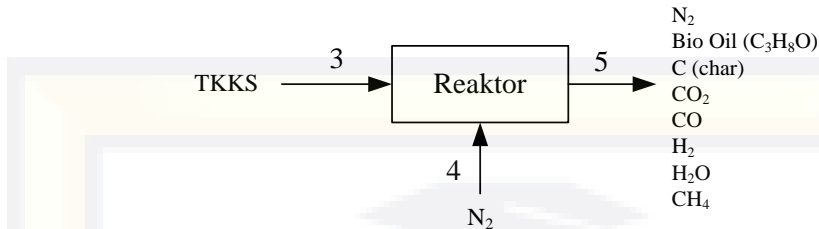
Persamaan neraca massa pada unit persiapan bahan baku adalah:

$$F_1 = F_2 = 15556,121 \text{ kg/jam.}$$

Tabel L.A.1 Neraca Massa Gudang penyimpanan

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
$C_{100}H_{120}O_{40}$	15.556,121	15.556,121
Total	15.556,121	15.556,121

A.2 Reaktor Fluidized Bed (R-01)

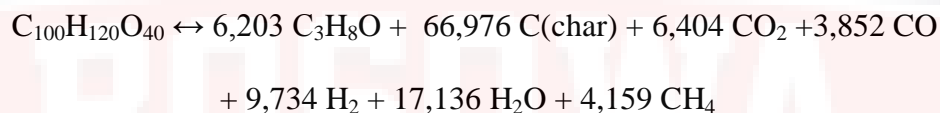


Basis = 100 kmol/jam

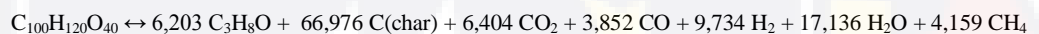
$$\text{Faktor pengali (FP)} = \frac{\text{kapasitas produk Fenol}}{\text{Fenol yang dihasilkan}}$$

$$= \frac{1.515,152 \text{ kg/jam}}{19.109,803 \text{ kg/jam}} = 0,0793 \text{ kg/jam}$$

Reaksi umum:



Seratus persen bahan baku yang masuk dikonversi menjadi bio oil, arang dan gas yang tidak terkondensasi.



Mula-Mula : 7,929

Reaksi	: 7,929	49,181	531,030	50,775	30,541	77,178	135,866	32,975
Sisa	: 0,000	49,181	531,030	50,775	30,541	77,178	135,866	32,975

Alur 3

Laju alir $F_3 = F_2$

Persamaan neraca massa pada reactor fluidized bed adalah:

$$F_5 = F_3 + F_4$$

Alur 3 (F_3) = Mol mula-mula x BM $\text{C}_{100}\text{H}_{120}\text{O}_{40}$

$$= 7,929 \times 1962,011 \text{ kg/kmol}$$

$$= 15.556,121 \text{ kg/jam}$$

Alur 4

Gas yang digunakan pada *reactor fluidized bed* adalah gas nitrogen (N_2). Kebutuhan gas sebagai pendorong partikel-partikel yang terdapat pada reactor adalah 10% dari massa yang masuk.

$$F4 N_2 = 10\% \times F3 = 10\% \times 15556,121 \text{ kg/jam}$$

$$F4 = 1555,612 \text{ kg/jam}$$

Alur 5

Massa komponen F5 = Mol komponen x BM komponen

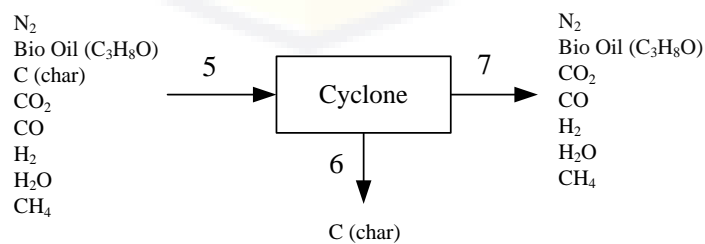
$$\text{Bio-Oil (C}_3\text{H}_8\text{O)} = 49,181 \text{ kmol/jam} \times 60,096 \text{ kg/kmol} = 2955,597 \text{ kg/jam}$$

Untuk masing-masing komponen lainnya dapat ditentukan dengan menggunakan cara yang sama.

Tabel L.A.2 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	F3	F4	F5
$C_{100}H_{120}O_{40}$	15.556,121		
N_2		1.555,612	1.555,612
Bio Oil (C_3H_8O)			2.955,597
C (char)			6.378,281
CO_2			2.234,559
CO			855,456
H_2			155,590
H_2O			2.447,618
CH_4			529,020
Total	15.556,121	1.555,612	17.111,733
	17.111,733		

A.3 Cyclone (CY-01)



Neraca massa total:

$$F5 = F6 + F7$$

$$F5 = 17.111,733 \text{ kg/jam}$$

Alur F6

Efisiensi cyclone = 100%

$$F6 (\text{C (char)}) = 1 \times F5 = 1 \times 6.378,281 = 6.378,281 \text{ kg/jam}$$

Alur F7

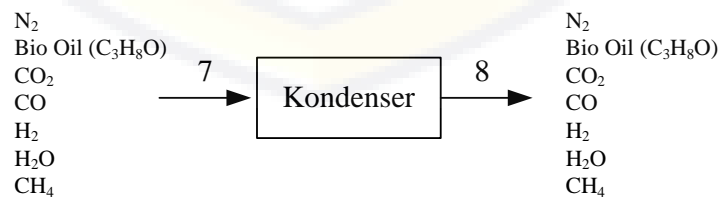
Alur F7 merupakan alur bio oil dan gas

$$F7 = 17.111,733 - 6.378,281 = 10.733,452 \text{ kg/jam}$$

Tabel L.A.3 Neraca Massa Cyclone

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	F5	F6	F7
N ₂	1.555,612		1.555,612
Bio oil	2.955,597		2.955,597
C (char)	6.378,281	6.378,281	
CO ₂	2.234,559		2.234,559
CO	855,456		855,456
H ₂	155,590		155,590
H ₂ O	2.447,618		2.447,618
CH ₄	529,020		529,020
Total	17.111,733	6.378,281	10.733,452
		17.111,733	

A.4 Kondenser (HE-01)



Neraca massa total:

$$F7 = F8 = 17.111,733 \text{ kg/jam}$$

Efisiensi kondenser = 98%

Alur F8

Dimana gas akan dikondensasikan menjadi larutan maka neraca massa komponen di alur F8 adalah:

$$\text{Cairan (Bio Oil dan H}_2\text{O)} = F7_{\text{Bio-Oil}} \times 0,98 = 2.896,485 \text{ kg/jam}$$

$$F7_{\text{H}_2\text{O}} \times 0,98 = 2.398,665 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Gas (Bio Oil dan H}_2\text{O)} = F7_{\text{Bio-Oil}} - F8 \text{ Cairan} = 59,122 \text{ kg/jam}$$

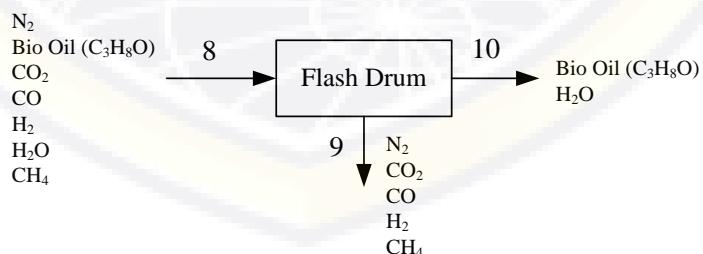
$$F7_{\text{H}_2\text{O}} - F8 \text{ Cairan} = 48,952 \text{ kg/jam}$$

Untuk komponen lainnya $F8 = F7$

Tabel L.A.4 Neraca Massa Kondenser

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	F7	F8	
		Liquid	Vapor
N ₂	1.555,612		1.555,612
Bio oil	2.955,597	2.896,485	59,112
CO ₂	2.234,559		2.234,559
CO	855,456		855,456
H ₂	155,590		155,590
H ₂ O	2.447,618	2.398,665	48,952
CH ₄	529,020		529,020
Total	10.733,452	5.295,151	5.438,301
		10.733,452	

A.5 Flash Drum (V-01)



Flash drum digunakan untuk memisahkan cairan dan gas. Cairan yang terdiri dari bio oil, air dan impruitas. Efisiensi pemisahan cairan dan gas pada flash drum ini diasumsikan 100%.

Persamaan neraca massa pada *flash drum* adalah:

$$F8 = F9 + F10$$

$$F8 = 10.733,452 \text{ kg/jam}$$

Alur F10 komponen cairan adalah:

$$\text{Cairan (Bio Oil dan H}_2\text{O)} = F10 \text{ Bio oil} = 2.896,485 \text{ kg/jam}$$

$$F10 \text{ H}_2\text{O} = 2.398,665 \text{ kg/jam}$$

Alur F9 komponen gas adalah:

$$\text{Gas (Bio Oil dan H}_2\text{O)} = F10 \text{ Bio oil} = 59,122 \text{ kg/jam}$$

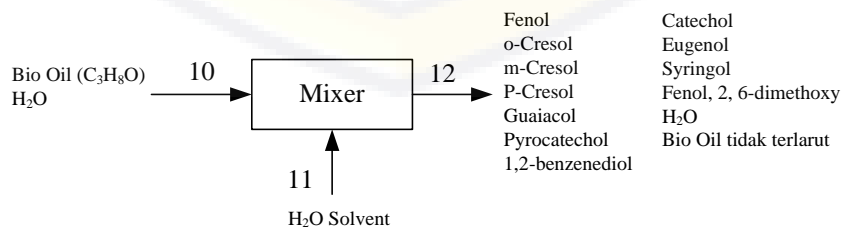
$$F10 \text{ H}_2\text{O} = 48,952 \text{ kg/jam}$$

Untuk komponen lainnya $F8 = F7$

Tabel L.A.5 Neraca Massa Flash Drum

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
	F8		F10	F9
	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
N ₂		1.555,612		1.555,612
Bio oil	2.896,485	59,112	2.896,485	59,112
CO ₂		2.234,559		2.234,559
CO		855,456		855,456
H ₂		155,590		155,590
H ₂ O	2.398,665	48,952	2.398,665	48,952
CH ₄		529,020		529,020
Total	5.295,151	5.438,301	5.295,151	5.438,301
	10.733,452		10.733,452	

A.6 Mixer (M-01)



Untuk melarutkan fenol yang terkandung dalam bio oil dengan menambahkan air solvent. Total komponen dalam bio oil adalah 75,18% dan air adalah 24,82%. Adapun turunan dari fenol yang terkandung di dalam bio oil dan dianggap sebagai fenol sebesar 52,31%.

Data komposisi:

Phenol	28,30 %
o-Cresol	0,79 %
m-Cresol	4,82 %
p-Cresol	2,32 %
Catechol	2,02 %
Pyrocatechol	2,16 %
Gualicol	2,45 %
Syringol	1,37 %
Eugenol	1,36 %
Phenol, 2, 6-dimethoxy	3,25 %
Asam Asetat	16,9 %
1,2 Benzenediol	3,47 %
Benzaldehyde	1,2 %
1 octane	1,25 %
2-propanone, 1-hydroxy	1,66 %
Asam Pentanoate	1,86 %

(Kawser,2000)

Persamaan neraca massa:

$$F12= F10 + F11$$

Alur F10

F10 = persentase komponen bio oil x jumlah bio oil

Komponen H₂O = 24,82% x 2.896,485 kg/jam = 718,908 kg/jam

Komponen Fenol = 28,30% x 2.896,485 kg/jam = 819,705 kg/jam

Untuk perhitungan komponen lainnya yang terkandung dalam bio oil dilakukan dengan cara yang sama. Total F10 adalah 5.295,151 kg/jam.

Alur F11

Mencari kebutuhan air yang ditambahkan ke *mixer* yaitu:

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{jumlah fenol yang terkandung dalam bio oil}}{\text{kelarutan fenol terhadap air}} \\ &= \frac{1.515,152 \text{ kg/jam}}{83 \text{ gr/L}} \times \frac{1.000 \text{ gr}}{1 \text{ kg}} = 18.254,838 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

Besar kebutuhan air 18.254,838 L/jam x densitas air 1 kg/L maka diperoleh air 18254,838 kg/jam. Jumlah air F10 adalah 3.117,573 kg/jam. Maka air yang akan ditambahkan adalah:

$$\begin{aligned} \text{F11} &= \text{besar kebutuhan air} - \text{jumlah air dari F10} \\ &= 18.254,838 \text{ kg/jam} - 3.117,573 \text{ kg/jam} \\ &= 15.137,265 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Alur F12

$$\text{F12} = \text{F10} + \text{F11}$$

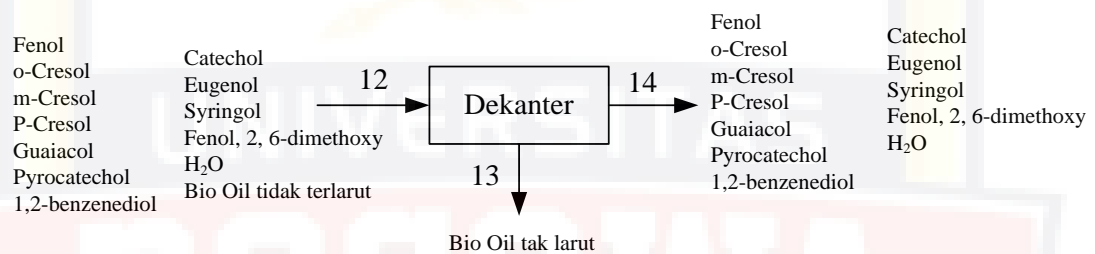
$$\begin{aligned} \text{F12} &= 5.295,151 \text{ kg/jam} + 1.517,265 \text{ kg/jam} \\ &= 20.432,415 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel L.A.6 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	F10	F11	F12
H ₂ O	718,908		718,908
Asam asetat	489,506		489,506
1-octane	36,206		36,206
2-propanone, 1-hydroxy	48,082		48,082
Benzaldehyde	34,758		34,758
Fenol	819,705		819,705
Asam pentanoate	53,875		53,875
o-Cresol	22,882		22,882
m-Cresol	139,611		139,611
p-Cresol	67,198		67,198
Guaiacol	70,964		70,964
Pyrocatechol	62,564		62,564
1,2-benzenediol	100,508		100,508

Catechol	58,509		58,509
Eugenol	39,392		39,392
Syringol	39,682		39,682
Fenol, 2, 6-dimethoxy	94,136		94,136
H ₂ O	2.398,655		2.398,655
H ₂ O (Solvent)		15.137,275	15.137,275
Total	5.295,140	15.137,275	20.432,415
	20.432,415		

A.7 Dekanter (D-01)



Pemisahan antara fenol dan bio oil tidak larut.

Neraca massa total:

$$F12 = F13 + F14$$

$$F12 = 20.432,415 \text{ kg/jam}$$

Alur 13

Efisiensi decanter = 100%

Komponen F13 = Komponen F12 x 1

$$F13 \text{ Asam asetat} = 489,506 \text{ kg/jam} \times 1 = 489,506 \text{ kg/jam}$$

$$F13 \text{ 1-octane} = 36,206 \text{ kg/jam} \times 1 = 36,206 \text{ kg/jam}$$

$$F13 \text{ 2-propanone, 1-hydroxy} = 48,082 \text{ kg/jam} \times 1 = 48,082 \text{ kg/jam}$$

$$F13 \text{ Benzaldehyde} = 34,758 \text{ kg/jam}$$

$$F13 \text{ Asam pentanoate} = 53,875 \text{ kg/jam} \times 1 = 53,875 \text{ kg/jam}$$

Alur 14

Merupakan alur yang sudah tidak mengandung bio oil tidak larut.

$$F12 = F13 + F14$$

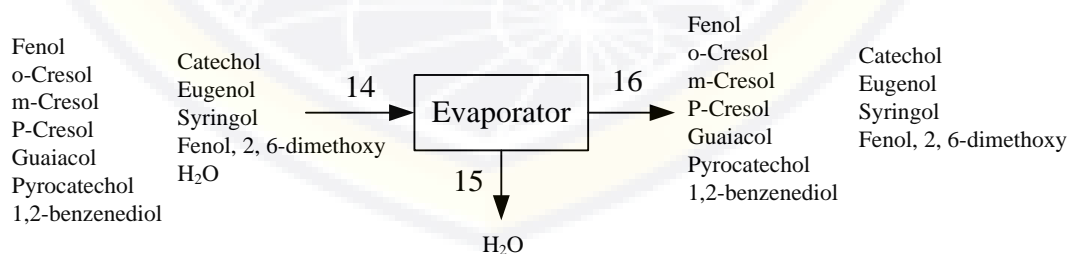
$$F14 = 20.432,415 \text{ kg/jam} - 662,426 \text{ kg/jam}$$

= 19.769,989 kg/jam

Tabel L.A.7 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	F12	F13	F14
Asam asetat	489,506	489,506	
1-octane	36,206	36,206	
2-propanone, 1-hydroxy	48,082	48,082	
Benzaldehyde	34,758	34,758	
Fenol	819,705		819,705
Asam pentanoate	53,875	53,875	
o-Cresol	22,882		22,882
m-Cresol	139,611		139,611
p-Cresol	67,198		67,198
Guaiacol	70,964		70,964
Pyrocatechol	62,564		62,564
1,2-benzenediol	100,508		100,508
Catechol	58,509		58,509
Eugenol	39,392		39,392
Syringol	39,682		39,682
Fenol, 2, 6-dimethoxy	94,136		94,136
H ₂ O	18.254,838		18.254,838
Total	20.432,415	662,426	19.769,989
		20.432,415	

A.8 Evaporator (EV-01)



Berfungsi untuk memisahkan air dan memekatkan kadar fenol.

Persamaan neraca massa:

$$F14 = F15 + F16$$

$$F14 = 19.769,989 \text{ kg/jam}$$

Alur F15

F15 = F14 H₂O = 18.254,838 kg/jam

Alur F16

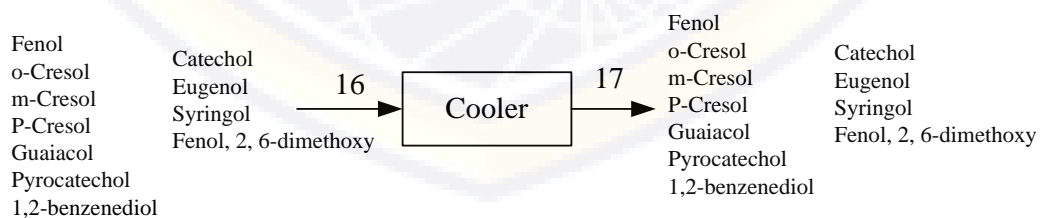
F14 = F15 + F16

F16 = 19.769,989 kg/jam – 18.254,838 kg/jam
 = 1.515,152 kg/jam

Tabel L.A.8 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	F14	F15	F16
Fenol	819,705		819,705
o-Cresol	22,882		22,882
m-Cresol	139,611		139,611
p-Cresol	67,198		67,198
Guaiacol	70,964		70,964
Pyrocatechol	62,564		62,564
1,2-benzenediol	100,508		100,508
Catechol	58,509		58,509
Eugenol	39,392		39,392
Syringol	39,682		39,682
Fenol, 2, 6-dimethoxy	94,136		94,136
H ₂ O	18.254,838	18.254,838	
Total	19.769,989	18.254,838	1.515,152
		19.769,989	

A.9 Cooler (HE-02)



Berfungsi untuk menurunkan suhu produk menjadi 30°C

Persamaan neraca massa:

F16 = F17

= 19.769,989 kg/jam

Tabel L.A.9 Neraca Massa Cooler

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	F16	F17
Fenol	819,705	819,705
o-Cresol	22,882	22,882
m-Cresol	139,611	139,611
p-Cresol	67,198	67,198
Guaiacol	70,964	70,964
Pyrocatechol	62,564	62,564
1,2-benzenediol	100,508	100,508
Catechol	58,509	58,509
Eugenol	39,392	39,392
Syringol	39,682	39,682
Fenol, 2, 6-dimethoxy	94,136	94,136
H ₂ O	18.254,838	18.254,838
Total	19.769,989	19.769,989

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas produksi	= 12.000 ton/tahun
Operasi pabrik	= 330 hari/tahun
Basis perhitungan	= 1 jam operasi
Satuan perhitungan	= kJ/jam
Temperatur referensi	= 25°C (298,15 K)

Kapasitas panas untuk gas ideal masing-masing komponen dinyatakan dengan persamaan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^2 + ET^2 \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Dimana: C_p = kapasitas panas pada suhu T (J/mol.K)

A, B, C, D, E = konstanta kapasitas panas

T, T_1, T_2 = suhu (K)

Kapasitas panas gas ideal untuk suhu berubah dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p \cdot dT = A(T_2 - T_1) + B/2(T_2^2 - T_1^2) + C/3(T_2^3 - T_1^3) + D/4(T_2^4 - T_1^4) + E/5(T_2^5 - T_1^5)$$

(Yaws, 1999)

B.1 Data Perhitungan C_p

B.1.1 Data Perhitungan C_p Gas

Tabel LB.1 Data Kapasitas Panas Gas

Komponen	BM (kg/kmol)	Nilai C_p dalam (Joule/mol K)				
		A	B	C	D	E
N ₂	28,013	29,342	-3,5395E-03	1,0076E-05	-4,3116E-09	2,5935E-13
C ₃ H ₈ O	60,096	25,535	2,1203E-01	5,3492E-05	-1,4727E-07	4,9406E-11
CO ₂	44,009	27,437	4,2315E-02	-1,9555E-05	3,9968E-09	-2,9872E-13
CO	28,01	29,556	-6,5807E-03	2,0130E-05	-1,2227E-08	2,2617E-12
H ₂	2,016	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12
H ₂ O	18,015	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
CH ₄	16,043	34,942	-3,9957E-02	1,9184E-04	-1,5303E-07	3,9321E-11

(Yaws, 1999)

B.1.2 Data Perhitungan Cp Cairan

Tabel LB.2 Data Kapasitas Cairan

Komponen	Nilai Cp dalam (Joule/mol K)			
	A	B	C	D
C ₃ H ₈ O	7,253E+01	7,955E-01	-2,633E-03	3,650E-06
H ₂ O	9,205E+01	-3,995E-02	-2,110E-04	5,347E-07
Asam asetat	-1,624E+01	1,426E+00	-2,892E-03	2,928E-06
1-octane	8,274E+01	1,304E+00	-3,825E-03	4,659E-06
2-propanone, 1-hydroxy	2,987E+01	9,461E-01	-2,556E-03	2,781E-06
Benzaldehyde	7,187E+01	7,043E-01	1,707E-03	1,762E-06
Asam pentanoate	7,998E+01	8,873E-01	-2,280E-03	2,472E-06
Fenol	3,862E+01	1,098E+00	-2,490E-03	2,280E-06
o-Cresol	5,106E+01	1,194E+00	-2,730E-03	2,534E-06
m-Cresol	7,844E+01	1,046E+00	-2,425E-03	2,303E-06
p-Cresol	4,062E+01	1,269E+00	-2,863E-03	2,637E-06
Guaiacol	2,222E+01	1,206E+00	-2,795E-03	2,567E-06
Pyrocatechol	-5,204E+01	1,425E+00	-2,911E-03	2,268E-06
1,2-benzenediol	-5,204E+01	1,425E+00	-2,911E-03	2,268E-06
Catechol	-5,204E+01	1,425E+00	-2,911E-03	2,268E-06
Eugenol	3,862E+01	1,098E+00	-2,490E-03	2,280E-06
Syringol	3,862E+01	1,098E+00	-2,490E-03	2,280E-06
Fenol, 2, 6-dimethoxy	3,862E+01	1,098E+00	-2,490E-03	2,280E-06

(Yaws,1999)

B.1.3 Data Perhitungan Cp Padat

Tabel LB.3 Data Kapasitas Panas

Komponen	Nilai Cp dalam (Joule/mol K)		
	A	B	C
C (char)	-8,3200E-01	3,4846E-02	-1,3233E-05

(Yaws,1999)

B.1.4 Estimasi Cp Padatan dengan Metode Modified Kopp's Rule

Perhitungan estimasi Cp padatan menggunakan metode Modified Kopp's Rule dimana kontribusi elemen atom dan persamaan yang digunakan dapat dilihat sebagai berikut:

Tabel LB. 4 Kontribusi unsur dan gugus untuk estimasi Cp

Unsur	ΔE
C	10,89
H	7,56

O	13,42
---	-------

(Perry, 1997)

Perhitungan kapasitas panas dihitung dengan rumus:

$$Cp = \sum_{i=1}^n N_i \Delta E_i \quad (\text{Perry, 1997})$$

1997)

Dimana: C_p = Kapasitas panas (kJ/kmol.K)

N_i = Jumlah unsur i dalam senyawa

ΔE_i = Nilai kontribusi unsur i

Hail estimasi nilai kapasitas panas padatan tandan kosong kelapa sawit

($C_{100}H_{120}O_{40}$) :

$$C_p \text{ TKKS} = (100 \times 20,89) + (120 \times 7,56) + (40 \times 13,42)$$

$$C_p \text{ TKKS} = 1.089 + 907,2 + 536,8 = 2.533 \text{ kJ/kmol.K}$$

B.1.5 Data Panas Pembentukan Standar ($\Delta H^{\circ}f$ 298 K)

Tabel LB. 5 Data Panas Pembentukan Standar

Komponen	$\Delta H^{\circ}f$ (kJ/kmol)
N_2	0
C_3H_8O	-272,59
C (char)	0
CO_2	-393,5
CO	-110,5
H_2	0
H_2O	-241,80
CH_4	-74,85

(Yaws,1999)

B.1.6 Perhitungan Entalpi Pembentukan ($\Delta H^{\circ}f$) Tandan Kosong Kelapa Sawit

Perhitungan $\Delta H^{\circ}f$ Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) menggunakan rumus :

$$\Delta H^{\circ}f (C_{100}H_{120}O_{40}) = 100\Delta H^{\circ}f (CO_2) + 60\Delta H^{\circ}f (H_2O) + \Delta H_c$$

(Benanti dkk, 2011)

Dimana:

$$\Delta H^{\circ}f CO_2 = -393,5 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H^{\circ}f \text{ H}_2\text{O} = -241,80 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Pehitungan } \Delta H_c = 4,092n_c + 1,322n_h - 1,916n_{(N+O)}$$

Dimana n_i adalah nomor mol dari setiap elemen dalam formula.

Rumus Molekul dari TKKS adalah $\text{C}_{100}\text{H}_{120}\text{O}_{40}$

$$n_c = 100, n_h = 120, n_o = 40$$

$$\Delta H_c = 4,092(100) + 1,322(120) - 1,916(0+40)$$

$$\Delta H_c = 491,200 \text{ kJ/mol}$$

Maka:

$$\Delta H^{\circ}f (\text{C}_{100}\text{H}_{120}\text{O}_{40}) = 100\Delta H^{\circ}f (\text{CO}_2) + 60\Delta H^{\circ}f (\text{H}_2\text{O}) + \Delta H_c$$

$$\Delta H^{\circ}f (\text{C}_{100}\text{H}_{120}\text{O}_{40}) = 100(-393,5) + 60(-241,8) + 491,2$$

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}f (\text{C}_{100}\text{H}_{120}\text{O}_{40}) &= -39.350 - 14.508 + 491,2 \\ &= -53.366,8 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

B.2 Perhitungan Neraca Energi

B.2.1 Unit Persiapan TKKS

Unit persiapan bahan baku tandan kosong kelapa sawit (TKKS) terdiri dari beberapa alat yang tidak mengalami perubahan panas. Bahan baku TKKS masuk ke dalam gudang pada suhu 30°C dan keluar dari crusher pada suhu 30°C .

$$Q_1 = Q_2$$

$$= N_1 \text{C}_{100}\text{H}_{120}\text{O}_{40} \int_{298,15}^{303,15} C_p dT$$

$$= 7,929 \text{ kMol/Jam} \times 767,879 \text{ kJ/kMol}$$

$$= 6.088,252 \text{ kJ/Jam}$$

Tabel LB.6 Neraca Panas Unit Persiapan Bahan Baku

Komponen	N (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q (kJ/Jam)
$\text{C}_{100}\text{H}_{120}\text{O}_{40}$	7,929	767,879	6.088,252
total			6.088,252

B.2.2 Reaktor (R-01)

Panas masuk $\text{C}_{100}\text{H}_{120}\text{O}_{40}$ (Q3) dan N_2 (Q4) $T = 30^{\circ}\text{C}$ (303,15 K):

$$Q_3 = N_3 \text{C}_{100}\text{H}_{120}\text{O}_{40} \int_{298,15}^{303,15} C_p dT$$

$$Q_4 = N_4 \text{N}_2 \int_{298,15}^{303,15} C_p dT$$

Tabel LB.7 Neraca Panas Masuk Reaktor

Komponen	N3 (kMol/Jam)	N4 (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q (kJ/Jam)
$C_{100}H_{120}O_{40}$	7,929		767,88	6.088,252
N_2		55,532	145,358	8.072,541
Total				14.169,793

Panas keluar $T = 500^\circ C$ (773,15 K):

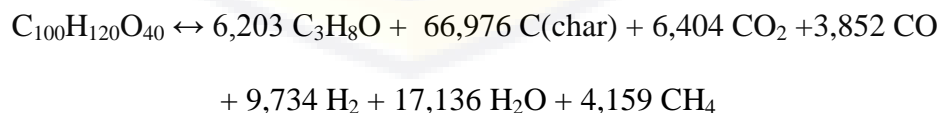
$$Q_5 = N_5 N_2 \int_{298,15}^{773,15} C_p dT + N_5 \text{ Bio Oil} \int_{298,15}^{773,15} C_p dT + N_5 C(\text{char}) \int_{298,15}^{773,15} C_p dT + N_5 CO_2 \int_{298,15}^{773,15} C_p dT + N_5 CO \int_{298,15}^{773,15} C_p dT + N_5 H_2 \int_{298,15}^{773,15} C_p dT + N_5 H_2O \int_{298,15}^{773,15} C_p dT + N_5 CH_4 \int_{298,15}^{773,15} C_p dT$$

Tabel LB.8 Neraca Panas Keluar Reaktor

Komponen	N5 (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q (kJ/Jam)
N_2	55,532	14.137,674	785.090,400
BioOil (C_3H_8O)	49,181	63.686,616	3.132.188,386
C (char)	531,037	6.549,123	3.477.824,205
CO_2	50,775	21.291,965	1.081.102,617
CO	30,541	14.343,815	438.075,967
H_2	77,178	13.905,512	1.073.193,822
H_2O	135,866	16.964,344	2.304.869,627
CH_4	32,975	23.075,998	760.933,765
Total			13.053.278,789

Panas reaksi:

Reaksi yang terjadi pada reactor yaitu:



Tabel LB.9 Panas Reaksi Standar 298,15K

Komponen	ΔH_f^{298} (kJoule/mol)	Koefisien Reaksi	ΔH_f Produk (kJ/Mol)	ΔH_f Reakta n kJ/Mol
$C_{100}H_{120}O_{40}$	-53.366,800	1		-53.366,800
Bio Oil	-272,59	6,203	-1690,876	
C (char)	0	66,976	0,000	
CO ₂	-393,5	6,404	-2.519,974	
CO	-110,5	3,852	-425,646	
H ₂	0	9,734	0,000	
H ₂ O	-241,80	17,137	-4.143,727	
CH ₄	-74,85	4,159	-311,301	
Total			-9.091,524	-53.366,800

$$r = \frac{N_{C_{100}H_{120}O_{40}} \cdot X_{C_{100}H_{120}O_{40}}}{\sigma}$$

$$r = \frac{7,929 \times 1}{1} = 7,929 \text{ kMol/jam}$$

Panas reaksi pada suhu standar reaksi :

$$\begin{aligned} \Delta H_r(298,15 \text{ K}) &= \Delta H_f(298,15 \text{ K}) \text{ Produk} - \Delta H_f(298,15 \text{ K}) \text{ Reaktan} \\ &= (-9.091,524) - (-53.366,800) \text{ kJ/kmol} \\ &= 44.275,276 \text{ kJ/Mol} \\ &= 44.275.276,480 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Panas reaksi total ($\Delta H_r \text{ tot}$) :

$$\begin{aligned} \Delta H_r \text{ tot} &= (r \times \Delta H_r 298,15K) \\ &= (7,929 \text{ kmol/jam} \times 44.275.276,480 \text{ kJ/kmol}) \\ &= 351.043.657,108 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka, selisih panas adalah :

$$\frac{dQ}{dt} = \Delta H_{r \text{ total}} + N \int_{T_1}^{T_2} C_{pd} T_{out} - N \int_{T_1}^{T_2} C_{pd} T_{in}$$

$$\frac{dQ}{dt} = 351.043.657,108 + 13.053.278,789 - 14.169,793$$

$$\frac{dQ}{dt} = 364.082.775,104 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.10 Neraca Panas Keseluruhan Reaktor

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/Jam)
	Q3	Q4	Q5
C ₁₀₀ H ₁₂₀ O ₄₀	6.088,252		
N ₂		8.072,541	785.090,400
Bio Oil (C ₃ H ₈ O)			3.132.188,386
C (char)			3.477.824,205
CO ₂			1.081.102,617
CO			438.075,967
H ₂			1.073.193,822
H ₂ O			2.304.869,627
CH ₄			760.933,765
ΔHR			351.043.657,108
Qdibutuhkan	364.082.775,104		
total	364.096.935,897		364.096.935,897

Media pendingin yang diperlukan adalah Dowtherm A yang masuk pada suhu 25°C dan keluar pada suhu 60°C dengan kapasitas panas $C_p = 36.053$ kJ/kg. Maka pendingin yang dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned}
 &= \frac{364.082.775,104}{36.053 \times (60 - 25)} \\
 &= 167,952 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

B.2.3 Cyclone (CY-01)

Pada cyclone bahan yang masuk tidak mengalami perubahan panas. Bahan masuk ke dalam cyclone pada suhu 500°C dan keluar pada suhu 500°C.

$$Q_5 = Q_6$$

$$\begin{aligned}
 Q_{N_2} &= N_{N_2} \int_{298,15}^{773,15} C_p dT \\
 &= 55,558 \text{ kMol/Jam} \times 29,764 \text{ kJ/kMol} \\
 &= 1.653,589 \text{ kJ/Jam}
 \end{aligned}$$

Untuk komponen lainnya perhitungan dilakukan dengan cara yang sama.

Tabel LB.11 Neraca Panas Masuk Cyclone

Komponen	N5 (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q (kJ/Jam)
N ₂	55,532	14.137,674	785.090,400
Bio Oil (C ₃ H ₈ O)	49,181	63.686,616	3.132.188,386
C (char)	531,037	6.549,123	3.477.824,205
CO ₂	50,775	21.291,965	1.081.102,617
CO	30,541	14.343,815	438.075,967
H ₂	77,178	13.905,512	1.073.193,822
H ₂ O	135,866	16.964,344	2.304.869,627
CH ₄	32,975	23.075,998	760.933,765
Total			13.053.278,789

Pada cyclone terjadi pemisahan zat padat hasil *reactor* maka panas keluar *cyclone* adalah:

$$Q_7 = Q_5 - Q_6$$

$$\begin{aligned}
 Q &= N \int_{T_1}^{T_2} C_p dT_{in} - N C(\text{char}) \int_{T_1}^{T_2} C_p dT_{in} \\
 &= 13.053.520,967 \text{ kJ/jam} - 3.477.824,205 \text{ kJ/jam} \\
 &= 9.575.454,584 \text{ kJ/Jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LB.12 Neraca Panas Keluar Cyclone

Komponen	N7 (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q (kJ/Jam)
N ₂	55,532	14.137,674	785.090,400
Bio Oil (C ₃ H ₈ O)	49,181	63.686,616	3.132.188,386
CO ₂	50,775	21.291,965	1.081.102,617
CO	30,541	14.343,815	438.075,967
H ₂	77,178	13.905,512	1.073.193,822
H ₂ O	135,866	16.964,344	2.304.869,627
CH ₄	32,975	23.075,998	760.933,765
Total			9.575.454,584

Tabel LB.13 Neraca Panas Total Cyclone

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)	
	Q4	Q6	Q7
N ₂	785.454,906		785.454,906
Bio Oil (C ₃ H ₈ O)	3.132.156,593		3.132.156,593
C (char)	3.477.780,772	3.477.780,772	
CO ₂	1.081.077,097		1.081.077,097
CO	438.067,365		438.067,365
H ₂	1.073.225,763		1.073.225,763
H ₂ O	2.304.826,128		2.304.826,128
CH ₄	760.932,342		760.932,342
Total	13.053.520,967	13.053.520,967	

B.2.4 Kondenser (HE-01)

Suhu keluaran dari *cyclone* sama dengan suhu keluaran *reaktor* yaitu 500°C karena pada *cyclone* tidak terjadi perubahan panas maka suhu masuk kondensator adalah 500°C. Kondensator digunakan untuk mengkondensasikan gas yang dapat terkondensasi seperti Bio Oil dan Air.

Panas masuk kondensator (Q7) T= 500°C (773,15 K):

$$Q7 = Q8$$

Tabel LB.14 Neraca Panas Masuk Kondensator

Komponen	N7 (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q7 (kJ/Jam)
N ₂	55,532	14.137,674	785.090,400
Bio Oil (C ₃ H ₈ O)	49,181	63.686,616	3.132.188,386
CO ₂	50,775	21.291,965	1.081.102,617
CO	30,541	14.343,815	438.075,967
H ₂	77,178	13.905,512	1.073.193,822
H ₂ O	135,866	16.964,344	2.304.869,627
CH ₄	32,975	23.075,998	760.933,765
Total			9.575.454,584

Panas gas keluar kondensor (Q8) T= 108,1°C (381,25 K):

$$Q8 = N8 N_2 \int_{298,15}^{381,25} C_p dT + N8 \text{ Bio Oil} \int_{298,15}^{381,25} C_p dT + N8 \text{ CO}_2 \int_{298,15}^{381,25} C_p dT + N8 \text{ CO} \int_{298,15}^{381,25} C_p dT + N8 \text{ H}_2 \int_{298,15}^{381,25} C_p dT + N8 \text{ H}_2\text{O} \int_{298,15}^{381,25} C_p dT + N8 \text{ CH}_4 \int_{298,15}^{381,25} C_p dT$$

Tabel LB.15 Neraca Panas Gas Keluar Kondenser

Komponen	N8 (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q (kJ/Jam)
N ₂	55,532	2.421,549	134.472,930
Bio Oil (C ₃ H ₈ O)	0,984	8.192,281	8.058,135
CO ₂	50,775	3.298,946	167.504,443
CO	30,541	2.426,486	74.107,572
H ₂	77,178	2.404,178	185.548,683
H ₂ O	2,717	2.815,670	7.651,049
CH ₄	32,975	3.163,398	104.313,411
Total			681.656,221

Panas cairan keluar kondensor (Q8) T= 30°C (303,15 K):

$$Q8 = N8 \text{ Bio Oil} \int_{298,15}^{381,25} C_p dT + N8 \text{ H}_2\text{O} \int_{298,15}^{381,25} C_p dT$$

Tabel LB.15 Neraca Panas Cairan Keluar Kondenser

Komponen	N8 (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q (kJ/Jam)
Bio Oil (C ₃ H ₈ O)	48,198	864,455	41.664,695
H ₂ O	133,148	377,486	50.261,641
Total			91.926,336

$$Q \text{ total} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= (681.656,221 - 91.926,336)$$

$$= - 8.801.872,027 \text{ kJ/jam}$$

Tanda Q negative, berarti sistem melepas panas sebesar 8.801.872,027 kJ/jam.

Tabel LB.16 Neraca Panas Total Kondenser

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)	
		T= 108,1 C	T= 30 C
	Q7	Q8 Gas	Q8 Liquid
N ₂	785.090,400	134.472,930	
Bio Oil (C ₃ H ₈ O)	3.132.188,386	8.058,135	41.664,695
CO ₂	1.081.102,617	167.504,443	
CO	438.075,967	74.107,572	
H ₂	1.073.193,822	185.548,683	
H ₂ O	2.304.869,627	7.651,049	50.261,641
CH ₄	760.933,765	104.313,411	
Qdibutuhkan	-8.801.872,027		
Total	773.582,557	773.582,557	

Kebutuhan Dowtherm A yang masuk pada suhu 25°C dan keluar pada suhu 60°C dengan kapasitas panas $C_p = 36.053$ kJ/kg. Maka pendingin yang dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned}
 &= \frac{8.801.872,027}{36.053 \cdot (60 - 25)} \\
 &= 4,069 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

B.2.5 Flash Drum (V-01)

Pada *flash drum* tidak terjadi perubahan suhu, maka suhu flash drum sama dengan suhu keluaran kondenser.

Panas masuk flash drum T= 108,1°C untuk gas dan T= 30°C untuk cairan.

Tabel LB.17 Neraca Panas Masuk Flash Drum

Komponen	Q in (kJ/Jam)	
	T= 108,1 C	T= 30 C
	Gas (Q9)	Liquid (Q8)
N ₂	134.472,930	
Bio Oil (C ₃ H ₈ O)	8.058,135	41.664,695
CO ₂	167.504,443	
CO	74.107,572	

H ₂	185.548,683	
H ₂ O	7.651,049	50.261,641
CH ₄	104.313,411	
Total	681.656,221	91.926,336
	773.582,557	

Pada flash drum produk yang diinginkan adalah cairan bio oil dan air maka terjadi pemisahan antara gas dan cairan maka panas keluar flash drum adalah:

$$\begin{aligned}
 Q_{10} &= Q_8 - Q_9 \\
 &= Q_{in,tot} - Q_{tot,komponen\ gas} \\
 &= 773.582,557\text{ kJ/jam} - 681.656,221\text{ kJ/jam} \\
 &= 91.926,336\text{ kJ/Jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LB.18 Neraca Panas Keluar Flash Drum

Komponen	Q10 (kJ/Jam)
Bio Oil (C ₃ H ₈ O)	41.664,695
H ₂ O	50.261,641
Total	91.926,336

Tabel LB.19 Neraca Panas Total Flash Drum

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
	Q8		Q9	Q10
	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid
N ₂	134.472,930		134.472,930	
Bio oil	8.058,135	41.664,695	8.058,135	41.664,695
CO ₂	167.504,443		167.504,443	
CO	74.107,572		74.107,572	
H ₂	185.548,683		185.548,683	
H ₂ O	7.651,049	50.261,641	7.651,049	50.261,641
CH ₄	104.313,411		104.313,411	
Total	681.656,221	91.926,336	681.656,221	91.926,336
	773.582,557		773.582,557	

B.2.6 Mixer (M-01)

Suhu pada mixer sama dengan suhu pada flash drum karena tidak terjadi perubahan panas. Dari data komposisi bio oil maka panas masuk mixer adalah:

Tabel LB.20 Neraca Panas Masuk Mixer

Komponen	N10 (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q10(kJ/Jam)
H ₂ O	39,906	377,486	15.063,994
Asam asetat	8,151	1.153,116	9.399,505
1-octane	0,317	1.278,537	405,238
2-propanone, 1-hydroxy	0,649	794,239	515,510
Benzaldehyde	0,328	2.428,756	795,473
Fenol	8,710	1.028,732	8.960,183
Asam pentanoate	0,527	1.039,103	548,124
o-Cresol	0,212	1.160,762	245,619
m-Cresol	1,291	1.181,040	1.524,766
p-Cresol	0,621	1.174,698	729,971
Guaiacol	0,572	1.009,916	577,323
Pyrocatechol	0,568	874,220	496,724
1,2-benzenediol	0,913	874,220	797,978
Catechol	0,531	874,220	464,529
Eugenol	0,240	1.028,732	246,794
Syringol	0,257	1.028,732	264,796
Fenol, 2, 6-dimethoxy	0,611	1.028,732	628,166
H ₂ O	133,148	377,486	50.261,641
Total			15.063,994

Mixer berfungsi untuk melarutkan fenol yang terkandung dalam bio oil dengan menambahkan air solvent sesuai dengan suhu operasi yaitu 30°C.

Tabel LB.21 Neraca Panas Masuk Air Solvent

Komponen	N11 (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q11 (kJ/Jam)
H ₂ O	840,259	377,486	317.186,303
Total			317.186,303

Tabel LB.22 Neraca Panas Total Mixer

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/Jam)
	Q10	Q11	Q12
H ₂ O	15.063,994		15.063,994
Asam asetat	9.399,505		9.399,505
1-octane	405,238		405,238
2-propanone, 1-hydroxy	515,510		515,510
Benzaldehyde	795,473		795,473
Fenol	8.960,183		8.960,183
Asam pentanoate	548,124		548,124
o-Cresol	245,619		245,619
m-Cresol	1.524,766		1.524,766
p-Cresol	729,971		729,971
Guaiacol	577,323		577,323
Pyrocatechol	496,724		496,724
1,2-benzenediol	797,978		797,978
Catechol	464,529		464,529
Eugenol	246,794		246,794
Syringol	264,796		264,796
Fenol, 2, 6-dimethoxy	628,166		628,166
H ₂ O	50.261,641		50.261,641
H ₂ O solvent		317.186,303	317.186,303
Total	409.112,638		409.112,639

B.2.7 Dekanter (D-01)

Suhu pada dekanter sama dengan suhu pada mixer karena tidak terjadi perubahan panas, maka panas yang masuk adalah:

Tabel LB.23 Neraca Panas Masuk Dekanter

Komponen	Q12 (kJ/jam)
H ₂ O	15.063,994
Asam asetat	9.399,505
1-octane	405,238
2-propanone, 1-hydroxy	515,510
Benzaldehyde	795,473
Fenol	8.960,183

Asam pentanoate	548,124
o-Cresol	245,619
m-Cresol	1.524,766
p-Cresol	729,971
Guaiacol	577,323
Pyrocatechol	496,724
1,2-benzenediol	797,978
Catechol	464,529
Eugenol	246,794
Syringol	264,796
Fenol, 2, 6-dimethoxy	628,166
H ₂ O	50.261,641
H ₂ O solvent	317.186,303
Total	409.112,639

Dekanter berfungsi untuk memisahkan fenol dari bio oil yang tidak larut, maka neraca panasnya adalah:

$$Q_{14} = Q_{12} - Q_{13}$$

Tabel LB.24 Neraca Panas Keluar Dekanter

Komponen	Q13 (kJ/jam)
Fenol	8.960,183
o-Cresol	245,619
m-Cresol	1.524,766
p-Cresol	729,971
Guaiacol	577,323
Pyrocatechol	496,724
1,2-benzenediol	797,978
Catechol	464,529
Eugenol	246,794
Syringol	264,796
Fenol, 2, 6-dimethoxy	628,166
H ₂ O	382.511,938
Total	397.448,789

Tabel LB.25 Neraca Panas Total Dekanter

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)	
	Q12	Q13	Q12
Asam asetat	9.399,505	9.399,505	
1-octane	405,238	405,238	
2-propanone, 1-hydroxy	515,510	515,510	
Benzaldehyde	795,473	795,473	
Fenol	8.960,183		8.960,183
Asam pentanoate	548,124	548,124	
o-Cresol	245,619		245,619
m-Cresol	1.524,766		1.524,766
p-Cresol	729,971		729,971
Guaiacol	577,323		577,323
Pyrocatechol	496,724		496,724
1,2-benzenediol	797,978		797,978
Catechol	464,529		464,529
Eugenol	246,794		246,794
Syringol	264,796		264,796
Fenol, 2, 6-dimethoxy	628,166		628,166
H ₂ O	382.511,938		382.511,938
Total	409.112,639	11.663,850	397.448,789
		409.112,639	

B.2.8 Evaporator (EV-01)

Untuk memperoleh fenol murni maka dilakukan penguapan zat pelarut (H₂O) pada suhu 110°C.

Neraca massa evaporator adalah:

$$Q14 = Q15 + Q16$$

Panas masuk evaporator (Q14) T= 30°C (303,15 K):

Tabel LB.26 Neraca Panas Masuk Evaporator

Komponen	N14 (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q14 (kJ/Jam)
Fenol	8,710	1.028,732	8.960,183
o-Cresol	0,212	1.160,762	245,619
m-Cresol	0,531	1.181,040	1.524,766
p-Cresol	1,291	1.174,698	729,971
Guaiacol	0,621	1.009,916	577,323

Pyrocatechol	0,572	874,220	496,724
1,2-benzenediol	0,568	874,220	797,978
Catechol	0,913	874,220	464,529
Eugenol	0,240	1.028,732	246,794
Syringol	0,257	1.028,732	264,796
Fenol, 2, 6-dimethoxy	0,611	1.028,732	628,166
H ₂ O	1.013,313	377,486	382.511,938
Total			397.448,789

Panas keluar evaporator (Q15) T= 110°C (383,15 K):

Tabel LB.27 Neraca Panas Gas Keluar Evaporator

Komponen	N15 (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q15 (kJ/Jam)
H ₂ O	1.013,313	2.880,59	2.918.938,058
Total			2.918.938,058

Panas keluar evaporator (Q16) T= 110°C (383,15 K):

Tabel LB.27 Neraca Panas Cairan Keluar Evaporator

Komponen	N16 (kMol/Jam)	$\int C_p dT$ (kJ/kMol)	Q16 (kJ/Jam)
Fenol	8,710	3.102,407	27.021,744
o-Cresol	0,212	3.500,005	740,607
m-Cresol	0,531	2.643,848	1.404,845
p-Cresol	1,291	3.558,817	4.594,567
Guaiacol	0,621	3.543,484	2.201,964
Pyrocatechol	0,572	3.046,098	1.741,316
1,2-benzenediol	0,568	2.643,848	1.502,211
Catechol	0,913	2.643,848	2.413,274
Eugenol	0,240	3.102,407	744,271
Syringol	0,257	3.102,407	798,561
Fenol, 2, 6-dimethoxy	0,611	3.102,407	1.894,397
Total			45.057,757

$$Q \text{ total} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= 2.963.995,815 - 397.448,789$$

$$= 2.566.547,027 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.28 Neraca Panas Total Evaporator

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/Jam)	
	Q14	Q15	Q16
Fenol	8.960,183		27.021,744
o-Cresol	245,619		740,607
m-Cresol	1.524,766		1.404,845
p-Cresol	729,971		4.594,567
Guaiacol	577,323		2.201,964
Pyrocatechol	496,724		1.741,316
1,2-benzenediol	797,978		1.502,211
Catechol	464,529		2.413,274
Eugenol	246,794		744,271
Syringol	264,796		798,561
Fenol, 2, 6-dimethoxy	628,166		1.894,397
H ₂ O	382.511,938	2.918.938,058	
Qdibutuhkan	2.566.547,027		
Total	2.963.995,815	2.918.938,058	45.057,757
		2.963.995,815	

Sebagai pemanas pada evaporator digunakan *saturated steam* (uap jenuh) berdasarkan Appendix ebook thermodynamic pada kondisi:

$$T = 120^{\circ}\text{C}$$

$$H_f = 503,700 \text{ kJ/kg}$$

$$H_g = 2.706,000 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{steam}} &= H_g - H_f \\ &= 2.201,300 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= Q/\lambda \\ &= 2.566.547,027 \text{ kJ/jam} / 2.201,300 \text{ kJ/kg} \\ &= 1.165,394 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

B.2.9 Cooler (HE-01)

Fungsi cooler adalah untuk menurunkan suhu produk dari 110°C menjadi 30°C dengan pendingin air.

$$Q16 = Q17$$

Tabel LB.29 Neraca Panas Masuk Cooler

Komponen	N16 (kMol/Jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kMol)	Q16 (kJ/Jam)
Fenol	8,710	3.102,407	27.021,744
o-Cresol	0,212	3.500,005	740,607
m-Cresol	0,531	2.643,848	1.404,845
p-Cresol	1,291	3.558,817	4.594,567
Guaiacol	0,621	3.543,484	2.201,964
Pyrocatechol	0,572	3.046,098	1.741,316
1,2-benzenediol	0,568	2.643,848	1.502,211
Catechol	0,913	2.643,848	2.413,274
Eugenol	0,240	3.102,407	744,271
Syringol	0,257	3.102,407	798,561
Fenol, 2, 6-dimethoxy	0,611	3.102,407	1.894,397
Total			45.057,757

Tabel LB.30 Neraca Panas Keluar Cooler

Komponen	N17 (kMol/Jam)	$\int Cp dT$ (kJ/kMol)	Q17 (kJ/Jam)
Fenol	8,710	1.028,732	8.960,183
o-Cresol	0,212	1.160,762	245,619
m-Cresol	0,531	874,220	464,529
p-Cresol	1,291	1.181,040	1.524,766
Guaiacol	0,621	1.174,698	729,971
Pyrocatechol	0,572	1.009,916	577,323
1,2-benzenediol	0,568	874,220	496,724
Catechol	0,913	874,220	797,978
Eugenol	0,240	1.028,732	246,794
Syringol	0,257	1.028,732	264,796
Fenol, 2, 6-dimethoxy	0,611	1.028,732	628,166
Total			14.936,851

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{total}} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
 &= 14.936,851 - 45.057,757 \\
 &= -30.120,906 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tanda Q negative, berarti sistem melepas panas sebesar 30120,906 kJ/jam.

Tabel LB.31 Neraca Panas Total Cooler

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
	Q16	Q17
Fenol	27.021,744	8.960,183
o-Cresol	740,607	245,619
m-Cresol	1.404,845	1.524,766
p-Cresol	4.594,567	729,971
Guaiacol	2.201,964	577,323
Pyrocatechol	1.741,316	496,724
1,2-benzenediol	1.502,211	797,978
Catechol	2.413,274	464,529
Eugenol	744,271	246,794
Syringol	798,561	264,796
Fenol, 2, 6-dimethoxy	1.894,397	628,166
Qdibutuhkan	-30.120,906	
Total	14.936,851	14.936,851

Kebutuhan air pendingin yang masuk pada suhu 25°C dan keluar pada suhu 30°C dengan kapasitas panas $C_p = 377,486 \text{ kJ/kg}$. Maka pendingin yang dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned}
 &= \frac{30.120,906}{377,486 \cdot (30 - 25)} \\
 &= 15,959 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

C.1 Gudang Penyimpanan Tandan Kosong Kelapa Sawit (G-01)

Fungsi	: Tempat penampungan sementara bahan baku TKKS
Bahan konstruksi	: Dinding bata beton dengan atap seng dan tiang beton
Bentuk	: Persegi panjang
Jumlah	: 1 unit
Kondisi penyimpanan:	
Temperatur	: $T = 30^{\circ}\text{C}$ (303,15 K)
Tekanan operasi	: $P = 1$ atm (101,325 kPa)
Kebutuhan perancangan	: $t = 4$ hari = 96 jam
Laju alir massa	: $F = 15.556,121$ kg/jam = 34.295 lb/jam
Densitas TKKS	: $\rho = 93,538$ kg/m ³
Laju alir volume TKKS:	

$$Q = \frac{F}{\rho} = \frac{15.556,121}{93,538} = 166,308 \text{ m}^3/\text{jam}$$
$$= 15.965,571 \text{ m}^3/4\text{hari}$$

Dirancang gudang dengan perbandingan Panjang : Lebar : Tinggi = 8 : 6 : 0,6

$$P \times L \times T = V = 15.965,571 \text{ m}^3$$

Volume gudang dinaikkan sebesar 20%, maka:

$$V = (1 + 0,2) \times 15.965,571 \text{ m}^3 = 19.158,686 \text{ m}^3$$

Diperoleh $x = 19.158,686 \text{ m}^3 / P \times L \times T$

$$= 19.158,686 \text{ m}^3 / (8 \times 6 \times 0,6)$$

$$= 665,232 \text{ m}^3 = 8,730 \text{ m}$$

Sehingga:

Panjang gudang = $8,730 \text{ m} \times 8 = 69,836 \text{ m}$

Lebar gudang = $8,730 \text{ m} \times 6 = 52,377 \text{ m}$

Tinggi gudang = $8,730 \text{ m} \times 0,6 = 5,238 \text{ m}$

C.2 TKKS *Belt Conveyor* (BC)

Fungsi : Mengangkut TKKS dari gudang menuju *crusher*

Tipe : Belt Conveyor

Bahan konstruksi : Logam Carbon Steel SA 283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Perhitungan:

Jarak angkut, L : 50 m = 164,042 ft

Kondisi operasi : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Laju alir TKKS : $F=15.556,121 \text{ kg/jam} = 15,556 \text{ ton/jam}$

Densitas TKKS : $\rho = 93,538 \text{ kg/m}^3$

Kemiringan belt : 45°

Running angle : 30°

Berdasarkan tabel 5.5 (a) Walas, 1990 dipilih

Lebar belt : 18 in = 45,72 cm

Maka, kecepatan yang dibutuhkan ialah;

$$u = (15,556 / 78,6) \times 100 \quad (\text{Walas, 1990}) \\ = 19,792 \text{ ft/menit}$$

Berdasarkan table 5.5 (b) Walas, 1990 diperoleh:

Kecepatan maksimum: 500 ft/min

Panjang conveyor : $164,042 / \cos 30^\circ = 189,419 \text{ ft} = 57,735 \text{ m}$

Tinggi conveyor : $164,042 \times \tan 30^\circ = 94,710 \text{ ft} = 28,868 \text{ m}$

dengan menggunakan rumus dan grafik (c) dari table 5.5 Walas, 1988, diperoleh

dari gravik : 0,95

power = $P_{\text{horizontal}} + P_{\text{vertikal}} + P_{\text{empty}}$ (Walas, 1990)

$$= (0,4 + L/300) (W/100) + 0,001(H \times W) + u (0,95/100)$$

$$= (0,4 + 164,042/300) (15,556/100) + 0,001(94,710 \times 6,3796) + 19,792$$

$$(0,95/100)$$

$$= 1,809 \text{ HP}$$

Maka daya yang dibutuhkan adalah 2 HP

C.3 Crusher (C-01)

Fungsi : Memperkecil ukuran TKKS hingga ukuran 0,5 mm

Bahan konstruksi : Logam Carbon Steel SA 283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Kapasitas:

Laju alir bahan : 15.556,121 kg/jam

Over design : 20%

Kapasitas: $m' = (1+0,2)/100 \cdot (15556,121)$

$$= 18.667,345 \text{ kg/jam} = 18,667 \text{ ton/jam}$$

Dimensi:

Berdasarkan tabel pada gambar tabel 12 Wallas,

Diameter roll : 18 in = 45,72 cm

Face roll Lebar permukaan : 20 in = 50,8 cm

Putaran roll : 150 rpm

Power motor : 9 HP (Walas, 1990)

C.4 Screw Conveyor (SC)

Fungsi : Untuk mengangkut TKKS yang telah melalui crusher menuju reaktor

Jenis : Sectional Flight Screw Conveyor

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 unit

Laju alir bahan : $F = 15.556,121 \text{ kg/jam} = 34.371,149 \text{ lb/jam}$

Densitas bahan : $\rho = 93,538 \text{ kg/m}^3 = 5,839 \text{ lb/ft}^3$

Faktor keamanan : 20%

Kapasitas konveyor = $(1+0,2) \cdot (34371,149/5,839)$

$$= 7.063,331 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Spesifikasi screw konveyor berdasarkan tabel 21-6 Perry ed 7 diperoleh

Spesifikasi:

Diameter flight = 16 in

Kecepatan putaran = 50 rpm

Diameter shaft = 3 in
Panjang Screw = 60 ft
Bahan Konstruksi = carbon steel

Power yang dibutuhkan:

$$HP = \frac{K \times C \times L}{33000} \quad (\text{Brown, 1978})$$

Dimana:

K = Koefisien material = 1,3
C = Kapasitas = 7.063,331 ft³/jam
L = panjang screw = 60 ft

Maka:

$$HP = \frac{1,3 \times 7.063,331 \times 60}{33.000} = 16,6951$$

Efisiensi motor = 80%

Daya = 16,6951/0,8
= 20,869

Maka dipilih motor dengan power 21 HP

C.5 Reaktor (R-01)

Fungsi : tempat memfluidisasikan TKKS menjai gas bio oil

Jenis : *Fluidized Bed Reactor*

Bahan : Plate High-Alloy Steels SA-301 Grade A

Jumlah : 1 unit

Data desain:

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 500°C

Laju umpan = 17.111,733 kg/jam

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor keamanan = 20%

Menentukan laju alur volumetric umpan:

Tabel LC.1 Data Umpan Masuk

Komponen	BM	Tc (K)	Pc (atm)	ω
$C_{100}H_{120}O_{40}$	1.962,047	632	52,800	0,736
N_2	28,013	126,1	33,94	0,04

$$Z = 1 + \left[\frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} \right] \left[\frac{Pr}{Tr} \right] \quad (\text{Smith, 2001})$$

Umpan TKKS masuk dengan kondisi $T=30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$ dan $P= 1 \text{ atm}$.

$$Tr = T/Tc = 303/632 = 0,479$$

$$Pr = P/Pc = 1/52,800 = 0,019$$

$$B^0 = 0,083 - 0,422/Tr^{1,6} = 0,083 - 0,422/(0,479)^{1,6} = -1,285$$

$$B' = 0,139 - 0,172/Tr^{4,2} = 0,139 - 0,172/(0,479)^{4,2} = -3,632$$

$$\left[\frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} \right] = B^0 + \omega \cdot B' = -3,959$$

Maka $Z= 0,844$

volume TKKS adalah:

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

$$Vg = \frac{0,844 \times 7,929 \times 0,082 \times 303}{1}$$

$$Vg = 166,319 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Umpan N_2 masuk pada kondisi $T=500^\circ\text{C} = 773 \text{ K}$ dan $P= 1 \text{ atm}$

$$Tr = T/Tc = 773/126,1 = 6,130$$

$$Pr = P/Pc = 1/33,940 = 0,029$$

$$B^0 = 0,083 - 0,422/Tr^{1,6} = 0,083 - 0,422/(6,130)^{1,6} = 0,059$$

$$B' = 0,139 - 0,172/Tr^{4,2} = 0,139 - 0,172/(6,130)^{4,2} = 0,138$$

$$\left[\frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} \right] = B^0 + \omega \cdot B' = 0,065$$

Maka $Z= 1$

volume N_2 adalah:

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

$$Vg = \frac{1 \times 55,532 \times 0,082 \times 773}{1}$$

$$Vg = 3.523,634 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Densitas:

$$\rho = \frac{BM.P}{ZRT}$$

$$\rho_{TKKS} = \frac{1962,047 \times 1}{0,844 \times 0,082 \times 303} = 93,538 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{N_2} = \frac{28,013 \times 1}{1 \times 0,082 \times 773} = 0,441 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran} &= (\rho.V_{TKKS} + \rho.V_{N_2}) / V_{total} \\ &= ((93,538 \times 166,319) + (0,441 \times 3.523,634)) / \\ &\quad (166,319 + 3.523,634) \\ &= 4,638 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik umpan} &= (\text{laju TKKS} + \text{laju } N_2) / 2 \\ &= (166,319 + 3523,634) / 2 \\ &= 1.844,976 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Volume umpan:

$$V = \frac{17.111,733 \times (1)}{4,638} = 3.689,746 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 4.427,695 \text{ m}^3$$

Menentukan tebal dinding reactor (Shell):

Spesifikasi berdasarkan Brownell & Young, 1959 diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design reactor} &= 1 \text{ atm} \\ \text{Inside radius of shell (} r_i \text{)} &= 0,515 \\ \text{Tekanan maksimum yang diizinkan (} f \text{)} &= 10000 \text{ psi} \\ \text{Effisiensi pengelasan (} E \text{)} &= 0,85 \\ \text{Faktor korosi (} C \text{)} &= 0,125 \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{P * r_t}{(f * E) - (0.6 * P)} + C \quad (\text{Brownell, 1985})$$

$$t_s = \frac{1 \times 0,515}{(10000 * 0,85) - (0.6 * 1)} + 0,125 = 0,159 \text{ in} = 0,004 \text{ m}$$

Digunakan tebal shell standar yaitu 5/16 in atau 0,3125 in = 0,008 m

- Tebal tutup tangki

Bahan konstruksi yang sama digunakan dengan bahan pada shell.

$$OD = 2,074 \text{ m}$$

$$Irc = 0,257 \text{ m}$$

$$Rc = 3,658 \text{ m}$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right) \quad (\text{Brownell, 1985})$$

$$W = 1,762$$

$$t_h = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2fE - 0.2W}$$

$$Th = 0,005 \text{ m} = 0,204 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tutup dan alas} = 3/8 \text{ in} = 0,010 \text{ m} \quad (\text{Brownel \& Young, 1959})$$

- Diameter dan tinggi shell

$$Di : Hs = 1 : 4$$

$$Hs = 8,6921 \text{ m} = 342,2087 \text{ in}$$

$$Di = 2,1730 \text{ m} = 85,5512 \text{ in}$$

Diameter dan tinggi tutup:

$$\text{Diameter tutup} = \text{diameter tangki} = 1,9312 \text{ m}$$

$$\text{Asumsi } Hh : Di = 1 : 4$$

$$\text{Tinggi tutup} = \frac{1}{4} (2,1730) = 0,5433 \text{ m} = 21,389 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total tangki} = Hs + 2Hh = 8,6921 \text{ m} + 2(0,5433) \text{ m} = 9,7687 \text{ m}$$

Menghitung jaket pendingin:

Pendingin pada reaktor digunakan untuk menjaga suhu konstan 500°C.

pendinginyang dipakai pada reaktor ini adalah downterm A.

$$\text{ID shell} = 1,029 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi zona reaksi (Lf)} = 0,444 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pendingin} = 335,907 \text{ kg/jam}$$

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

$$\text{Densitas} = 1,007 \text{ kg/L}$$

$$\text{Volume air pendingin} = m/\rho = (335,907) / (1,007)$$

$$= 311,856 \text{ L/jam} = 11,013 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{OD shell} &= \text{ID shell} + 2 \text{ ts} \\ &= 1,029 \text{ m} + 2(0,008) = 1,045 \text{ m} = 0,037 \text{ ft}^3 \\ \text{Tinggi jaket pendingin} &= \text{tinggi zona reaksi} = 0,444 \text{ m} = 0,016 \text{ ft}^3 \\ \text{Diameter jaket} &= 48,96 \text{ ft}^3, r = 24,479 \text{ ft}^3 \\ \text{Volume jaket} &= 109,162 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ \text{Tebal ruang jaket} &= (\text{diameter jaket} - \text{OD shell})/2 \\ &= 48,96 - 0,037 = 24,461 \text{ ft}^3 \\ \text{Luas jaket} &= 2\pi r h + \pi r^2 \\ &= 1884,018 \text{ ft}^3 \\ \text{Tebal jaket} &= \text{tebal shell reactor} \\ &= 0,0008 \text{ ft} = 5/16 \text{ in} \end{aligned}$$

C.6 Cyclone (CY-01)

Fungsi : Memisahkan partikel padat dari gas yang keluar dari reactor.

Bahan konstruksi : Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A

Data desain:

Tekanan : 1 atm
 Temperatur : 500°C = 773 K
 Aliran massa total : 17.111,733 kg/jam
 Aliran massa gas : 10.733,452 kg/jam
 Aliran massa C (char) : 6.378,281 kg/jam

Menghitung debit gas masuk cyclone:

$$V = \frac{n RT}{P}$$

$$V = (619,046 \times 0,082 \times 773) / 1$$

$$V = 39.267.554,905 \text{ L/jam} = 10,908 \text{ m}^3/\text{s}$$

Menghitung diameter cyclone:

$$d_2 = d_1 \left[\left(\frac{Dc_2}{Dc_1} \right)^3 \times \frac{Q_1}{Q_2} \times \frac{\Delta\rho_1}{\Delta\rho_2} \times \frac{\mu_2}{\mu_1} \right]^{1/2} c$$

(Coulson & Richardo, 2005)

Dimana:

Diameter rata-rata partikel yang akan dipisahkan pada kondisi standar, pada efisiensi yang diinginkan (D_1) = 50 μm

Diameter rata-rata partikel yang ingin dipisahkan pada efisiensi yang sama (D_2) = 600 μm .

Diameter standar siklon (D_{C1}) = 8 in = 203,2 mm

Laju alir standart high efficiency design (Q_1) = 223 m³/jam

Laju alir perancangan (Q_2) = 10,907 m³/s = 39267,554 m³/jam

Beda densitas gas-padat pada kondisi standart ($\Delta\rho_1$) = 2000 kg/m³

Beda densitas gas-padat perancangan ($\Delta\rho_2$) = 93,102 kg/m³

Viskositas pada kondisi standart (μ_1) = 0,018 mN s/m²

Viskositas gas masuk (μ_2) = 0,026 mN s/m²

Sehingga untuk memperoleh D_{C1} adalah

$$D_{C_2} = D_{C_1} \left[\left(\frac{d_2}{d_1} \right)^2 \times \frac{Q_2}{Q_1} \times \frac{\Delta\rho_2}{\Delta\rho_1} \times \frac{\mu_1}{\mu_2} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$D_{C_2} = 203,2 \left[\left(\frac{600}{50} \right)^2 \times \frac{39267,554}{223} \times \frac{93,102}{2000} \times \frac{0,018}{0,026} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$D_{C1} = 1891,403 \text{ mm} = 1,891 \text{ m}$$

Menentukan dimensi berdasarkan data 10.44 Coulson & Richardson, 2005.

<i>Warp-Round Inlet</i>	=0.5Dc x 0.2Dc	= 0,35774 m ²
<i>Hopper diameter</i>	=Dc	= 1,89140 m
Diameter <i>Outlet</i> gas (a)	=0.5Dc	= 0,94570 m
Luas penampang <i>outlet</i> gas	=0.25 π (0.5Dc) ²	= 0,42290 m ²
Panjang outlet dalam siklon (b)	=0.5Dc	= 0,94570 m
Tinggi penampang siklon (c)	=1.5Dc	= 2,83711 m
Tinggi <i>cone</i> (d)	=2.5Dc	= 4,72851 m
Diameter <i>Outlet</i> padatan (e')	=0.375Dc	= 0,70928 m

C.7 Kondenser (HE-01)

Fungsi : Mengkondensasikan campuran gas hasil reaksi pirolisis.

Jenis : Shell and tube condenser
 Bahan konstruksi : Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A
 Jumlah : 1 unit

Fluida panas : Gas hasil reaksi pirolisis
 Laju alir fluida masuk (W)₁ : 5295,151 kg/jam = 11673,795 lb/jam
 Temperatur masuk (T₁) : 500°C = 932°F
 Temperatur keluar (T₂) : 30°C = 86°F

Fluida dingin : Downterm A
 Laju alir fluida masuk (w) : 4,069 kg/jam = 8,970 lb/jam
 Temperatur masuk (t₁) : 25°C = 77°F
 Temperatur keluar (t₂) : 55°C = 130,99 °F
 Panas yang diserap (Q) : 8.801.872,027 kJ/jam = 8.342.563,939 Btu/jam

Menentukan luas perpindahan panas (A):

$$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{801,001 - 9}{\ln \frac{801,001}{9}} = 176,446 \text{ } ^\circ F$$

untuk sistem perpindahan panas antara heavy organics dan air memiliki harga $U_D = 30 \text{ Btu /jam.ft}^2 \cdot ^\circ F$ (Kern, 1965)

$$A = \frac{Q}{\Delta T_{LMTD} \times U_D}$$

$$A = \frac{8.342.563,939}{176,446 \times 30}$$

$$A = 1.576,039 \text{ ft}^2 = 226.949,635 \text{ in}^2$$

Menentukan Dimensi Tube dan Shell

Dimensi tube dipilih: 4 pass, ¾ in OD tube, triangular pitch 1 in.

Dari tabel 10 hal 843 Kern, dipilih tube dengan kriteria:

OD = 0,75 in

Pass = 4 pass

BWG = 18

ID = 0,652 in

a't = 0,334 in²

a'' = 0,4963 ft²

L = 5 ft

Menentukan jumlah tube :

$$N_t = \frac{A}{L \times a''}$$

$$N_t = \frac{1576,039}{1 \times 0,4963} = 635,116 \text{ tube}$$

Menentukan dimensi shell :

Susunan tube = triangular pitch

Pt = 1 in

Dari Kern tabel 9 hal 841 dipilih heat exchanger dengan ketentuan:

ID shell = 39 in

Pass = 1

Menentukan luas perpindahan panas (A) dan U_D terkoreksi:

A terkoreksi = $N_t \cdot a'' \cdot L$

A terkoreksi = $635,116 \times 0,4963 \times 5 = 1576,039 \text{ ft}^2$

$$UD_{\text{terkoreksi}} = \frac{Q}{\Delta T_{LMTD} \times A_{\text{terkoreksi}}}$$

$$UD_{\text{terkoreksi}} = \frac{8.342.563,939}{176,446 \times 1576,039} = 30 \text{ Btu /jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

- Menghitung flow area (a)

-Shell:

$$a_s = \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times PT} = 0,041 \text{ ft}^2$$

-Tube:

$$a_t = \frac{N_t \times a't}{144 \times n} = 0,368 \text{ ft}^2$$

- Laju alir massa (G)

-Shell:

$$G_s = \frac{W}{a_s} = 285.895,339 \text{ lb/hr.ft}^2$$

-Tube

$$G_t = \frac{w}{a_t} = 31.698,255 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Bilangan reynold (Re)

-Shell

$$\mu = 0,4579 \text{ lb/ft.hr}$$

(Fig.28 kern)

$$De = 0,75 \text{ in} = 0,0624 \text{ ft}$$

$$Res = De \times G_s / \mu = 39.022,437$$

-Tube :

$$\mu = 0,4363 \text{ lb/ft.hr}$$

$$De = 0,0543 \text{ ft}$$

(Fig.28 kern)

$$Ret = De \times G_t / \mu = 3944,580$$

- J_H dan *termal function*

Nilai J_H dan *termal function* diperoleh dari fig 24 Kern

-Shell

$$J_H = 42$$

$$k = 4,26E-02 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

$$c = 0,4719 \text{ Btu/lb.F}$$

-Tube

$$J_H = 35$$

$$k = 4,26E-02 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

$$c = 0,4910 \text{ Btu/lb.F}$$

- Menghitung h_o dan h_i

-Shell

$$h_o = 175,602$$

-Tube

$$h_i = 4,7923E+30$$

- Menghitung clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_i \times h_o}{h_i + h_o} = 175,602 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

- Menghitung factor kekotoran (R_d)

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} = 0,028$$

Rd yang diperlukan = 0,001 Btu/hr.ft².°F (Tabel 12, Kern)

Rd_{perhitungan} > Rd_{diperlukan} (memenuhi)

- Menghitung pressure drop di tube (ΔP_T)

Dimana :

$$F=0,00023 \quad (\text{fig. 26, Kern})$$

$$s = 0,592$$

$$v^2 = 0,2 \quad (\text{fig. 27, Kern})$$

$$\Delta P_t = \frac{F \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \times 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi t}$$

$$\Delta P_t = 5,13221\text{E-}29 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$\Delta P_r = 2,661 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 2,661 \text{ psi}$$

P untuk liquid < 10 Psi (memenuhi)

- Menghitung pressure drop di shell (ΔP_S)

Dimana :

$$F=0,00025 \quad (\text{fig. 26, Kern})$$

$$s = 0,857$$

$$\text{No. of cross} = N+1 = 99,492$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

$$\Delta P_s = 0,209 \text{ psi}$$

P untuk steam < 1 Psi (memenuhi)

C.8 Flush Drum (V-01)

Fungsi : Memisahkan campuran gas dan cairan pada larutan dari kondensor.

Desain : Berupa bejana (tangki) vertikal dengan tutup dan

alas berbentuk segmen elips (torispherical head)

Bahan konstruksi: Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A

Jumlah : 1 unit

Data:

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

$$T = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Massa Uap (Wv)} = 5.438,301 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{Densitas Uap } (\rho_v) = 1,316 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Massa Cairan (Wl)} = 5.295,151 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{Densitas Cairan } (\rho_l) = 2.628,490 \text{ Kg/m}^3$$

- Menghitung flow rate

$$Q_v = \frac{W_v}{\rho_v}$$

$$Q_v = 4.105,652 \text{ m}^3/\text{jam} = 40,275 \text{ ft}^3/\text{s}$$

- Menghitung diameter

$$U_v \text{ max} = 18,054 \text{ ft/s} \quad (\text{Blackwell, 1984})$$

$$A_{min} = \frac{Q_v}{U_{vmax}} = 2,230 \text{ ft}^2$$

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 A_{min}}{\pi}}$$

$$D_{min} = 1,685 \text{ ft} = 20,228 \text{ in}$$

Maka diameter standar yang digunakan adalah 24 in , ID = 2 ft

- Menghitung volume vessel

$$t = 25 \text{ menit} = 1500 \text{ s}$$

$$Q_l = \frac{W_l}{\rho_l} = \frac{5.295,151}{2.628,490} = 2,015 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0197 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$V = Q_l * t$$

$$V = 0,0197 * 1500 = 29,643 \text{ ft}^3$$

- Menghitung tebal shell

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Stainless Steel SA-204 Grade A dengan:

$$\text{Tekanan Design Reaktor (P)} : 1 \text{ atm}$$

Inside radius of shell (rt) : 12 in = 14,6959 psi

Tekanan maksimum yang diizinkan sesuai dengan bahan yang dipakai (f)
= 16250 psi

Effisiensi Pengelasan (E) : 85%

Faktor Korosi (C) : 12,5%

$$t_s = \frac{P * r}{f * E - 0.6 P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$t_s = 0,14 \text{ in} = 0,00349 \text{ m}$$

Digunakan tebal shell standart dari tabel 5.4 Brownell & Young (hal:87)
sebesar $3/16 = 0,187 \text{ in}$

- Menghitung tinggi head

Dari tabel 5.7 Brownell & Young didapat data:

$$\text{OD} = 126 \text{ in}$$

$$t = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 7 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$\text{sf} = 2 \text{ in}$$

$$b = 7,715005763 \text{ in}$$

$$h = t + b + \text{sf} = 9,903 \text{ in} = 0,251 \text{ m}$$

- Menghitung tinggi flash drum

Syarat tinggi cairan menurut Brownell, 1959 adalah 6,387.

$$\text{Maka tinggi cairan} = 6,387 \times 24 = 153,289 \text{ in} = 3,893 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = h + 2H_{\text{cairan}} = 173,094 \text{ in} = 4,397 \text{ m}$$

C.9 Mixer (M-01)

Fungsi : Mencampur Bio Oil dengan Air

Jenis : Tangki berpengaduk flat six blade open turbine dengan tutup dan alas thorispherical

Bentuk : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup thorispherical

Bahan : Stainless Steel

Jenis Sambungan : Double welded joint

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Tekanan = 1 atm = 101,325 kPa

Temperatur = 30°C = 303,15 K

Laju Alir massa = 20.432,415 kg/jam

Densitas campuran = 975,116 kg/m³

Viskositas campuran = 7,29E-04 cp

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor kelonggaran = 20%

- Volume tangki

$$\text{Volume larutan, } V_l = \frac{F \times 1 \text{ jam}}{\rho}$$

$$V_l = 20,953 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (1 + 0.2) \times V_l = 25,145 \text{ m}^3$$

- Diameter dan tinggi tangki shell

Tinggi Shell : Diameter (Hs : D = 2 : 1)

Tinggi Head : Diameter (Hh : D = 1 : 4)

$$D_i = 2,454 \text{ m} = 96,62 \text{ in}$$

$$H_s = 4,908 \text{ m}$$

- Diameter dan tinggi tutup

Diameter tutup = diameter tangki = 2,454 m

$$H_h = \frac{1}{4} D$$

$$H_h = 0,613 \text{ m}$$

$$H_t = H_s + 2H_h$$

$$H_t = 6,135 \text{ m}$$

- Tebal shell tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{V_l}{V_t} \times H_t$$

Tinggi cairan dalam tangki = 5,113 m

Berdasarkan tabel 13.2 Brownell, 1959

P design = 180,224 kPa

Joint Efficiency (E) = 80%

Allowable stress (f) = 16.250 psia = 112.040,5 kPa

Corrosion factor (C) = 0,125 in

r = 1,227149963 m = 48,313 in

$$t_s = \frac{P * r_t}{(f * E) - (0.6 * P)} + C$$

ts = 0,222 in

diambil tebal standar 5/16 in atau 1/3 in .

- Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan shell maka tebal tutup tangki yang digunakan sama dengan tebal shell sebesar 5/16 in.

- Pengaduk

Jenis Pengaduk : flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Digunakan impeller turbin standart (McCabe, 1999 hal 243) diperoleh :

Da / Dt = 1/3 ;Diameter impeller (Da) = 0,8180 m

E / Da = 1 ;Tinggi turbin dari dasar tangki (E) = 0,8180 m

L / Da = 1/4 ;Panjang blade pada turbin (L) = 0,2045 m

W / Da = 1/5 ;Lebar blade pada turbin (W) = 0,1636 m

J / Dt = 1/12 ;Lebar baffle (J) = 0,2045 m

Densitas campuran = 975,116 kg/m³ = 60,847 lbm/ft³

Viskositas campuran = 7,29E-04 cp = 0,00176 lbm/ft.jam

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho N (D_a)^2}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$N_{Re} = 44751033$$

Karena nilai Nre >10.000, maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$P = \frac{K_T n^3 D_a^5 \rho}{g_c} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$P = 1,638 \text{ Hp}$$

Effisiensi Motor Penggerak = 80%

Daya Motor Penggerak = 2,048 Hp

Maka daya motor yang pilih sebesar = 3 Hp

C.10 Dekanter (D-01)

Fungsi : Memisahkan fenol dari bio oil tidak larut

Jenis : Two Phase Decanter Horizontal

Bahan konstruksi : Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A

Jumlah : 1 unit

Data:

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 30°C = 303,15 K

Laju alir massa = 20.432,425 kg/jam

Kecepatan voumetrik (Fv) = 143,243 m³/jam

Densitas campuran = 2.028,933 kg/m³ = 126,605 lbm/ft³

Viskositas campuran = 0,0019 kg/ms

- Menghitung fase terdispersi

Volumetric flow rate light stream (QL) = 139,328 m³/jam

Volumetric flow rate heavy stream (QH) = 3, 914 m³/jam

Density light stream (ρL) = 141,894 kg/m³

Density heavy stream (ρH) = 169,208 kg/m³

Viscosity light stream (μL) = 0,0002 Nms/m²

Viscosity heavy stream (μH) = 0,0019 Nms/m²

$$\Psi = \frac{QL}{QH} \left(\frac{\rho_L \cdot \mu_H}{\rho_H \mu_L} \right)^{0.3} \quad (\text{Wallas, 1991})$$

$$\Psi = 17,375$$

Berdasarkan hasil perhitungan nilai Ψ sebesar 17.375 (>3.3) maka dapat disimpulkan bahwa :

Fase yang terdispersi adalah Heavy stream

- Menentukan volume decanter

$$\tau = \frac{100\mu}{\rho_H - \rho_L} \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$\tau = 1505,364 \text{ menit}$$

$$V_t = F_v \cdot \tau = 3593,890 \text{ m}^3$$

Over design = 20%

Maka volume desain = 4312,668 m³

- Menentukan ukuran pipa pemasukan dan pengeluaran

-pipa masuk umpan

$$Di_{opt} = 3.9 Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{Wallas, 1991})$$

$$Di_{opt} = 8,528 \text{ in}$$

Dari tabel 11. Kern (hal:844) dipilih ukuran pipa standart :

$$\text{IPS} = 12 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 12,75 \text{ in}$$

$$\text{No. of Schedule} = 40$$

$$A = 115 \text{ in}^2$$

$$\text{ID} = 12,09 \text{ in} = 0,307 \text{ m}$$

$$V = Q/A = 1,759 \text{ ft/s} = 0,536 \text{ m/s}$$

$$\text{Renold (Re)} = 175534,75 \text{ (turbulen)}$$

-pipa keluar light stream

$$Di_{opt} = 3.9 Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{Wallas, 1991})$$

$$Di_{opt} = 1,2221 \text{ in}$$

Dari tabel 11. Kern (hal:844) dipilih ukuran pipa standart :

$$\text{IPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{No. of Schedule} = 40$$

$$A = 3,35 \text{ in}^2$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$V = Q/A = 1,6507 \text{ ft/s} = 0,5031 \text{ m/s}$$

$$\text{Renold (Re)} = 21.582,324 \text{ (turbulen)}$$

- Menentukan dinding tangki

$$P \text{ kondisi Operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$P \text{ design} = 189,54 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 80\% \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\text{Allowable stress (f)} = 16.250 \text{ psia} = 112.040,5 \text{ kPa}$$

Corrosion Factor (C) = 0,125 in

$r = 2,089$; $m = 82,265$

$$t_s = \frac{P \cdot r_t}{(f \cdot E) - (0.6 \cdot P)} + C$$

$t_s = 0,299$ in

Diambil tebal shell standar = 0,375 in atau 3/8 in (Brownell,1959)

- Menghitung tebal head tangki

Dengan tebal shell (t_s) = 3/8 dan OD = 116.39 in, maka didapat data:

$r = 120$ in

$i_c r = 7 \frac{5}{8}$

$i_c / r = 0,06\%$

$W = 1,742$

$$th = \frac{P \cdot r \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + C$$

$Th = 0,276$ in

Diambil tebal head standart = 3/8 in

- Menghitung panjang decanter

Dari tabel 5.8 Brownell hal. 93 untuk $th = 1/4$ in maka nilai $sf = 2$ in

$i_c r = \frac{3}{4}$ in

$a = 82,265$ in

$AB = 81,515$ in

$BC = 119,250$ in = 87,038 in

$b = 32,961$ in

$OA = th + b + sf = 35,336$ in = 0,897 m

Panjang decanter total = $L + 2OA = 14,332$ m

C.11 Evaporator (EV-01)

Fungsi : Memurnikan fenol dengan menguapkan air.

Jenis : Long Tube Vertical Evaporator

Bahan konstruksi : Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur umpan = 30°C
 Laju alir massa (F) = 19.769,989 kg/jam
 Laju alir steam = 1.165,394 kg/jam
 Viskositas umpan = 0,975 cP
 Densitas umpan = 141,895 kg/L
 Luas perpindahan panas (A) = 19.542,231 ft² = 5.956,472 m²

Dimensi tube dengan spesifikasi sebagai berikut menurut Tabel 10. Kern, 1950 :
843) :

OD = 0,75 in
 BWG = 16
 ID = 0,62 in = 0,052 ft
 Surface per lin ft, (a") = 0,196 ft
 Flow area per tube (a') = 0,302 in²
 Panjang tube (L) = 50 ft = 600 in

- Menghitung jumlah tube (Nt)

$$Nt = \frac{A}{L a''} = 1.991,058 \text{ buah}$$

Berdasarkan tabel 9 hal 842, Kern 1950 dipilih jumlah tube :

Nt = 1.377 buah
 Pitch = 0,9375 in, triangular pitch 0,9375
 ID shell = 39 in
 OD tube = 0,75 in = $\frac{3}{4}$

- Koreksi Ud

$$A = Nt \cdot L \cdot a'' = 13515,255 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Q}{A \Delta T} = 86,756 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

- Pemilihan pitch

$$\text{Clearance, } C' = Pt - \text{OD tube} = 0,1875 \text{ in}$$

$$A' = Nt \times 2 \times \text{Luas pitch (ABC)}$$

Dimana:

$$\text{Luas ABC} = \frac{1}{2} \times \text{alas} \times \text{tinggi} \quad \text{dengan } t = Pt \sin 60$$

$$= 0,381 \text{ in}^2$$

Maka diperoleh $A' = 1048,111 \text{ in}^2$

- Menghitung volume tube

$$\begin{aligned} \text{Volume tube} &= 1/4 \times \pi \times (\text{IDtube})^2 \times L \\ &= 181,144 \text{ in}^3 = 0,003 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total tube} &= \text{Volume tube} \times N_t \\ &= 249435,608 \text{ in}^3 = 4,088 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- Dimensi Shell and tube

Tabel LC.2 Dimensi shell and tube Evaporator

Shell		Tube	
ID	: 39 in = 1 m	Jumlah, Nt	: 1377 buah
Baffle space	: 39 in = 0,9906 m	OD	: 0,75 in = 0,0625 ft
Jumlah baffle	: 15 buah	ID	: 0,62 in = 0,0516 ft
		BWG	: 16
			: 0,9375 in
		Pitch	(triangular pitch)
			0,078125 ft
		Pass	: 4
		at'	: 0,302 in ²

Sumber: tabel 9 dan 10, Kern 1950

- Menghitung flow area (a)

Shell

$$a_s = \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times PT} = 21/9 \text{ ft}^2$$

Tube

$$a_t = \frac{N_t \times a't}{144 \times n} = 0,721 \text{ ft}^2$$

- Laju alir massa

Shell

$$G_s = W/a_s = 20.632,101 \text{ lb/hr.ft}^2$$

Tube

$$G_t = W/a_t = 26.912,953 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Bilangan reynold

Shell

$$De = 0,55 \text{ in} \quad (\text{fig 28 Kern, 1985})$$

$$Re = De \cdot Gs/\mu = 4.811,130$$

Tube

$$D = 0,62 \text{ in} \quad (\text{tabel 10 Kern, 1985})$$

$$Re = De \cdot Gt/\mu = 44.199,065$$

- Menentukan JH

Shell

$$L/De = 1.090,91$$

$$JH = 40 \quad (\text{fig. 24 Kern, 1985})$$

Tube

$$L/ID = 2220,967 \quad (\text{fig.24 Kern, 1985})$$

- Menghitung h_o

Shell

$$h_o = JH \times \left(\frac{K}{De}\right) \times \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$$

dengan :

$$\mu = 2,358 \text{ lbm/ft jam}$$

$$Cp = 37,080 \text{ Btu/lb}$$

$$k = 0,334 \text{ Btu/h.ft.F}$$

$$h_o = 6.122,746$$

Tube

$$h_i = jH \left(\frac{k}{ID}\right) \left(\frac{\mu \cdot Cp}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$\text{dengan : } \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1$$

dengan :

$$\mu = 0,552 \text{ lbm/ft jam}$$

$$Cp = 0,460 \text{ Btu/lb}$$

$$k = 0,019 \text{ W/m.k} = 0,0108 \text{ Btu/h.ft.F}$$

$$h_i = 221,211$$

- Menghitung h_{io}

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 182,868 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- Menghitung clean overall heatt coeffisien (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 177,564$$

- Menghitung R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0058$$

R_d yang diperlukan = 0,001 Btu/hr.ft².°F (Tabel 12 Kern, 1985)

$R_{d\text{perhitungan}} > R_d$ diperlukan (memenuhi)

- Pressure drop

Shell

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_2 \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$$

Dimana

$$G_s = 20.632,10 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$s = 141,67$$

Untuk $Re = 4.811,13$ (Fig. 29 Kern)

$$f = 0,003$$

$$D_s = 3,25 \text{ ft}$$

$$D_e = 0,045 \text{ ft}$$

No. Of crosses, $N + 1 = 184,62$

$$P_s = 0,0009 \text{ Psi}$$

P untuk steam < 1 Psi (memenuhi)

Tube

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L}{5,22 \times 10^{10} D_s \phi_s}$$

Dimana

$$G_t = 26.912,953 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$L = 50 \text{ ft}$$

Untuk $Re = 44.199,065$

$$f = 0,003 \quad (\text{Fig. 26 Kern})$$

$$D_s = 0,0516 \text{ ft}$$

$$s = 0,0076$$

$$P_t = 0,530 \text{ psi}$$

P untuk liquid < 10 Psi (memenuhi)

- Menentukan tebal shell

Bahan yang digunakan : Carbon steel SA 283 grade C

Kondisi Operasi :

$$T = 110^\circ\text{C} = 383 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psi}$$

Tekanan desain 5 - 10% di atas tekanan operasi (Coulson, vol. 6, 1983:673).

Tekanan desain dibuat 10% di atasnya tekanan operasi = 1,1 atm = 16,17 psi.

$$t_s = \frac{P \cdot r_t}{(f \cdot E) - (0,6 \cdot P)} + C \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\text{Tekanan design (P)} = 16,17 \text{ psi}$$

$$\text{Jari-jari shell (ri)} = 19 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Efisiensi sambungan las (E)} = 0,85$$

$$\text{Tekanan maksimal yang di inginkan (f)} = 12650 \text{ psi}$$

$$\text{Korosi yang di izinkan (C)} = 0,125 \text{ in/10 tahun}$$

$$\text{Maka: } t_s = 1/6 \text{ in}$$

$$\text{dipilih } t_s \text{ standar yaitu } 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

- Menentukan dimensi tutup

Dasar pemilihan : Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,020689 atm) -200 psig (13,60919 atm).

$$th = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

(Brownell, 1959)

Keterangan :

$$\text{Faktor intensifikasi stress (W)} = 1 \frac{5}{7} \text{ in}$$

$$\text{Allowable stress untuk Carbon Steel SA 283 grade C (f)} = 12650 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efisiensi tipe double-butt weld (E)} = 0,85$$

$$\text{Corrosian allowance (C)} = 0,125 \text{ in/10 tahun}$$

$$\text{Tekanan desain (P)} = 16,170 \text{ psi}$$

Untuk OD = 22 in

maka Inside corner radius, icr = 1 3/8

crown radius, rc = 21

Maka, th = 1/7 in

Digunakan tebal head standar = 1/5 in

Tebal bottom = tebal head = 1/5 in

Diambil sf = 2 in (Tabel 5.6. Brownell, 1959:88)

AB = (ID/2) - icr = 18,125 in = 1,510 ft = 0,460 m

BC = rc - icr = 19 5/8 in = 1,635 ft = 0,498 m

b = $rc - (BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 13 1/2 in = 1,123 ft = 0,342 m

OA = th + b + sf
= 15 5/8 in = 1,3022 ft = 2/5 m

Jadi tinggi dished head, Hd = 0,3969 m

Hdisplacement = 0,643 ft

Htotal Evaporator = tinggi displacement + panjang tube + 2x tinggi head
= 53,248 ft = 16,230 m

C.12 Cooler (HE-02)

Fungsi : Menurunkan suhu bio oil dari 110 °C hingga 30°C sebelum masuk ke tangki penyimpanan bio oil.

Jenis : Shell and tube condenser

Bahan : Plate High-alloy Steels SA-301 Grade A

Jumlah : 1 unit

Fluida panas : Larutan fenol

Laju alir fluida masuk (W)₁ : 1.515,152 kg/jam = 3.340,333 lb/jam

Temperatur masuk (T₁) : 110°C = 230°F

Temperatur keluar (T₂) : 30°C = 86°F

Fluida dingin : Air

Laju alir fluida masuk (w) : 15,959 kg/jam = 35,183 lb/jam
 Temperatur masuk (t1) : 25°C = 77°F
 Temperatur keluar (t2) : 30°C = 86°F
 Panas yang diserap (Q) : 30.120,906 kJ/jam = 66.405,230 Btu/jam

Menentukan luas perpindahan panas (A):

$$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{137,090 - 9}{\ln \frac{137,090}{9}} = 47,033 \text{ } ^\circ F$$

Untuk sistem perpindahan panas antara heavy organics dan air memiliki harga U_D
 = 5 Btu /jam.ft².°F (Kern, 1965)

$$A = \frac{Q}{\Delta T_{LMTD} \times U_D}$$

$$A = \frac{66.405,230}{47,033 \times 5}$$

$$A = 10.005,381 \text{ ft}^2 = 144.774,944 \text{ in}^2$$

Menentukan Dimensi Tube dan Shell

Dimensi tube dipilih: 2 pass, ¾ in OD tube, triangular pitch 1 in.

Dari tabel 10 hal 843 Kern, dipilih tube dengan kriteria

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 4 \text{ pass}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{ID} = 0,652 \text{ in}$$

$$a't = 0,334 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0,3923 \text{ ft}^2$$

$$L = 4,5 \text{ ft}$$

Menentukan jumlah tube :

$$N_t = \frac{A}{L \times a''}$$

$$N_t = \frac{10.005,381}{4,5 \times 0,3923} = 569 \text{ tube}$$

Menentukan dimensi shell :

Susunan tube = triangular pitch

Pt = 1 in

Dari Kern tabel 9 hal 841 dipilih heat exchanger dengan ketentuan:

ID shell = 39 in

Pass = 1

Menentukan luas perpindahan panas (A) dan U_D terkoreksi:

A terkoreksi = $N_t \cdot a'' \cdot L$

A terkoreksi = $569 \times 0,3925 \times 4,5 = 1.005,382 \text{ ft}^2$

$$UD_{\text{terkoreksi}} = \frac{Q}{\Delta T_{LMTD} \times A_{\text{terkoreksi}}}$$

$$UD_{\text{terkoreksi}} = \frac{66405,230}{47,033 \times 1005,382} = 5 \text{ Btu /jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

- Menghitung flow area (a)

-Shell:

$$a_s = \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times PT} = 0,045 \text{ ft}^2$$

-Tube:

$$a_t = \frac{N_t \times a' \times t}{144 \times n} = 0,033 \text{ ft}^2$$

- Laju alir massa (G)

-Shell:

$$G_s = \frac{W}{a_s} = 73.720,293 \text{ lb/hr.ft}^2$$

-Tube

$$G_t = \frac{w}{a_t} = 10.120,153 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Bilangan reynold (Re)

-Shell

$\mu = 0,4579 \text{ lb/ft.hr}$

(Fig.28 kern)

$De = 0,75 \text{ in} = 0,0624 \text{ ft}$

$Res = De \times G_s / \mu = 17568,126$

-Tube :

$De = 0,0543 \text{ ft}$

(Fig.28 kern)

$$Re_t = De \times Gt / \mu = 2.277,243$$

- J_H dan *termal function*
- Nilai J_H dan *termal function* diperoleh dari fig 24 Kern

-Shell

$$J_H = 42$$

$$k = 2,25E-02 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

$$c = 0,449 \text{ Btu/lb.F}$$

-Tube

$$J_H = 35$$

$$k = 2,04E-02 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

$$c = 0,400 \text{ Btu/lb.F}$$

- Menghitung h_o dan h_i

-Shell

$$h_o = 81,803$$

-Tube

$$h_i = 3,361E+26$$

- Menghitung clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_i \times h_o}{h_i + h_o} = 81,803 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

- Menghitung factor kekotoran (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0,187$$

$$R_d \text{ yang diperlukan} = 0,001 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{oF} \quad (\text{Tabel 12, Kern})$$

$$R_d \text{ perhitung} > R_d \text{ diperlukan (memenuhi)}$$

- Menghitung pressure drop di tube (ΔP_T)

Dimana :

$$F = 0,00023 \quad (\text{fig. 26, Kern})$$

$$s = 1,0557$$

$$v^2 = 0,2 \quad (\text{fig. 27, Kern})$$

$$\Delta P_t = \frac{F \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \times 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi t}$$

$$\Delta P_t = 2,041E-26 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$\Delta P_r = 2,803 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 1,515 \text{ psi}$$

P untuk liquid < 10 Psi (memenuhi)

- Menghitung pressure drop di shell (ΔP_s)

Dimana :

$$F = 0,00025$$

(fig. 26, Kern)

$$s = 0,857$$

$$\text{No. of cross} = N+1 = 80,692$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

$$\Delta P_s = 0,127 \text{ psi}$$

P untuk steam < 1 Psi (memenuhi)

C.13 Tangki Penyimpanan Cairan

Ada beberapa tangki penyimpanan yaitu:

1. T-01 : Menyimpan Bio Oil
2. T-02 : Menyimpan Fenol

Bahan konstruksi : Low Alloy SA-204 Grade A

Bentuk : Bejana silinder dengan head berbentuk torispherical

Jumlah : 1 unit

Perhitungan untuk T-01

Kondisi operasi:

Tekanan = 1 atm = 101,325 kPa

Temperatur = 30°C = 303,15 K

Laju alir massa = 662,426 kg/jam

Densitas campuran (ρ) = 685,971 kg/m³

Kebutuhan perancangan = 15 hari

Faktor kelonggaran = 20%

Perhitungan:

Menentukan volume tangki:

$$V_{\text{larutan}} = \frac{(662,426 \times 24 \times 15)}{685,971} = 347,643 \text{ m}^3$$

Volume tangki, $V_t = 1,2 \times 347,643 = 417,172 \text{ m}^3$

Menentukan diameter dan tinggi tangki:

$$D = H \quad (\text{pers. 3.11 , Brownell 1977})$$

$$H = \left(\frac{4 \times V}{\pi} \right)^{1/3} = 8,100 \text{ m}$$

Tebal shell tangki:

Direncanakan menggunakan shell plate dengan 72-in butt-welded course (Appendix E, item 2, Brownell hal 347).

$$t = \frac{\rho(H-1) \cdot d}{2 \cdot 144 \cdot f E} + C \quad (\text{Brownell,1959})$$

Keterangan:

Diameter (d) = 35 ft = 420 in

Tinggi (H) = 23 ft = 288 in

Efisiensi sambungan las (E) = 0,8

Tekanan maksimal yang diinginkan (f) = 16250 psi

Korosi yang di izinkan (C) = 0,125 in/10 tahun

Maka: $t = 0,23 \text{ in}$

dipilih tebal shell standar yaitu $1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$

Menentukan tebal dan tinggi tutup:

$$th = \frac{P \cdot r \cdot E}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell,1959})$$

Keterangan:

$P_{\text{Design}} = 121,590 \text{ kPa}$

$r = 210 \text{ in}$

$f = 16250 \text{ psia} = 112040,5 \text{ kPa}$

$C = 0,125 \text{ in}$

$E = 1,633$

Maka $th = 0,235 \text{ in}$

Dipilih tebal head standar yaitu $1/4 \text{ in}$

Dari Tabel 5.8 Brownell and Young diperoleh nilai $sf = 2,5 \text{ in}$ dan $b = 210 \text{ in}$

Maka tinggi head :

$$OA = th + b + sf = 212,750 \text{ in} = 5,403 \text{ m}$$

Menentukan tinggi tabung:

$$\text{Tinggi tabung} = L + OA = 12,719 \text{ m}$$

Untuk perhitungan pada tangki fenol (T-102) dilakukan dengan perhitungan yang sama dengan laju alir untuk fenol = 3156,545 kg/jam.

LC. 3 Tabel Analog Perhitungan Tabung

Tangki	Waktu Simpan (Hari)	Volume Tangki (m ³)	Diameter Tangki (m)	Tinggi Tutup (m)	Tinggi Tangki (m)	Tebal Shell (in)	Tebal Tutup (in)	Jumlah (Unit)
T-01	15	417,172	8,100	5,404	12,719	0,235	0,239	1
T-02	30	1.195,640	10,827	6,929	19,731	0,529	0,272	1

C. 14 Kompresor

Ada beberapa kompresor, yaitu:

3. K-01 : Berfungsi untuk mengalirkan N₂ ke reactor
4. K-02 : Berfungsi menaikkan tekanan menjadi 15 atm

Jenis : Centrifugal compressor

Jumlah : 1 unit

Perhitungan K-01

Kondisi operasi : $T_{in} = 500^{\circ}\text{C}$

$$P1 = 3 \text{ atm} = 6.349 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P2 = 1 \text{ atm} = 21.16 \text{ lbf/ft}^2$$

Factor keamanan = 20 %

Data :

Laju alir massa (F) = 1.555,612 kg/jam = 57,159 lb/min

Densitas (ρ) = 24,516 kg/m³ = 1,530 lb/ft³

Laju volumetric (Q) = 37,347 ft³/min = 0,622 ft³/s
= 0,622 x 1,2 = 0,7469 ft³/s

Rasio panas spesifik (k) = 1,362

$$hp = 2,78 \cdot 10^{-4} P_1 q_{fm} \left(\frac{k}{k-1} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

(Timmerhaus, 1991)

hp = 0,115

Digunakan daya standar yaitu ½.

LC. 4 Tabel Analog Perhitungan Tabung

Kompresor	Laju Alir (kg/jam)	Daya (hp)
K-01	1.555,612	4
K-02	17.111,733	4

C. 15 Pompa

Ada beberapa pompa yaitu:

1. P-01 : Mengalirkan fluida dari condenser ke flash drum
2. P-02 : Mengalirkan fluida dari flush drum ke mixer
3. P-03 : Mengalirkan fluida hasil mixer ke decanter
4. P-04 : Mengalirkan fluida hasil atas decanter ke evaporator
5. P-05 : Mengalirkan fluida hasil bawah decanter ke tangki bio oil
6. P-06 : Mengalirkan fluida dari evaporator ke cooler
7. P-07 : Mengalirkan fluida hasil cooler ke tangki produk

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Perhitungan untuk P-01

Kondisi operasi: T = 30°C

Data:

Laju alir massa (F) = 5.295,151 kg/jam

Densitas (ρ) = 1.708,847 kg/m³

Viskositas (μ) = 1,02 cP

Laju alir volumetric (Q) = 0,0008 m³/s

Faktor kelonggaran = 20%

Kapasitas pompa (Qp) = 0,036 ft³/s

Desain pompa:

$$D_{i\text{opt}} = 3.9 (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \quad (\text{Walas, 1991})$$

$$= 1,612 \text{ in} = 0,04 \text{ m}$$

Spesifikasi pipa standar stainless steel menurut Appendix K Brown and Young, 1983.

Normal Pipe size (NPS)	: 3 in
Schedule Number (Sch.N)	: 40
Inside Diameter (ID)	: 3,068 in = 0,0779 m = 0,2556 ft
Outside Diameter (OD)	: 3,5 in = 0,088 m = 0,291 ft

Menentukan bilangan Reynold:

Inside cross section area :

$$A_f = \pi/4 \cdot D^2 = 0,004 \text{ m}^2$$

Kecepatan Linier:

$$V = Q_p/A_f = 0,216 \text{ m/s} = 0,710 \text{ ft/s}$$

$$Re = (\rho \cdot \mu \cdot ID) / V = 28.200,985 \text{ (Turbulen)}$$

Untuk pipa commercial steel, harga $\epsilon = 0,00015$ (fig.126 Brown 1959)

$$\epsilon/D = 0,00058$$

dari fig.126 Brown, 1959 diperoleh harga $f = 0,023$

Menentukan head pompa:

Kondisi:

$$P_1 = P_2 = 1 \text{ atm} = 101325,027 \text{ kg/m.s}^2$$

$$Z_1 = 0 ; Z_2 = 5 \text{ m}$$

$$V_1 = V_2 = 0,216 \text{ m/s}$$

$$g = 9,806 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Panjang pipa lurus (L)} = 5 \text{ m} = 16,4042 \text{ ft}$$

$$\text{Elbow 90o (Le)} = 4 \text{ buah} = 20 \text{ ft}$$

$$\text{Gate valve fully op (L)} = 1 \text{ buah} = 0,6 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total } (\Sigma L) = 37,004 \text{ ft} = 11,278 \text{ m}$$

$$\text{Pressure head} = \Delta P / \rho g = 0$$

$$\text{Static Head} = Z_2 - Z_1 = 5 \text{ m}$$

$$\text{fricsion head} = f \cdot (L v^2 / 2gD) = 0,008 \text{ m}$$

$$\text{Velocity head} = \Delta V^2 / 2g = 0,000 \text{ m}$$

$$\text{total head (H)} = - W_s = 5,008 \text{ m} = 16,431 \text{ ft}$$

Menghitung daya pompa:

$$\text{Efisiensi pompa} = 80\%$$

$$\text{HHP} = 0,116 \text{ HP}$$

$$\text{BHP} = 0,145 \text{ HP} = 0,108 \text{ kW}$$

Menghitung daya motor:

$$\text{Efisiensi motor} = 80\% \quad (\text{tabel 3.1 Coulson hal: 94})$$

$$\text{Daya Motor} = 0,181 \text{ HP}$$

Digunakan motor listrik standart dengan tenaga 2 HP

Tabel LC. 5 Tabel Analog Perhitungan Tabung

Pompa	Laju Alir (kg/jam)	D optimum (in)	Daya (hp)	Daya Standar (hp)
P-01	5.295,151	1,613	0,182	2
P-02	5.295,151	0,310	5,840	6
P-03	20.432,415	2,848	0,359	1
P-04	19.769,989	1,460	2,026	3
P-05	662,426	0,153	0,341	1
P-06	1.515,152	0,356	0,313	1
P-07	1.515,152	0,472	0,305	1

C. 16 Pressure Swing Adsorber (A-01)

Fungsi : Memisahkan N₂ dari udara

Bentuk konstruksi : Vertikal vessel

Bahan : Carbon Steels SA-30

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi : T = 30°C ; P = 1 atm

Laju Udara : 52.380,952 kg/jam

Densitas : 30,890 kg/m³

Menghitung kebutuhan adsorben dalam kolom:

$$\text{Bulk density} = 650 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Kapasitas adsorbsi} = 0.2 \text{ kg zeolit/10 kg n}^2$$

Jumlah adsorben = 997,732 kg/m³

Faktor keamanan = 20%

Adsorben yang dibutuhkan = jumlah adsorben x (1 + SF)

= 997,732 x (1 + 0.2)

= 1197,279 kg

Menghitung ukuran adsorber:

Volume zeolite = 1197,279 / 650 = 1,842 m³

Volume tangki = 1,2 x 1,842 = 2,210 m³

Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki (H : D) = 3 : 1

$V = \frac{1}{4}\pi D^2 H$ (Brownell, 1959)

$V = \frac{3}{4}\pi \cdot D^3$

$D = \left(\frac{4V}{3\pi}\right)^{\frac{1}{3}}$

D = 0,921 m = 3,023 ft²

H = 2,764 m = 9,068 ft²

Tinggi adsorber = (1,842 x 2,754) / 2,210 = 2,303 m

Menghitung tebal dinding:

Tekanan hidrostatik = 5,883 psi

Faktor kelonggaran = 5%

Maka, P design = 21,608 psi

Joint Efficiency = 0,85 (Brownell, 1959)

Allowable working stress = 12750 psia = 87911,25 kPa

Tebal shell tangki :

$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} = 0,001 \text{ m} = 0,036 \text{ in}$

Faktor korosi = 0,125 in (Timmerhaus, 1980)

Tebal shell yang dibutuhkan : 0,161 in

Tebal shell standar yang digunakan 0,5 in (Brownell, 1959)

C. 17 Furnace (F-01)

Fungsi : Memanaskan N₂ hingga mencapai suhu reaksi 500°C

Tipe : Fire heaters (Furnace firebox)

Bahan konstruksi : High chrome content alloy

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

$T_{in} = 30^{\circ}\text{C}$

$T_{out} = 500^{\circ}\text{C}$

Jumlah N_2 masuk = 15.555,612 kg/jam

$Q_{in} = 1.511,955 \text{ kJ/jam}$

$Q_{out} = 10.520,278 \text{ kJ/jam}$

Menentukan beban furnace :

$Beban \text{ Furnace } (Q_F) = H_{out} - H_{in}$

Beban furnace = $10.520,278 - 1.511,955 = 9.008,323 \text{ kJ/jam} = 15.0138,719 \text{ Btu/jam}$

Menentukan flue gas:

Efisiensi furnace = 75%

Kelebihan udara = 10 %

$Net \text{ release heat } (q_n) = \frac{\text{beban furnace (duty)}}{\text{efisiensi furnace}}$ (Perry, 1997)

$$q_n = (15.0138,719) / (75\%) = 200.184,959 \text{ Btu/jam}$$

Lower heating value (LHv) = 51.573,5631 Btu/jam (Perry, P.9-18)

Maka kebutuhan bahan bakar dapat dihitung :

$Kebutuhan \text{ bahan bakar} = \frac{\text{net heat release } (q_n)}{LHv}$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= (200.184,959) / (51.573,5631) \\ &= 3,882 \text{ lb/jam} = 1,760 \text{ kg/jam} = 13,933 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Menentukan dimensi berdasarkan data Kern, 1985.

NPS (nominal pipe size) = 6 in

OD (outside diameter) = 6,625 in

ID (inside diameter) = 6, 065 in

a' (surface area) = 1,734 ft^2/ft

Lebar furnace = 3,5 ft

Tinggi furnace = 9,6 ft

LAMPIRAN D
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT UTILITAS

D.1 Sreening (SC)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel padat yang besar.

Jenis : Bar screen

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Stainless Steel

Kondisi operasi :

Temperatur = 30°C

Densitas air (ρ)= 995,68 kg/m³ (Perry, 1997)

Laju alir massa (F) = 21.712,373 kg/jam = 7,186 kg/s

Laju alir volumetrik (Q) = 0,006 m³/s

Dari Tabel 5.1 Physical Chemical Treatment of Water and Wastewater.

Ukuran bar :

lebar bar = 5 mm ; tebal bar = 20 mm ; bar clear spacing = 20 mm ; slope = 30°

Direncanakan ukuran screening:

Panjang screen = 2 m ;

Lebar screen = 2 m

Misalkan, jumlah bar = x

Maka, $20x + 20(x + 1) = 2.000$

$$40x = 1.980$$

$$x = 49,5 \approx 50 \text{ buah}$$

Luas bukaan (A_2) = $20(50 + 1)(2000) = 2.040.000 \text{ mm}^2 = 2,04 \text{ m}^2$

Asumsi $C_d = 0,6$ dan 30% screen tersumbat.

$$\text{Head loss } (\Delta h) = \frac{Q^2}{2gC_d^2 A_2^2} = 1,24 \times 10^{-6} \text{ m dari air} = 0,0012 \text{ mm dari air}$$

D.2 Pompa Utilitas

Ada beberapa pompa ulititas, yaitu:

1. PU-01 : Memompa air sungai ke bak sedimentasi

2. PU-02 : Memompa air dari bak sedimentasi ke *clarifier*
3. PU-03 : Memompa alum dari tangki pelarutan alum ke *clarifier*
4. PU-04 : Memompa air dari *clarifier* ke sand filter
5. PU-05 : Memompa air dari sand filter ke tangki utilitas 1
6. PU-06 : Memompa air dari tangki utilitas 1 ke kation exchanger
7. PU-07 : Memompa air dari tangki utilitas 1 ke water cooling tower
8. PU-08 : Memompa air dari tangki utilitas 1 ke tangki utilitas 2
9. PU-09 : Memompa air dari tangki utilitas 1 ke tangki utilitas 3
10. PU-10 : Memompa asam sulfat dari tangki pelarutan asam sulfat ke kation exchanger
11. PU-11 : Memompa air dari kation exchanger ke anion exchanger
12. PU-12 : Memompa NaOH dari tangki pelarutan NaOH ke anion exchanger
13. PU-13 : Memompa air dari anion exchanger ke dearator
14. PU-14 : Memompa air dari dearator ke boiler
15. PU-15 : Memompa air dari water cooling tower ke distribusi air pendingin
16. PU-16 : Memompa kaporit dari tangki pelarutan kaporit ke tangki utilitas 2
17. PU-17 : Memompa air dari tangki utilitas 2 ke distribusi domestic
18. PU-18 : Memompa air dari tangki utilitas 3 ke distribusi air proses
19. PU-19 : Memompa downtherm A dari utilitas ke reactor
20. PU-20 : Memompa downtherm A dari utilitas ke condenser
21. PU-21 : Memompa solar dari tangki bahan bakar ke furnace
22. PU-22 : Memompa solar dari tangki bahan bakar ke boiler
23. PU-23 : Memompa solar dari tangki bahan bakar ke generator

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1

Bahan konstruksi : Commercial steel

Perhitungan untuk PU-01

Kondisi operasi : $T = 30^{\circ}\text{C}$; $P = 1 \text{ atm}$

Densitas air = $995,56 \text{ kg/m}^3 = 62,152 \text{ lbm/ft}^3$

Viskositas air = $0,8007 \text{ cP} = 1,937 \text{ lbm/ft.jam}$

Laju alir massa (F) = $21.712,373 \text{ kg/jam} = 13,296 \text{ lbm/s}$

Laju alir volumetrik, $Q = 0,214 \text{ ft}^3/\text{s}$

Diameter optimum ,

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (Q)^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 3,9 (0,214)^{0,45} (62,152)^{0,13}$$

$$D_{\text{opt}} = 3,333 \text{ in} = 0,214 \text{ ft}$$

Digunakan pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal = 2 in (Foust, 1980)

Schedule number = 40

Diameter Dalam (ID) = 2,067 in = 0,172 ft

Diameter Luar (OD) = 2,375 in = 0,198 ft

Inside sectional area = 0,022 ft²

Kecepatan linear, $v = (0,214)/(0,022) = 9,593 \text{ ft/s}$

Bilangan Reynold, $N_{\text{re}} = (62,152 \times 9,593 \times 0,172) / (1,937) = 531.731,279$

Karena $N_{\text{re}} > 4000$, maka aliran turbulen.

Dari Appendix C-3, foust 1980 untuk $N_{\text{re}} = 531.731,279$ dan $\epsilon/D = 0,0003$ diperoleh $f = 0,00195$

Instalasi pipa :

- Panjang pipa lurus, $L_1 = 30 \text{ ft}$
- 1 buah *gate valve fully open* $L/D = 13$ (Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L_2 = 1 \times 13 \times 0,172 = 2,239 \text{ ft}$
- 3 buah *standard elbow 90°* ; $L/D = 30$ (Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L_3 = 3 \times 30 \times 0,172 = 15,502 \text{ ft}$
- 1 buah *sharp edge entrance 90°*; $K = 0.5$; $L/D = 32$ (Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L_4 = 0,2 \times 32 \times 0,172 = 2,756 \text{ ft}$
- 1 buah *sharp edge exit*; $K = 1$; $L/D = 65$ (Appendix C-2a, Foust, 1980)
 $L_5 = 1 \times 65 \times 0,172 = 11,196 \text{ ft}$

Panjang pipa total ($\sum L$) = 61,694 ft

Faktor gesekan,

$$\Sigma F = \frac{fv^2 \Sigma L}{2g_e D}$$

$$\Sigma F = \frac{(0,00195)(9,593)^2(61,694)}{2(32,174)(0,172)}$$

$$= 0,999 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Tinggi pemompaan, $\Delta z = 30 \text{ ft}$

Static head, $\Delta z.g/gc = 30 \text{ ft.lbf/lbm}$

Velocity head, $\Delta(v^2/2.gc) = 0$

Pressure head, $\Delta p/p = 0$

$W_s = 30 + 0 + 0 + 0,999 = 30,999 \text{ ft.lbf/lbm}$

Tenaga Pompa,

$$P = \frac{W_s \cdot Q \cdot \rho}{550}$$

$$P = \frac{(30,999)(0,214)(62,152)}{550}$$

$P = 0,749 \text{ Hp}$

Efisiensi pompa = 80%

Maka $P = 0,749 \times 0,8 = 0,936 \text{ Hp}$

Digunakan daya pompa = 0,25 Hp

Analog perhitungan dapat dilihat pada PU-01, sehingga diperoleh:

Pompa	Laju Alir (kg/jam)	D optimum (in)	ID (in)	V (ft/s)	ΣF	Daya (hp)	Daya Standar (hp)
PU-01	21.712,373	3,333	2,067	9,593	61,694	0,937	1 1/2
PU-02	21.712,373	3,333	2,067	9,592	61,694	1,208	2
PU-03	1,086	0,319	0,269	19,542	16,805	0,008	0,05
PU-04	21.712,373	3,333	2,067	9,593	61,694	1,208	2
PU-05	21.712,373	3,333	2,067	9,592	61,694	1,208	3
PU-06	233,079	0,433	2,067	0,103	44,120	0,003	0,08
PU-07	17,517	0,135	1,380	0,432	31,730	0,000	0,05
PU-08	1.783,333	1,082	2,067	0,788	45,493	0,138	1/8
PU-09	19.678,444	3,189	2,067	8,694	45,493	6,034	7 1/2
PU-10	0,369	0,023	0,269	85,154	16,737	0,001	0,05
PU-11	233,079	0,433	2,067	0,103	44,120	0,003	0,08
PU-12	0,347	0,020	0,269	5604,235	16,737	0,000	1/8
PU-13	233,079	0,433	2,067	0,103	44,120	0,003	1/6
PU-14	233,079	0,433	2,067	0,103	50,493	0,012	1/4
PU-15	15,959	0,130	2,067	0,007	71,962	0,001	0,05

PU-16	0,005	0,006	0,269	3886,722	17,029	0,001	0,05
PU-17	1.783,333	1,082	2,067	0,788	45,493	0,138	0,13
PU-18	19.678,444	3,189	2,067	8,694	45,493	6,034	7,50
PU-19	167,952	0,367	1,380	3,901	37,020	0,019	0,13
PU-20	4,069	0,069	0,269	9,452	23,318	0,001	0,05
PU-21	1,761	0,050	0,269	50,203	23,318	0,005	0,05
PU-22	96,272	0,305	2,067	0,049	45,493	0,005	0,05
PU-23	10,337	0,112	0,269	29,474	23,318	0,013	0,05

D.3 Bak Sedimentasi (BS)

Fungsi : untuk mengendapkan lumpur yang terikut dengan air

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi: Beton kedap air

Data :

Kondisi operasi : T= 30°C ; P= 1 atm

Densitas air (ρ)= 995,680 kg/m³

Laju alir massa (F) = 21599,873 kg/jam

Laju alir volumetrik (Q) = 0,006 m³/s = 127,679 ft³/s

Desain perancangan :

Bak dibuat dua persegi panjang untuk desain efektif (Kawamura ,1991)

perhitungan ukuran tiap bak :

kecepatan pengendapan 0,1 mm pasir (Kawamura, 1991)

$V_0 = 1,57 \text{ ft/min} = 8 \text{ mm/s}$

Spesifikasi desain :

Kedalaman tangki = 10 ft = 3,048 m

Lebar tangki = 5 ft = 1,524 m

Kecepatan aliran, (v) = 2,554 ft/min

Desain panjang ideal bak :

$$L = K \left(\frac{h}{V_0} \right) v \quad (\text{Kawamura, 1991})$$

Dengan: K =faktor keamanan (K) = 1,5

h = kedalaman air efektif (10-16 ft); diambil 10 ft

Maka, L = 24,397 ft

Diambil panjang bak = 25 ft = 7,62 m

Uji desain:

Waktu retensi (t) : $t = V_a / Q = 9,790$ menit

Dimana (t) yang diizinkan adalah 6-15 menit (Kawamura, 1991)

Surface loading : $7,641 \text{ gpm/ft}^2$

Dimana surface loading diizinkan diantara 4-10 gpm/ft^2 (Kawamura, 1991)

Headloss (Δh) ; bak menggunakan gate valve, full open (16 in) :

$\Delta h = 1,287 \times 10^{-5}$ m dari air

D.4 Tangki Pelarutan

Ada beberapa jenis tangki pelarutan, yaitu:

1. TP-01 : Tempat larutan alum
2. TP-02 : Tempat larutan asam sulfat
3. TP-03 : Tempat larutan NaOH
4. TP-04 : Tempat larutan kaporit

Bentuk: Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

*)Perhitungan untuk TP-01

Kondisi Pelarutan : $T = 30^\circ\text{C}$; $P = 1 \text{ atm}$

($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) yang digunakan = 50 ppm

($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) larutan 30% (%berat)

Laju massa ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) = 1,086 kg/jam

Densitas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) = $1.363 \text{ kg/m}^3 = 85,092 \text{ lbm/ft}^3$ (Perry,1999)

Kebutuhan perancangan = 1 hari

Faktor Keamanan = 20%

Ukuran Tangki

Volume Larutan,

$$V = \frac{1,086 \times 24}{1363} = 1,911 \text{ m}^3$$

Volume tangki, $V_t = 1,2 \times 1,911 = 2,293 \text{ m}^3$

volume tangki siliner

Direncanakan perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki $D : H = 2 : 3$

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$V = \frac{3}{8} \pi \cdot D^3$$

$$D = \left(\frac{8V}{3\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

maka :

$$D = 0,649 \text{ m}$$

$$H = 0,974 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki (h)} = (1,911 \times 0,974) / 2,293 = 0,812 \text{ m}$$

Tebal Dinding Tangki

Tekanan hidrostatik, $= \rho \cdot g \cdot h$

$$= 1363 \times 9,8 \times 0,812 = 10842,357 \text{ pa} = 10,842 \text{ kPa}$$

Tekanan udara luar, $P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{hid}} + P_o = 112,167 \text{ kPa}$$

Faktor kelonggaran = 5%

$$\text{Maka, } P_{\text{design}} = 1,05 \times 112,167 = 117,776 \text{ kPa}$$

Joint Efficiency = 0,8

(Brownell, 1959)

Allowable stress = 12650 psia = 87221,75 kPa

(Brownell, 1959)

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P}$$

$$t = \frac{(117,776)(0,649)}{2(87221,75)(0,8) - 1,2(117,776)} = 0,001 \text{ m} = 0,022 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Tebal shell yg dibutuhkan : 0,125 + 0,022 = 0,147 in

Tebal shell standar yg digunakan = 0,188 in = 3/16

(Brownell, 1959)

Daya Pengaduk:

Jenis pengaduk : flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (McCabe, 1993), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/2 \quad ; \quad Da = 0,325$$

$$E/Da = 1 \quad ; \quad E = 1,912$$

$$L/Da = 1/4 \quad ; \quad L = 0,478$$

$$W/Da = 1/5 \quad ; \quad W = 0,382$$

$$J/Dt = 1/12 \quad ; \quad J = 0,159$$

Dimana:

Dt = diameter tangki

Da = diameter impeller

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang blade pada turbin

W = lebar baffle pada turbin

J = lebar baffle

Kecepatan pengadukan, N = 1 putaran/det

Viskositas $(Al_2(SO_4)_3)$ 30% = 0,000672 lbfm/ft.detik (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold, $N_{Re} = 13210,864$

Niai $N_{Re} > 10.000$

Maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$K_t = 5,6 \quad (\text{McCabe, 1994})$$

$$P = \frac{K_T n^3 D a^5 \rho}{g c} \quad (\text{McCabe, 1994})$$

$$P = \frac{5,6 \cdot 1^3 \cdot 0,325^5 \cdot 85,092}{32,174}$$

$$P = 20,313 \text{ ft.lbf/det} = 0,036 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor penggerak} = 80\%$$

$$\text{Daya motor penggerak} = 0,046 \text{ Hp}$$

$$\text{Maka daya motor yang dipilih} = 0,05 \text{ Hp}$$

Analog perhitungan dapat dilihat pada TP-01, sehingga diperoleh:

Tangki	Volume Tangki (m ³)	Diameter Tangki (m)	Daya Pengaduk (hp)	Daya Standar (hp)
TP-01	2,282	0,646	0,045	0,05
TP-02	0,369	0,620	0,000	0,05
TP-03	0,347	0,192	0,006	0,05
TP-04	0,005	0,128	0,007	0,05

D.5 Clarifier (CL)

Fungsi :Memisahkan endapan (flok-flok) yg terbentuk karena penambahan alum dan soda abu

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283, Grade C

Data:

Laju massa air (F1) = 21.599,873 kg/jam

Laju massa $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ (F2) = 1,079 kg/jam

Laju massa Na_2CO_3 (F3) = 0,583 kg/jam

Laju massa total, m = 21601,54 kg/jam = 6,000 kg/s

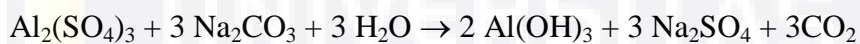
Densitas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ = 2,710 kg/m³ (perry, 1997)

Densitas Na_2CO_3 = 2,533 kg/m³ (perry, 1997)

Densitas air = 995,68 kg/m³

Densitas larutan (ρ) = 967,708 kg/m³ = 0,967 gr/m³

Reaksi koagulasi:



Perhitungan:

Dari montgomery (1985) diperoleh :

Untuk *clarifier tipe upflow* (radial) :

Kedalaman air = 3-5 m

Setting time = 1-3 jam

Dipilih: kedalaman air (H) = 3 m ; Waktu pengendapan =1 jam

Dimensi Clarifier

Volume cairan,

$$V = \frac{21599,873 \times 1}{995,68} = 21,694 \text{ m}^3$$

$$V \text{ total} = 1,2 \times 21,694 = 26,032 \text{ m}^3$$

Maka :

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$V = \frac{3}{4} \pi \cdot D^3$$

$$D = \left(\frac{4V}{3\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Diameter (D) = 3,684 m

Tinggi (H) = 1.5 D = 5,527 m

Tebal Dinding Tangki:

Tekanan hidrostatik = 43.679,865 pa = 43,679 kPa

Tekanan udara luar = 1 atm = 101,325 kPa

Poperasi = 145,005 kPa

Faktor kelonggaran = 5%

Maka, P design = (1,05 x 145,005) = 152,255 kPa

Joint Efficiency = 0,8 (Brownell, 1959)

Allowable stress = 12650 psia = 87221,75 kPa (Brownell, 1959)

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P}$$

t = 0,004 m = 0,215 in

Faktor korosi = 0,125 in

Tebal shell yang dibutuhkan : 0,283 in = 0,007 m

Daya Clarifier

P = 0,006 D² (Ulrich, 1984)

P = daya yg dibutuhkan = 0,006 x (3,684)² = 0,081 Hp = 0,2 Hp

D.6 Tangki Sand Filter (SF)

Fungsi : Tempat untuk menyaring endapan (flok-flok) yang masih terikut dengan air yang keluar dari bak Clarifier

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Kondisi operasi : T = 30°C ; P = 1 atm

Laju massa (F) = 21.599,873 kg/jam

Densitas (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,152 lbm/ft³

Kebutuhan perancangan = 1 hari

Faktor Keamanan = 20%

Tangki filtrasi dirancang untuk penampungan ¼ jam operasi.

Tangki filtrasi dirancang untuk volume bahan penyaring 1/3 volume tangki.

Ukuran Tangki

Volume Larutan,

$$V = \frac{21.599,873 \times 0,15}{995,68} = 3,254 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 3,254 = 3,904 \text{ m}^3$$

volume tangki siliner

Direncanakan perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki $D : H = 1 : 3$

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$V = \frac{3}{4} \pi \cdot D^3$$

$$D = \left(\frac{4V}{3\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

maka :

$$D = 0,553 \text{ m}$$

$$H = 1,658 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi air dalam tangki (h)} = (3,254 \times 1,658) / 3,904 = 1,382 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi penyaring} = \frac{1}{4} \times 1,658 = 0,553 \text{ m}$$

Tebal Dinding Tangki

Perbandingan tinggi tutup tangki dengan diameter dalam adalah $1 : 4$

$$\text{Tinggi tutup tangki} = \frac{1}{3} \times 0,553 = 0,138 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik,

$$P_{\text{air}} = \rho \cdot g \cdot h$$

$$= 995,68 \times 9,8 \times 1,382 = 13.482,723 \text{ pa} = 13,483 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan udara luar, } P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{air}} + P_o = 115 \text{ kPa}$$

Faktor kelonggaran = 5%

$$\text{Maka, } P_{\text{design}} = 1,05 \times 115 = 120,548 \text{ kPa}$$

$$\text{Joint Efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\text{Allowable stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.221,75 \text{ kPa} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P}$$

$$t = \frac{(120,548)(0,662)}{2(87221,75)(0,8) - 1,2(120,548)} = 0,0005 \text{ m} = 0,019 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Tebal shell yg dibutuhkan : 0,125 + 0,019 = 0,144 in

Tebal shell standar yg digunakan = 0,1875 in = 3/16 (Brownell, 1959)

D.7 Tangki Utilitas

Ada beberapa tangki utilitas yaitu:

1. TU-01 : Menampung air untuk kebutuhan steam, air pendingin, air proses dan domestik.
2. TU-02 : Menampung air untuk didistribusikan ke domestik.
3. TU-03 : Menampung air untuk didistribusikan sebagai air proses.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

*Perhitungan untuk TU-01

Kondisi pelarutan: T = 30°C ; P= 1 atm

Laju massa air = 21.599,87 kg/jam

Densitas = 995,68 kg/m³ = 62,152 lbm/ft³

Kebutuhan perancangan = 6 Jam

Faktor Keamanan = 20%

Ukuran Tangki

Volume air,

$$V = \frac{21599,875869,401 \times 6}{995,56} = 130,177 \text{ m}^3$$

Volume tangki, V_t = 156,212 m³

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 5 : 6

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$V = \frac{3}{10} \pi \cdot D^3$$

$$D = \left(\frac{10V}{3\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Maka:

$$D = 5,494 \text{ m}$$

$$H = 6,593 \text{ m}$$

Tinggi air dalam tangki : 5,494 m

Tebal Dinding Tangki:

$$P_{air} = \rho \cdot g \cdot h$$

$$= 995,68 \times 9,8 \times 5,494 = 53.602,119 \text{ pa} = 53,602 \text{ kPa}$$

Tekanan udara luar, $P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$

$$P_{operasi} = P_{air} + P_o = 155 \text{ kPa}$$

Faktor kelonggaran = 5%

$$\text{Maka, } P_{design} = 1,5 \times 155 = 162,573 \text{ kPa}$$

$$Joint \text{ Efficiency} = 0,8 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$Allowable \text{ stress} = 12.650 \text{ psia} = 87.221,75 \text{ kPa} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P}$$

$$t = \frac{(162,573)(5,494)}{2(87.221,75)(0,8) - 1,2(162,573)} = 0,006 \text{ m} = 0,252 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Tebal shell yg dibutuhkan : $0,125 + 0,252 = 0,377 \text{ in}$

Tebal shell standar yg digunakan = 0,4 in = 2/5 (Brownell, 1959)

Analog perhitungan dapat dilihat pada TP-01, sehingga diperoleh:

Tangki	Volume Tangki (m ³)	Diameter Tangki (m)	Tinggi Tangki (m)	Tebal Shell (in)	Jumlah
TU-01	156,213	5,494	6,593	0,377	1
TU-02	48,329	3,716	4,459	1,389	1
TU-03	142,300	5,326	6,391	1,472	1

D.8 Penukar Kation/ Cation Exchanger (CE)

Fungsi : Mengurangi kesadahan air

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Kondisi operasi : T = 30°C ; P = 1 atm

Laju massa (F) = 233,079 kg/jam

Densitas (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,160 lbm/ft³

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor Keamanan = 20%

Ukuran Cation Exchanger:

Dari Tabel 12.4 Flynn, 1979 diperoleh:

Diameter penukar kation = 2 ft

Luas penampang penukar kation = 3,14 ft²

Tinggi resin dalam cation exchanger = 2,5 ft

Tinggi silinder = 3 ft

Diameter tutup = diameter tangki = 2 ft

Rasio axis 2 :1

Tinggi tutup = (1/2).(2/2) = 0,5 ft

Sehingga,tinggi *cation exchanger* = 3 ft + 0,5 ft = 3,5 ft

Tebal Dinding Tangki

P_{operasi} = 1 atm = 101,325 kPa

Faktor kelonggaran = 5%

Maka, P_{design} = 1,05 x 116 = 106,391 kPa

Joint Efficiency = 0,8 (Brownell, 1959)

Allowable stress = 12650 psia = 87221,75 kPa (Brownell, 1959)

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P}$$

$$t = \frac{(106,391)(2)}{2(87.221,75)(0,8)-1,2(106,391)} = 0,0015 \text{ m} = 0,060 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Tebal shell yg dibutuhkan : 0,125 + 0,060 = 0,185 in

Tebal shell standar yg digunakan = 0,1875 in = 3/16 (Brownell, 1959)

D.9 Penukar Anion/ *Anion Exchanger* (AE)

Fungsi : Mengikat anion yang terdapat dalam air umpan boiler.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah ellipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA-53, Grade B

Kondisi operasi : T = 30°C ; P = 1 atm

Laju massa (F) = 233,079 kg/jam
 Densitas (ρ) = 995,56 kg/m³ = 62,160 lbm/ft³
 Kebutuhan perancangan = 1 jam
 Faktor Keamanan = 20%

Ukuran Anion Exchanger:

Dari Tabel 12.4 Flynn, 1979 diperoleh:

Diameter penukar anion = 2 ft
 Luas penampang penukar anion = 3,14 ft²
 Tinggi resin dalam anion exchanger = 2,85 ft
 Tinggi silinder = 3,42 ft
 Diameter tutup = diameter tangki = 2 ft
 Rasio axis 2 : 1
 Tinggi tutup = $(1/2) \cdot (2/2) = 0,5$ ft

Sehingga, tinggi *anion exchanger* = 3,42 ft + 0,5 ft = 3,92 ft

Tebal Dinding Tangki

$P_{operasi} = 1 \text{ atm} = 101 \text{ kPa}$
 Faktor kelonggaran = 5%

Maka, $P_{design} = 1,05 \times 116 = 106,391 \text{ kPa}$

Joint Efficiency = 0,8 (Brownell, 1959)

Allowable stress = 12650 psia = 87221,75 kPa (Brownell, 1959)

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P}$$

$$t = \frac{(106,391)(2)}{2(87221,75)(0,8) - 1,2(106,391)} = 0,0015 \text{ m} = 0,060 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Tebal shell yg dibutuhkan : 0,125 + 0,060 = 0,185 in

Tebal shell standar yg digunakan = 0,1875 in = 3/16 (Brownell, 1959)

D.10 Dearator (DE)

Fungsi : menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan *boiler*.

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah elipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-287, Grade C*

Kondisi operasi : T = 30°C ; P = 1 atm

Laju massa (F) = 233,79 kg/jam

Densitas (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,160 lbm/ft³

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor Keamanan = 20%

Ukuran Tangki

Volume air,

$$V = \frac{233,79 \times 24}{995,68} = 0,234 \text{ m}^3$$

Volume tangki, $V_t = 0,280 \text{ m}^3$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 3 : 1

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$V = \frac{3}{4} \pi \cdot D^3$$

$$D = \left(\frac{4V}{3\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Maka:

$$D = 0,492 \text{ m}$$

$$H = 1,477 \text{ m}$$

Tinggi air dalam tangki : 1,231 m

Tebal Dinding Tangki

$$P_{air} = \rho \cdot g \cdot h$$

$$= 995,68 \times 9,8 \times 1,231 = 12007,208 \text{ pa} = 12,007 \text{ kPa}$$

Tekanan udara luar, $P_o = 1 \text{ atm} = 101 \text{ kPa}$

$$P_{operasi} = P_{air} + P_o = 113 \text{ kPa}$$

Faktor kelonggaran = 5%

$$\text{Maka, } P_{design} = 1,05 \times 113 = 118,999 \text{ kPa}$$

$$Joint Efficiency = 0,8 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$Allowable stress = 12650 \text{ psia} = 87.221,75 \text{ kPa} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P}$$

$$t = \frac{(118,999)(0,492)}{2(87.221,75)(0,8) - 1,2(118,999)} = 0,0004 \text{ m} = 0,016 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Tebal shell yg dibutuhkan : 0,125 + 0,016 = 0,142 in

Tebal shell standar yg digunakan = 0,38 in = 3/8 (Brownell, 1959)

D.11 Ketel Uap/ Boiler (KU)

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Ketel pipa api

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Data:

Uap panas lanjut yang digunakan: T = 180°C ; P = 1 atm

Total kebutuhan uap = 1.165,393 kg/jam = 2.569,251 lbm/jam

Kalor laten steam 180°C (H) = 2.013,1 kJ/kg = 865,432 btu/lbm (Smith, 1987)

Menghitung Daya Ketel Uap:

$$W = \frac{34,5 \times P \times 970,3}{H} \quad (\text{Caplan, 1980})$$

Dimana:

P = Daya boiler (hp)

W = Kebutuhan uap (lbm/jam)

H = Panas laten steam (Btu/lbm)

Maka,

$$P = \frac{2.569,251 \times 865,432}{34,5 \times 970,3}$$

P = 66,422 Hp

Menghitung Jumlah Tube:

Dari *ASTM Boiler Code*, permukaan bidang pemanas = 10 ft²/hp (severn, hal 140)

Luas permukaan perpindahan panas,

$$A = P \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} = 664,223 \text{ ft}^2$$

Direncanakan *tube* dengan spesifikasi:

Panjang *tube* (L) = 18 ft

Diameter tube = 1,5 in

Luas permukaan pipa, a' = 0,393 ft²/ft

Sehingga jumlah tube:

$$Nt = \frac{A}{L \times a'}$$

$$Nt = 94,016 = 94 \text{ unit}$$

D.12 Menara Pendingin /Water Cooling Tower (CT)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin bekas dari temperatur 30°C menjadi 25°C

Jenis : Mechanical Draft cooling tower

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-53 Grade B*

Kondisi operasi :

Suhu air masuk menara = 30°C = 86°F

Suhu air keluar menara = 25°C = 77°F

Temperatur bola basah = 70°F (gambar 12-14 perry, 1997)

Konsentrasi air = 2,66 gal/ft².menit (gambar 12-14 perry, 1997)

Densitas air (30°C) = 995,68 kg/m³

Laju massa air pendingin = 17,517 kg/jam

Laju volumetrik air pendingin = 0,017 m³/jam

Faktor keamanan = 20%

Kapasitas air, Q = 0,017 m³/jam = 4,647 gal/menit

Luas menara, A = (1,2 x 4,647) / (2,66) = 2,096 ft²

Performance menara = 90% (Perry, 1997)

Diperoleh tenaga kipas = 0,03 Hp/ft²

Daya yang diperlukan = 0,03 x 2,096 = 0,063 Hp = 0,5 hp

Dari sel menara kelipata 6 menurut (ludwig, 2977) maka diperoleh:

Panjang = 6 ft

Lebar = 6 ft

Tinggi = 6 ft

D.13 Tangki Downtherm A (TU-04)

Fungsi : Menampung kebutuhan downtherm A

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Kondisi pelarutan: T = 25°C ; P= 1 atm

Laju massa = 172,021 kg/jam

Densitas = 1056 kg/m³ (Downtherm A heat chemical fluid, p 15)

Kebutuhan perancangan = 1 Jam

Faktor Keamanan = 20%

Ukuran Tangki

Volume downtherm A,

$$V = \frac{172,021 \times 1}{1056} = 0,163 \text{ m}^3$$

Volume tangki, Vt = 0,195 m³

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 1 : 1

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^3$$

$$D = \left(\frac{4V}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Maka:

$$D = 0,629 \text{ m}$$

$$H = 0,755 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki : 0,629 m = 2,064 ft²

Tebal Dinding Tangki:

Tekanan hidrostatik = 7,802 psi

Faktor kelonggaran = 5%

Maka, P_{design} = 23,623 psi

Joint Efficiency = 0,8 (Brownell, 1959)

Allowable stress = 12650 psia (Brownell, 1959)

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P}$$

$$t = \frac{(23,623)(0,793)}{2(12.650)(0,8) - 1,2(23,623)} = 0,0006 \text{ m} = 0,027 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Tebal shell yang dibutuhkan : $0,125 + 0,027 = 0,152$ in

Tebal shell standar yang digunakan = 0,5 in (Brownell, 1959)

D.14 Tangki Bahan Bakar

Fungsi : Menampung kebutuhan bahan bakar

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Kondisi pelarutan: $T = 30^{\circ}\text{C}$; $P = 1$ atm

Laju massa = 108,369 kg/jam

Densitas = 860 kg/m^3

Kebutuhan perancangan = 3 hari

Faktor Keamanan = 20%

Ukuran Tangki

Volume solar,

$$V = \frac{108,369 \times (24 \cdot 3)}{860} = 9,072 \text{ m}^3$$

Volume tangki, $V_t = 10,886 \text{ m}^3$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, $D : H = 1 : 1$

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^3$$

$$D = \left(\frac{4V}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Maka:

$$D = 2,403 \text{ m}$$

$$H = 2,403 \text{ m}$$

Tinggi solar dalam tangki : $2,002 \text{ m} = 6,568 \text{ ft}^2$

Tebal Dinding Tangki:

Tekanan hidrostatik = 33,259 psi

Faktor kelonggaran = 5%

Maka, $P_{\text{design}} = 50,353 \text{ kPa}$

Joint Efficiency = 0,8 (Brownell, 1959)

Allowable stress = 12.650 psia = 87.221,75 kPa (Brownell, 1959)

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P}$$

$$t = \frac{(50,353)(2,403)}{2(87.221,75)(0,8)-1,2(50,353)} = 0,005 \text{ m} = 0,220 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Tebal shell yang dibutuhkan : 0,125 + 0,220 = 0,345 in

Tebal shell standar yang digunakan = 1 in (Brownell, 1959)



LAMPIRAN E
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi : 12.000 Ton/Tahun
Satu tahun operasi : 330 hari
Rencana pendirian : Tahun 2024
Beroperasi : Tahun 2026
Nilai kurs \$: Rp. 14.400,-

Perhitungan ekonomi meliputi :

1. Perhitungan *production cost* (Biaya Produksi)

A. *Capital investment*

- 1) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- 2) Modal kerja (*Working Capital Investment*)

B. *Manufacturing cost*

- 1) Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
- 2) Biaya produksi tetap (*Indirect Manufacturing Cost*)
- 3) *Fixed Manufacturing Cost*

C. *General expense*

- 1) *Administration*
- 2) *Sales*
- 3) *Research*
- 4) *Finance*

2. Analisa Kelayakan

- 1) *Profit*
- 2) *Return on investment*
- 3) *Pay out time*
- 4) *Break even point*
- 5) *Shut down point*
- 6) *Discounted cash flow*

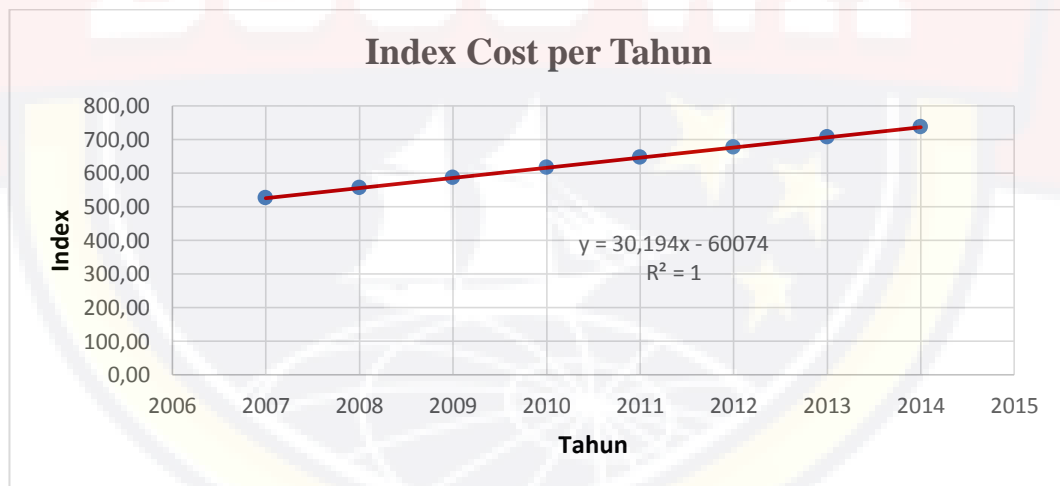
E.1 Perhitungan Harga Peralatan

Harga peralatan proses setiap tahun terus berubah, maka diperlukan suatu metode untuk memperkirakan harga suatu alat serupa pada tahun-tahun sebelumnya. Penentuan harga peralatan dapat dilakukan dengan menggunakan indeks harga. Indeks harga peralatan diperoleh dari buku *Peter and Timmerhaus, K.D (2003)*.

Tabel LE. 1 Indeks harga alat

Tahun	Indeks
2007	525,40
2008	555,60
2009	585,80
2010	616,10
2011	646,30
2012	676,50
2013	706,30
2014	736,90

Sumber: Tabel 6-2 Peters & Timmerhaus ed 5, 2003



Gambar E. 1 Cost Index

Dengan asumsi bahwa perubahan harga indeks peralatan tiap tahun terjadi secara linier, maka didapatkan persamaan berikut :

$$y = 30,194x - 60074$$

Dimana y adalah index

Pabrik Fenol ini akan mulai beroperasi pada tahun 2026, dan pembelian alat akan dimulai tahun 2024 sehingga berdasarkan persamaan yang diperoleh, maka perkiraan cost index pada tahun 2024 adalah 1038,656. Harga peralatan diperoleh dari *www.matche.com* dan *Peter and Timmerhaus (2003)*. Untuk mengestimasi harga alat pada tahun tersebut, digunakan persamaan:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Dimana :
 Ex = Harga pembelian pada tahun 2024
 Ey = Harga pembelian pada tahun 2014
 Nx = Indeks harga pada tahun 2024
 Ny = Indeks harga pada tahun 2014

Contoh perkiraan harga alat :

Harga Belt Conveyor pada tahun 2024 :

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{Harga indeks tahun 2024}}{\text{Harga indeks tahun 2014}} \times \text{harga alat tahun terakhir} \\ &= \frac{1.038,656}{736.900} \times \text{US \$ } 42.300 \\ &= \text{US \$ } 59.621,589 \end{aligned}$$

Tabel LE. 2 Harga peralatan proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Unit	EY 2014 (\$)	EX 2024 (\$)
1	Belt Conveyor	BC-01	1	42300	59621,589
2	Crusher	C-01	1	29400	41439,118
3	Screw Conveyor	SC-01	1	14600	20578,610
4	Presssure Swing Adsorber (PSA)	A-01	1	207000	291765,222
5	Furnace	F-01	1	686700	967899,410
6	Kompresor	K-01 & K-02	2	54100	152507,221
7	Reaktor	R-01	1	660700	931252,570
8	Cyclone	CY-01	1	79600	112195,709
9	Kondenser	HE-01	1	82300	116001,342
10	Flash Drum	V-01	1	47600	67091,900
11	Mixer	M-01	1	102400	144332,168
12	Dekanter	D-01	1	251100	353923,900
13	Tangki Bio Oil	T-01	1	145300	204799,453
14	Evaporator	EV-01	1	116400	164065,081

15	Cooler Evaporator	HE-02	1	32300	45526,651
16	Tangki Produk Fenol	T-02	1	288100	406075,171
17	Pompa 1	P-01	1	7100	10007,406
18	Pompa 2	P-02	1	7100	10007,406
19	Pompa 3	P-03	1	13300	18746,268
20	Pompa 4	P-04	1	8300	11698,799
21	Pompa 5	P-05	1	8300	11698,799
22	Pompa 6	P-06	1	8300	11698,799
23	Pompa 7	P-07	1	8300	11698,799
Total					4164631,406

Tabel LE.3 Harga peralatan utilitas

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah Unit	EY 2014 (\$)	EX 2024 (\$)
1	Screening	SC	1	29800	42002,916
2	Sedimentasi	BS	1	29800	42002,916
3	Clarifier	CR	1	29800	42002,916
4	Bak sand filter	SF	1	11300	15927,280
5	Tangki penampungan sementara	TU-01	1	60300	84992,478
6	Tangki Utilitas Domestik	TU-02	1	25000	35237,346
7	Cooling Tower	CT-01 & CT-02	2	97600	275133,195
8	Tangki kation exchanger	CE	1	20000	28189,877
9	Tangki anion exchanger	AE	1	20000	28189,877
10	Deaerator	DE	1	69900	98523,618
11	Boiler	BU	1	295200	416082,577
12	Tangki Air Proses	TU-03	1	124300	175200,083
13	Tangki Alum	TP-01	1	3900	5497,026
14	Tangki H2SO4	TP-02	1	2100	2959,937
15	Tangki NaOH	TP-03	1	2000	2818,988
16	Tangki kaporit	TP-04	1	2000	2818,988
17	Tangki Dowtherm A	TU-04	1	5500	7752,216
18	Tangki Bahan Bakar	TB	1	15200	21424,306
19	Generator	G-01	1	22000	31008,864
20	Pompa 1	PU-01	1	10700	15081,584
21	Pompa 2	PU-02	1	10700	15081,584
22	Pompa 3	PU-03	1	3600	5074,178
23	Pompa 4	PU-04	1	10700	15081,584
24	Pompa 5	PU-05	1	10700	15081,584
25	Pompa 6	PU-06	1	6800	9584,558
26	Pompa 7	PU-07	1	4400	6201,773
27	Pompa 8	PU-08	1	6800	9584,558

28	Pompa 9	PU-09	1	8900	12544,495
29	Pompa 10	PU-10	1	3600	5074,178
30	Pompa 11	PU-11	1	6800	9584,558
31	Pompa 12	PU-12	1	3600	5074,178
32	Pompa 13	PU-13	1	6800	5300,000
33	Pompa 14	PU-14	1	5500	7752,216
34	Pompa 15	PU-15	1	3600	5074,178
35	Pompa 16	PU-16	1	3600	5074,178
36	Pompa 17	PU-17	1	5500	7752,216
37	Pompa 18	PU-18	1	8500	11980,698
38	Pompa 19	PU-19	1	7100	10007,406
39	Pompa 20	PU-20	1	7100	10007,406
40	Pompa 21	PU-21	1	4400	6201,773
41	Pompa 22	PU-22	1	4400	6201,773
42	Pompa 23	PU-23	1	4400	6201,773
Total					1406195,913

Perhitungan Harga Peralatan Proses dan Utilitas

Harga Peralatan Proses pada Tahun 2024

$$= \text{US \$ } 4.164.631,406 + \text{US \$ } 1.406.195,913$$

$$= \text{US \$ } 5.570.827,319 \times \text{Rp. } 14.400$$

$$= \text{Rp } 80.219.913.398$$

Total harga peralatan proses pada tahun 2024 adalah Rp 79.047.050.434.

Diperkirakan biaya impor, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai dilokasi 25 % dari harga alat.

Jadi, Harga pembelian alat total (E)= 1,25 x Rp 80.219.913.398

$$= \text{Rp } 100.274.891.748$$

E.2 Perhitungan Production Cost (Biaya Produksi)

A. Total Capital Investment (TCI)

a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

- Biaya Langsung (*Direct Cost*)

1. Harga Peralatan (E) Rp 100.274.891.748

2. Instalasi, isolasi & pengecatan 47 % (E) Rp 47.129.199.121

3. Instrumen alat & Kontrol 35% (E) Rp 35.096.212.112

4. Perpipaian Terpasang 31% (E) Rp 31.085.216.442

5. Pelistrikan Terpasang 11% (E)	Rp 11.030.238.092
6. Bangunan dan Pemeliharaan 28% (E)	Rp 28.076.969.689
7. Yard Improvement 10 % (E)	Rp 10.027.489.175
8. Service Fasilities 60% (E)	Rp 60.164.935.049
<u>9. Tanah 6% (E)</u>	<u>Rp 6.016.493.505</u>
Total DC	Rp 328.901.644.932
B. Biaya Tidak Langsung (Indirect Cost)	
1. Engineering dan Supervisi 30% (E)	Rp 30.082.467.524
<u>2. Biaya Konstruksi 34% (E)</u>	<u>Rp 34.093.463.194</u>
Total IC	Rp 64.175.930.718
3. Biaya Kontraktor 4% (DC + IC)	Rp 13.115.955.841
<u>4. Biaya Tak Terduga 10% (DC + IC)</u>	<u>Rp 32.789.889.601</u>
Total Fixed Capial Investment (FCI)	Rp 448.108.436.242

b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

$$\text{WCI} = 15 \% \times \text{TCI}$$

c. Modal total (TCI)

$$\text{TCI} = \text{FCI} + 0,15 \text{TCI}$$

$$\text{TCI} - 0,15 \text{TCI} = \text{FCI}$$

$$0,85 \text{TCI} = \text{FCI}$$

$$\text{TCI} = \frac{\text{FCI}}{0,85}$$

$$= \frac{\text{Rp } 448.108.436.242}{0,85}$$

$$= \text{Rp } 527.186.395.578$$

Maka,

$$\text{WCI} = 15 \% \times \text{TCI}$$

$$= 15 \% \times \text{Rp } 527.186.395.578$$

$$= \text{Rp } 79.077.959.337$$

Investasi ini direncanakan 40 % modal sendiri dan 60 % modal pinjaman dari bank dengan masa konstruksi 2 tahun. Dimana 60 % dari total investasi dikeluarkan pada tahun pertama.

A. Investasi pada tahun pertama (-1) konstruksi :

$$\begin{aligned}\text{Investasi tahun pertama} &= 60 \% \times \text{TCI} \\ &= 60 \% \times \text{Rp } 527.186.395.578 \\ &= \text{Rp } 316.311.837.347\end{aligned}$$

1. Modal sendiri

$$\begin{aligned}\text{Modal sendiri} &= 40 \% \times \text{TCI} \\ &= 40 \% \times \text{Rp } 527.186.395.578 \\ &= \text{Rp } 210.874.558.231\end{aligned}$$

2. Modal Pinjaman

$$\begin{aligned}\text{Modal Pinjaman} &= \text{Investasi tahun pertama} - \text{modal sendiri} \\ &= \text{Rp } 316.311.837.347 - \text{Rp } 210.874.558.231 \\ &= \text{Rp } 105.437.279.116\end{aligned}$$

3. Bunga pinjaman akhir tahun pertama

$$\begin{aligned}\text{Bunga pinjaman akhir} &= 3,50 \% \times \text{modal pinjaman} \\ &= 3,50 \% \times \text{Rp } 105.437.279.116 \\ &= \text{Rp } 3.690.304.769\end{aligned}$$

4. Total investasi tahun pertama konstruksi

$$\begin{aligned}&= \text{Modal pinjaman} + \text{bunga akhir tahun pertama} \\ &= \text{Rp } 105.437.279.116 + \text{Rp } 3.690.304.769 \\ &= \text{Rp } 109.127.583.885\end{aligned}$$

B. Investasi pada akhir tahun masa konstruksi (0)

1. Pada akhir masa konstruksi dikeluarkan biaya

$$\begin{aligned}&= 40 \% \times \text{TCI} \\ &= 40 \% \times \text{Rp } 527.186.395.578 \\ &= \text{Rp } 210.874.558.231\end{aligned}$$

2. Bunga pada akhir masa konstruksi tahun (0)

$$\begin{aligned}&= 3,50 \% \times (\text{Pinjaman Tahun I} + \text{Bunga Tahun I} + \text{pinjaman Tahun Akhir}) \\ &= 3,50 \% \times (\text{Rp } 105.437.279.116 + \text{Rp } 3.690.304.769 + \text{Rp } 210.874.558.231) \\ &= \text{Rp } 11.200.074.974\end{aligned}$$

3. Total investasi pada akhir masa konstruksi

$$= \text{Biaya akhir konstruksi} + \text{Bunga pada akhir masa konstruksi tahun (0)}$$

= Rp 210.874.558.231 + Rp 11.200.074.974

= Rp 222.074.633.205

4. Modal pinjaman akhir masa konstruksi

= Total investasi tahun pertama konstruksi + Total investasi pada akhir masa konstruksi

= Rp 109.127.583.885 + Rp 222.074.633.205

= Rp 331.202.217.090

5. Jadi total investasi pada akhir masa konstruksi

= Modal pinjaman + Modal sendiri

= Rp 331.202.217.090 + Rp 210.874.558.231

= Rp 542.076.775.322

B. Manufacturing cost (MC)

a. Biaya bahan baku

Tabel LE. 4 Biaya bahan baku

No.	Bahan Baku	Kebutuhan (Kg/Jam)	Kebutuhan (Kg/Tahun)	Harga (Rp/Kg)	Total Harga (Rp/Tahun)
1	TKKS	15556,121	123.204.477,866	200,000	24.640.895.573
Total					24.640.895.573

b. Biaya utilitas

Tabel LE.5 Biaya utilitas

No.	Bahan Baku	Satuan	Kebutuhan (/Tahun)	Harga (Rp)	Total Harga (Rp/Tahun)
1	Bahan Bakar Solar	Liter	964366,131	9.300	8.968.605.023
2	Listrik	kWh	1053824,072	960	1.011.671.110
3	Dowtherm A	Kg	1362404,647	34.560	47.084.704.595
4	H ₂ SO ₄	Liter	351,324	11.520	4.047.256
5	NaOH	Liter	330,592	7.200	2.380.264
Total					57.071.408.248

c. Gaji karyawan

Tabel LE. 6 Gaji karyawan

No.	Jabatan	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah	Gaji/Tahun (Rp)
1	Direktur Utama	55.000.000	1	660.000.000
2	Direktur Produksi & Teknik	40.000.000	1	480.000.000
3	Direktur Keuangan & Administrasi	40.000.000	1	480.000.000
4	Sekretaris Direktur	8.500.000	4	408.000.000
5	Staff Ahli	12.000.000	4	576.000.000
6	Kepala Bagian Produksi	10.000.000	1	120.000.000
7	Kepala Bagian Teknik	10.000.000	1	120.000.000
8	Kepala Bagian Pemasaran	10.000.000	1	120.000.000
9	Kepala Bagian Umum	10.000.000	1	120.000.000
10	Kepala Bagian Keuangan	10.000.000	1	120.000.000
11	Kasi Proses	7.500.000	1	90.000.000
12	Kasi Riset & Pengembangan	7.500.000	1	90.000.000
13	Kasi Utilitas & Energi	7.500.000	1	90.000.000
14	Kasi Pemeliharaan & Perbaikan	7.500.000	1	90.000.000
15	Kasi Pembelian	7.500.000	1	90.000.000
16	Kasi Gudang	7.500.000	1	90.000.000
17	Kasi Pemasaran & Penjualan	7.500.000	1	90.000.000
18	Kasi Administrasi	7.500.000	1	90.000.000
19	Kasi Personalia & Kesejahteraan	7.500.000	1	90.000.000
20	Kasi Keamanan	7.500.000	1	90.000.000
21	Karyawan Bagian Proses(Kepala)	5.000.000	4	240.000.000
22	Karyawan Bagian Proses(Regu)	3.900.000	54	2.527.200.000
23	Karyawan Bagian Laboratorium	3.900.000	12	561.600.000
24	Karyawan Bagian Utilitas	3.900.000	34	1.591.200.000
25	Karyawan Bagian Personalia	3.900.000	5	234.000.000
26	Karyawan Bagian Pemasaran	3.900.000	5	234.000.000
27	Karyawan Bagian Administrasi	3.900.000	6	280.800.000
28	Karyawan Bagian Pembelian	3.900.000	5	234.000.000
29	Karyawan Bagian Pemeliharaan	3.900.000	8	374.400.000
30	Karyawan Bagian Gudang	3.900.000	5	234.000.000

31	Karyawan Bagian Keamanan	3.900.000	8	374.400.000
32	Karyawan Bagian Kebersihan	3.900.000	6	280.800.000
33	Dokter	10.000.000	2	240.000.000
34	Perawat	4.000.000	4	192.000.000
35	Supir	3.000.000	4	144.000.000
36	Satpam	3.700.000	12	532.800.000
Total		349.100.000	200	12.379.200.000

Total gaji karyawan perbulan = Rp. 349.100.000

Total gaji karyawan pertahun = Rp. 349.100.000 x 12 bulan
= Rp. 12.379.200.000

Manufacturing Cost

a. Direct Manufacturing Cost (DMC)

1. Bahan Baku	Rp 24.640.895.573
2. Gaji Karyawan	Rp 12.379.200.000 (A)
3. Biaya Supervisi 10% (A)	Rp 1.237.920.000
4. Utilitas	Rp 116.449.419.646
5. Perawatan dan perbaikan 18% (FCI)	Rp 80.659.518.523 (M)
6. Operating supplies 15% (M)	Rp 12.098.927.779
7. Laboratorium 12 % (A)	Rp 1.485.504.000
8. Patent dan Roayalti 2% (S)	Rp 9.577.474.334
Total DMC	Rp 199.150.848.457

Harga Penjualan (S)

a. Produk utama

Produksi Fenol = 12.000 ton/tahun

Harga Fenol = Rp 38.000/kg

Harga Jual per tahun = 12.000.000 Kg/tahun × Rp 38.000

= Rp 456.000.000.000

b. Produk samping

➤ Bio oil

Produksi Bio oil = 7.648.159 Liter/tahun

Harga Bio oil = Rp 2.000/Liter
 Harga Jual per tahun = 7.648.159 Liter/tahun × Rp 2.000
 = Rp 15.296.318.939

➤ Arang

Produksi Arang = 25.257.992,60 Kg/tahun
 Harga Arang = Rp 300/Kg
 Harga Jual per tahun = 25.257.992,60 Kg/tahun × Rp 300
 = Rp 7.577.397.780

Hasil penjualan total tahunan = Rp 478.873.716.719

b. *Indirect manufacturing cost (IMC)*

1. Payroll Overhead 15% (A)	Rp 1.856.880.000
2. Laboratory cost 10% (A)	Rp 1.237.920.000
3. Plant Overhead 65 % (A)	Rp 8.046.480.000
4. Packaging and Shipper 5% (S)	Rp 23.943.685.836
Total IMC	Rp 35.084.965.836

c. *Fixed manufacturing cost (FMC)*

1. Depresiasi 10% (FCI)	Rp 44.810.843.624
2. Pajak 2% (FCI)	Rp 8.962.168.725
3. Asuransi 1% (FCI)	Rp 4.481.084.362
Total FMC	Rp. 58.254.096.711

Total Manufacturing Cost (MC)

= DMC + IMC + FMC
 = Rp 199.150.848.457 + Rp 35.084.965.836 + Rp 58.254.096.711
 = Rp 292.489.911.005

C. *General Expense (GE)*

1. Biaya Administrasi 3% (MC)	Rp 8.774.697.330
2. Biaya distribusi penjualan 5% (MC)	Rp 14.624.495.550

3. Riset dan pengembangan 3,5% (MC)	Rp 10.237.146.885
4. <u>Financing 4% (TCI)</u>	<u>Rp 26.359.319.779</u>
Total GE	Rp 59.995.659.544

Maka *Total Product Cost* (TPC)

$$\text{TPC} = \text{MC} + \text{GE}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 292.489.911.005 + \text{Rp } 59.995.659.544$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 352.485.570.549$$

E.3 Analisa Kelayakan

A. Percent Profit on Sales (POS)

Keuntungan

Keuntungan sebelum pajak

$$= \text{Penjualan} - \text{Biaya Produksi}$$

$$= \text{Rp } 478.873.716.719 - \text{Rp } 352.485.570.549$$

$$= \text{Rp } 126.388.146.170$$

$$(\text{pajak } 15\%) = 15\% (\text{Rp } 126.388.146.170)$$

$$= \text{Rp } 18.958.221.925$$

Keuntungan Setelah Pajak

$$= \text{Rp } 126.388.146.170 - \text{Rp } 18.958.221.925$$

$$= \text{Rp } 107.429.924.244$$

$$\text{Persen Profit on Sales} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{harga jual produk}} \times 100\%$$

$$\text{Sebelum pajak} = 26\%$$

$$\text{Setelah pajak} = 22\%$$

B. Return on Investment (ROI)

Adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

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

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{\text{Rp } 126.388.146.170}{\text{Rp } 448.108.436.242} \times 100\%$$

$$= 28 \%$$

$$\text{Setelah pajak} = \frac{\text{Rp } 107.429.924.244}{\text{Rp } 448.108.436.242} \times 100\%$$

$$= 24 \%$$

C. Pay Out Time (POT)

Adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment oleh profit sebelum dikurangi depresiasi.

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{Keuntungan} + (0,1 \times \text{FCI})}$$

$$\text{sebelum pajak} = 2,62 \text{ tahun}$$

$$\text{setelah pajak} = 2,89 \text{ tahun}$$

D. Break Even Point (BEP)

a. Fixed Manufacturing Cost (FC)

Tabel LE.7 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No.	Jenis	Harga (Rp)
1	Depresiasi	44.810.843.624
2	Pajak	8.962.168.725
3	Asuransi	4.481.084.362
Fixed Cost (FC)		58.254.096.711

b. Variabel Cost (VC)

Tabel LE 8 Variabel Cost

No	Jenis	Harga (Rp)
1	Raw Material	24.640.895.573
2	Utilities	57.071.408.248
3	Packaging dan Shipping	23.943.685.836
4	Royalty & Patent	9.577.474.334
Variable Cost (VC)		115.233.463.991

c. Semi Variabel Cost (SVC)

Tabel LE.9 Semi Variabel Cost (SVC)

No	Jenis	Harga (Rp)
1	Gaji Karyawan	12.379.200.000
2	Maintenance	80.659.518.523
3	Supervision	1.237.920.000
4	Payroll Overhead	1.856.880.000
5	Plant Supplies	12.098.927.779
6	General manager	59.995.659.544
7	Plant Overhead	8.046.480.000
Semi Variabel Cost (SVS)		176.274.585.846

d. Sales (S)

Penjualan produk selama satu tahun = Rp 369.610.817.089

Break Event Point (BEP)

Perhitungan BEP dengan persamaan :

$$\begin{aligned} BEP &= \frac{FC + 0,3 SVC}{S - 0,7 SVC - VC} \times 100\% \\ &= \frac{Rp58.254.096.711 + (0,3 \times Rp 176.274.585.846)}{Rp 478.873.716.719 - (0,7 \times Rp 176.274.585.846) - Rp 115.233.463.991} \times 100 \% \\ &= 46,65\% \end{aligned}$$

E. Shut Down Point (SDP)

Perhitungan SDP dengan persamaan :

$$\begin{aligned} SDP &= \frac{0,3 SVC}{S - 0,7 SVC - VC} \times 100\% \\ &= \frac{0,3 \times Rp 176.274.585.846}{Rp 478.873.716.719 - (0,7 \times Rp 176.274.585.846) - Rp 115.233.463.991} \times 100 \% \\ &= 22,29 \% \end{aligned}$$

F. Discounted Cash Flow (DCF)

DCF adalah salah satu cara untuk menganalisa suatu kelayaan pabrik dimana DCF didefinisikan sejumlah uang dari keuntungan yang tidak digunakan untuk pinjaman modal dan bunganya.

a. Laba kotor

= Harga penjualan produk – TPC- Depresiasi – Bunga dari sisa pinjaman

$$= \text{Rp } 478.873.716.719 - \text{Rp } 352.485.570.549 - \text{Rp } 44.810.843.624 -$$

$$\text{Rp. } 11.592.077.598$$

$$= \text{Rp } 69.985.224.947$$

b. Pajak penghasilan

= 5 % x laba kotor

$$= 5 \% \times \text{Rp } 69.985.224.947$$

$$= \text{Rp } 3.499.261.247$$

c. Laba bersih

= laba kotor – pajak penghasilan

$$= \text{Rp } 69.985.224.947 - \text{Rp } 3.499.261.247$$

$$= \text{Rp } 66.485.963.700$$

d. Pengembalian pinjaman direncanakan 10 tahun, dengan bunga 10 % pertahun.

$$= \frac{\text{Jumlah pinjaman}}{10 \text{ tahun}} + \text{bunga tahun ke-n}$$

$$= \frac{\text{Rp } 331.202.217.090}{10} + \text{bunga tahun ke-n}$$

$$= \text{Rp } 33.120.221.709$$

(Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel *cash flow*)

e. *Cash flow*

= Laba bersih + depresiasi

$$= \text{Rp } 66.485.963.700 + \text{Rp } 44.810.843.624$$

$$= \text{Rp } 111.296.807.324$$

f. *Net Cash flow*

= *Cash flow* – pengembalian pinjaman

$$= \text{Rp } 111.296.807.324 - \text{Rp } 33.120.221.709$$

$$= \text{Rp } 78.176.585.615$$

(Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel *cash flow*)

g. *Discount cash flow*

$$= \frac{\text{Net cash flow}}{(1+i)^n}$$

Tabel LE.10 Discounted Cash Flow

Tahun ke-n	Net Cash Flow (CF)	Trial i	
		i = 3,50%	i = 9,05%
			Present value
1.	Rp 78.176.585.615	Rp 75.532.932.962	Rp 71.688.753.430
2.	Rp 79.277.832.987	Rp 74.006.705.395	Rp 66.665.390.998
3.	Rp 80.379.080.359	Rp 72.497.325.218	Rp 61.982.062.447
4.	Rp 81.480.327.731	Rp 71.005.398.311	Rp 57.616.926.474
5.	Rp 82.581.575.102	Rp 69.531.470.313	Rp 53.549.425.076
6.	Rp 83.682.822.474	Rp 68.076.030.000	Rp 49.760.220.972
7.	Rp 84.784.069.846	Rp 66.639.512.509	Rp 46.231.136.576
8.	Rp 85.885.317.218	Rp 65.222.302.405	Rp 42.945.094.698
9.	Rp 86.986.564.590	Rp 63.824.736.604	Rp 39.886.061.092
10.	Rp 88.087.811.962	Rp 62.447.107.158	Rp 37.038.988.961
Total NPV		Rp 688.783.520.875	Rp 527.364.060.724

Modal Awal TCI = Rp. 527.186.395.578

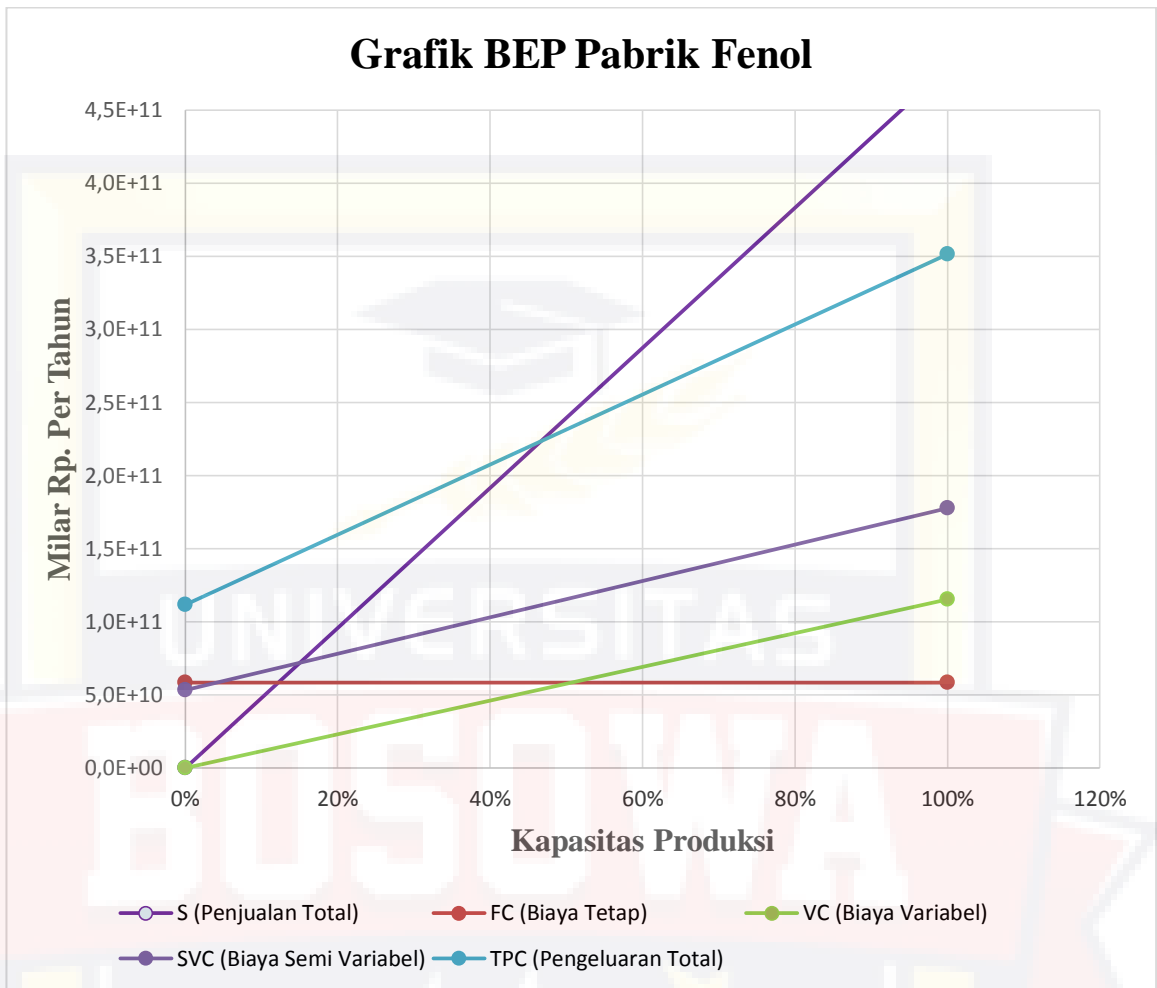
$$\begin{aligned} \text{Ratio} &= \frac{\text{Total Present Value}}{\text{Modal awal}} \\ &= \frac{527.364.060.724}{527.186.395.578} \\ &= 1,000 \end{aligned}$$

Jadi Discounted Cash Flow adalah 9,05%

Dengan trial diperoleh harga Discounted Cash Flow (i)= 9,05% pertahun. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga suku bunga (i) dari bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 3,50% pertahun.

Resume :

1. Persen of *Return On Investment* sebelum pajak adalah 28% dan sesudah pajak 24%
2. *Pay Out Time* sebelum pajak adalah 2,62 tahun dan sesudah pajak 2,89 tahun.
3. *Break Event Point* pabrik adalah 46,65 %.
4. *Shut Down Point* pabrik adalah 22,29%
5. *Discounted Cash Flow* adalah 9,05%



Gambar E.1 Grafik BEP dan SDP Pabrik Pembuatan Fenol

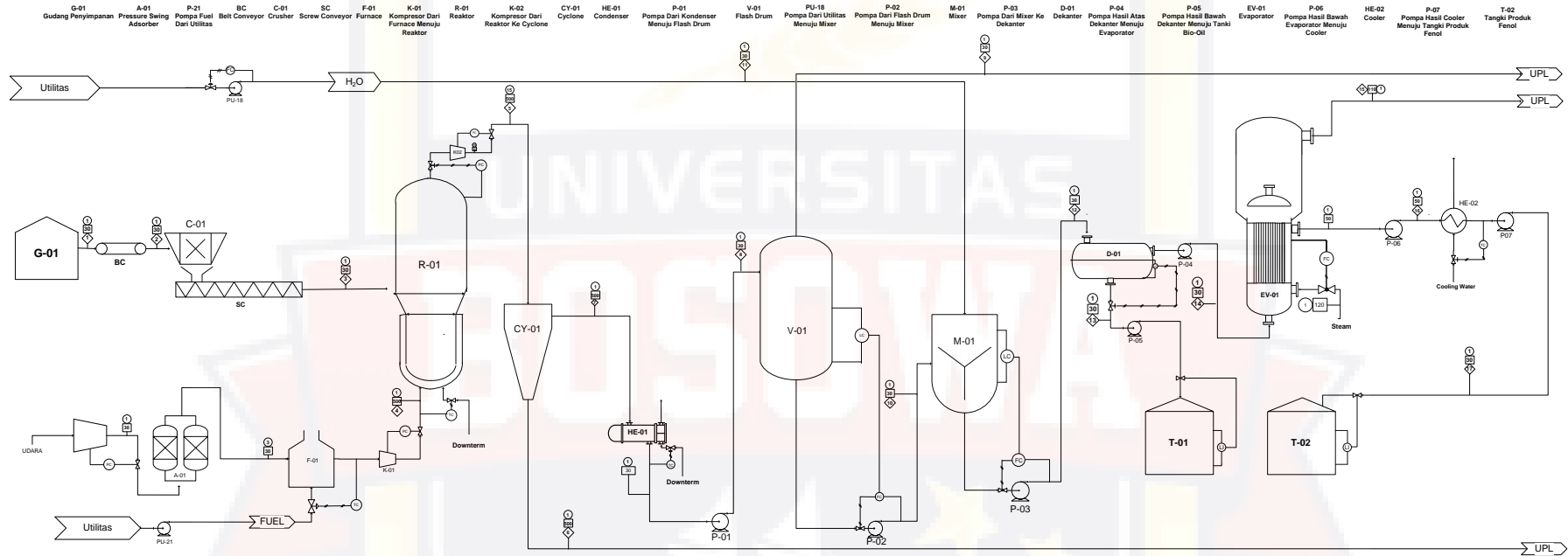
Tabel LE.11 Cash Flow Pabrik Pembuatan Fenol

ke - Tahun	Kapasitas	INVESTASI							
		Modal Sendiri				Modal Pinjaman			
		Pengeluaran	Inflasi	Jumlah	Akumulasi	Pengeluaran	Bunga	Jumlah	Akumulasi
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
- 2	0%	210.874.558.231	0	210.874.558.231	210.874.558.231	105.437.279.116	3.690.304.769	109.127.583.885	109.127.583.885
- 1	0%	0	0	0	210.874.558.231	210.874.558.231	11.200.074.974	222.074.633.205	331.202.217.090
0	0%		0	0	210.874.558.231		0	0	331.202.217.090
1	100%								
2	100%								
3	100%								
4	100%								
5	100%								
6	100%								
7	100%								
8	100%								
9	100%								
10	100%								

Investasi	Pengembalian	Sisa Pinjaman	Hasil	Biaya	Depresiasi	Bunga dari
Total	Pinjaman		Penjualan	Operasi		Sisa Pinjaman
(6) + (10)		(13) - (12)				
11	12	13	14	15	16	17
320.002.142.116						
542.076.775.322						
542.076.775.322		331.202.217.090				
	33.120.221.709	298.081.995.381	478.873.716.719	352.485.570.549	44.810.843.624	11.592.077.598
	33.120.221.709	264.961.773.672	478.873.716.719	352.485.570.549	44.810.843.624	10.432.869.838
	33.120.221.709	231.841.551.963	478.873.716.719	352.485.570.549	44.810.843.624	9.273.662.079
	33.120.221.709	198.721.330.254	478.873.716.719	352.485.570.549	44.810.843.624	8.114.454.319
	33.120.221.709	165.601.108.545	478.873.716.719	352.485.570.549	44.810.843.624	6.955.246.559
	33.120.221.709	132.480.886.836	478.873.716.719	352.485.570.549	44.810.843.624	5.796.038.799
	33.120.221.709	99.360.665.127	478.873.716.719	352.485.570.549	44.810.843.624	4.636.831.039
	33.120.221.709	66.240.443.418	478.873.716.719	352.485.570.549	44.810.843.624	3.477.623.279
	33.120.221.709	33.120.221.709	478.873.716.719	352.485.570.549	44.810.843.624	2.318.415.520
	33.120.221.709	0	478.873.716.719	352.485.570.549	44.810.843.624	1.159.207.760

Sebelum pajak (14)-(15)-(16)-(17)	Laba		Actual Cash Flow (20) + (16)	Net Cash Flow (21) - (12)	Cumulative Net Cash Flow
	Pajak	Sesudah pajak (18) - (19)			
18	19	20	21	22	23
69.985.224.947	3.499.261.247	66.485.963.700	111.296.807.324	78.176.585.615	78.176.585.615
71.144.432.707	3.557.221.635	67.587.211.072	112.398.054.696	79.277.832.987	157.454.418.602
72.303.640.467	3.615.182.023	68.688.458.444	113.499.302.068	80.379.080.359	237.833.498.961
73.462.848.227	3.673.142.411	69.789.705.816	114.600.549.440	81.480.327.731	319.313.826.692
74.622.055.987	3.731.102.799	70.890.953.187	115.701.796.812	82.581.575.102	401.895.401.794
75.781.263.746	3.789.063.187	71.992.200.559	116.803.044.183	83.682.822.474	485.578.224.269
76.940.471.506	3.847.023.575	73.093.447.931	117.904.291.555	84.784.069.846	570.362.294.115
78.099.679.266	3.904.983.963	74.194.695.303	119.005.538.927	85.885.317.218	656.247.611.333
79.258.887.026	3.962.944.351	75.295.942.675	120.106.786.299	86.986.564.590	743.234.175.922
80.418.094.786	4.020.904.739	76.397.190.046	121.208.033.671	88.087.811.962	831.321.987.884

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK FENOL DARI LIMBAH TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	NOMOR ALIR (kg/jam)																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
C ₁₈ H ₃₆ O ₂	15556,121	15556,121	15556,121	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Bio Oil	-	-	-	1555,612	1555,612	-	1555,612	1555,612	1555,612	-	-	-	-	-	-	-	-
N ₂	-	-	-	2955,597	2955,597	-	2955,597	2955,597	2955,597	2955,597	-	-	-	-	-	-	-
C (char)	-	-	-	6378,281	6378,281	-	6378,281	6378,281	6378,281	-	-	-	-	-	-	-	-
CO ₂	-	-	-	2234,559	2234,559	-	2234,559	2234,559	2234,559	-	-	-	-	-	-	-	-
CO	-	-	-	855,456	855,456	-	855,456	855,456	855,456	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂	-	-	-	155,590	155,590	-	155,590	155,590	155,590	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ O	-	-	-	2447,618	2447,618	-	2447,618	2447,618	2447,618	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂	-	-	-	529,020	529,020	-	529,020	529,020	529,020	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ O (Solvent)	-	-	-	-	-	-	15137,365	15137,365	15137,365	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ O	-	-	-	-	-	-	718,908	718,908	718,908	-	-	-	-	-	-	-	-
Asam asetat	-	-	-	489,506	489,506	-	489,506	489,506	489,506	-	-	-	-	-	-	-	-
l-Octane	-	-	-	36,206	36,206	-	36,206	36,206	36,206	-	-	-	-	-	-	-	-
D-propanone, 1-hydroxy	-	-	-	48,082	48,082	-	48,082	48,082	48,082	-	-	-	-	-	-	-	-
Benzaldehyde	-	-	-	34,758	34,758	-	34,758	34,758	34,758	-	-	-	-	-	-	-	-
Fenol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	819,705	819,705	-	819,705	-	819,705	819,705	-
Asam pentanoate	-	-	-	-	-	-	-	-	-	53,875	53,875	-	53,875	-	53,875	53,875	-
o-Cresol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	22,882	22,882	-	22,882	-	22,882	22,882	-
m-Cresol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	139,611	139,611	-	139,611	-	139,611	139,611	-
p-Cresol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	67,198	67,198	-	67,198	-	67,198	67,198	-
Guaiacol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	70,564	70,564	-	70,564	-	70,564	70,564	-
Pyrocatechol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	62,564	62,564	-	62,564	-	62,564	62,564	-
1,2-benzenediol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	100,508	100,508	-	100,508	-	100,508	100,508	-
Catechol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	58,509	58,509	-	58,509	-	58,509	58,509	-
Eugenol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	39,392	39,392	-	39,392	-	39,392	39,392	-
Syringol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	39,682	39,682	-	39,682	-	39,682	39,682	-
Fenol, 2, 6-dimethoxy	-	-	-	-	-	-	-	-	-	94,136	94,136	-	94,136	-	94,136	94,136	-
TOTAL	15556,121	15556,121	15556,121	1555,612	17111,733	6378,281	10733,462	10733,462	5438,301	5295,151	5295,151	20432,415	602,426	1515,152	18254,838	1515,152	1515,152

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	MIKSER
D	DEKANTER
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



PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS BOSOWA
MAKASSAR
2021

Disusun Oleh:
Selwina Selin (4519044012)

Dosen Pembimbing:
1. Dr. Ridwan, S.T., M.Si
2. M. Tang, S.T., M.PkM