

MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

PRA RENCANA PABRIK

**PULP DARI BAGASSE
DENGAN PROSES CELDECOR
KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
DIGESTER**

SKRIPSI

Disusun Oleh:

ANIKA FITRIANA MABON

1214908



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2015**



PERENCANAAN

YANG BERSIFAT
SEBAGAI PROSES
KAPASITAS 8000 TON/TAHUN

PERENCANAAN ALAT-ALAT
KONSTRUKSI

SKRIPSI

Disusun oleh:

ALYAN

ANAKA KIRANA MARION

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

PULP DARI BAGASSE

DENGAN PROSES CELDECOR

KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
DIGESTER**

SKRIPSI

**Diajukan sebagai Syarat Memenuhi Wisuda
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

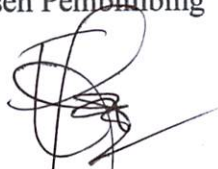
Disusun Oleh:

ANIKA FITRIANA MABON

1214908

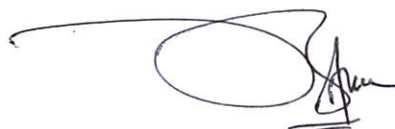
Malang, 21 Agustus 2015

Menyetujui,
Dosen Pembimbing



Elvianto Dwi D, ST, MT.
NIP. Y 1030000351

Menyetujui,
Dosen Pembimbing



M. Istnaeny Hudha, ST, MT.
NIP. Y 1030400400

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Jimmy, ST, MT.
NIP. Y 1039900330

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama : ANIKA FITRIANA MABON
NIM : 1214908
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK PULP DARI BAGASSE
DENGAN PROSES CELDECOR KAPSITAS 80.000
TON/TAHUN

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :

Hari : Sabtu
Tanggal : 22 Agustus 2015
Nilai : B

Ketua,



Jimmy, ST. MT.
NIP. Y 1039900330

Sekretaris,

Elvianto Dwi Daryono, ST. MT
NIP. P 1030000351

Anggota Penguji

Penguji Pertama,

Dwi Ana Anggorowati, ST. MT
NIP. 197009282005012001

Penguji Kedua,

Ir. Muyassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : ANIKA FITRIANA MABON
NIM : 1214908
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

PULP DARI BAGASSE DENGAN PROSES CELDECOR KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA DIGESTER

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan darisumber aslinya.

Malang, 22 Agustus 2015
Yang membuat pernyataan,



ANIKA FITRIANA MABON

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul “PRA RENCANA PABRIK PULP DARI BAGASSE DENGAN PROSES CELDECOR KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN” dengan baik.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna mencapai gelar Sarjana Jenjang Strata 1 (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang.

Pada kesempatan ini, penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Dr. Ir. Lalu Mulyadi, MT selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang
2. Bapak Ir. Anang Subardi, MT, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang
3. Bapak Jimmy, ST, MT, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang
4. Bapak Elvianto, ST, MT dan bapak Istnaeny, ST, MT selaku Dosen Pembimbing Skripsi
5. Kedua Orang tua kami yang telah memberikan dukungan serta doa kepada kami
6. Bapak/Ibu Dosen, rekan-rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesaikannya skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh sebab itu penyusun mengharapkan saran dan kritik dari semua pihak guna menyempurnakan skripsi ini

Malang, Agustus 2015

Penyusun

INTISARI

Pra Rencana Pabrik Pulp dari Bagasse Dengan Proses celdecor ini mengambil lokasi di Ngoro, Mojokerto. Dengan kriteria sebagai berikut :

- Kapasitas Produksi : 80.000 ton/tahun
- Waktu Operasi : 330 hari
- Bahan Utama : Bagasse
- Utilias : Air kawasan, steam, listrik dan bahan bakar
- Organisasi Perusahaan
 - Bentuk : Perseroan Terbatas
 - Struktur : Garis dan Staff
 - Karyawan : 226 orang
- Analisa Ekonomi
 - ROI_{AT} : 65 %
 - ROI_{BT} : 39 %
 - POT : 2.05 tahun
 - BEP : 49.86%
 - IRR : 38.3%

Dari hasil evaluasi ekonomi, Pra Rencana Pabrik Pulp dari Bagasse Dengan Proses Celdecor layak untuk didirikan.

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN	ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI.....	iii
PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI.....	iv
KATA PENGANTAR	v
INTISARI	vi
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL	viii
DAFTAR GAMBAR	ix
BAB I PENDAHULUAN	I-1
BA II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	II-1
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA PANAS	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI-1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII-1
BAB VIII UTILITAS.....	VIII-1
BAB IX TATA LETAK PABRIK.....	IX-1
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAN	X-1
BAB XI ANALISA EKONOMI	XI-1
BAB XII KESIMPULAN	XII-1
DAFTAR PUSTAKA	
APPENDIKS A. PERHITUNGAN NERACA MASSA	APP A-1
APPENDIKS B. PERHITUNGAN NERACA PANAS	APP B-1
APPENDIKS C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN	APP C-1
APPENDIKS D. PERHITUNGAN UTILITAS	APP D-1
APPENDIKS E. PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI	APP E-1

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Sifat-sifat Kimia dan fisik Bagasse	I-3
Tabel 1.2. Sifat Kimia dan Fisika Pulp.....	I-4
Tabel 1.3. Sifat Kimia dan Fisika Natrium Hidroksida.....	I-5
Tabel 1.4. Sifat Kimia dan fisika Cl ₂	I-5
Tabel 1.5 Data Ekspor Impor Pulp.....	I-6
Tabel 1.6 Data Presentase Kebutuhan Pulp.....	I-6
Tabel 2.1. Perbandingan ProsesPembuatan Pulp.....	II-5
Tabel 7.1. Instrumentasi Pra Rencana Pabrik Pulp dari Bagasse	VII-2
Tabel 7.2. Alat Keselamatan Kerja Pabrik Pulp.....	VII-3
Tabel 8.1. Total Kebutuhan Air Proses	VIII-2
Tabel 8.2. Total Kebutuhan Steam	VIII-4
Tabel 8.3.Total Kebutuhan Air yang Perlu Disupplay	VIII-5
Tabel 9.1. Perincian Luas Daerah Pabrik	IX-2
Tabel 10.1.Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	X-9
Tabel 10.2.Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun	XI-9

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Proses Pembuatan Pulp dengan Cara Sulfat	I-9
Gambar 2.2. Proses Pembuatan Pulp dengan Cara Sulfit.....	I-7
Gambar 2.3 Proses Pembuatan Pulp dengan cara Soda.....	II-2
Gambar 2.4. Proses Pembuatan Pulp dengan cara Sulfit.....	II-3
Gambar 2.5. Proses Pembuatan Pulp Dengan Cara Celdecor	II-4
Gambar 2.6. Gambar Rotary Drum Vaccum Filter	II-5
Gambar 9.1. Plant Lay Out Pabrik Pulp	IX-3
Gambar 9.2. Tata Letak Peralatan Proses Produksi Pulp	IX-6
Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pabrik Pulp	X-14
Gambar 11.1. Grafik Analisa BEP	XI-9

BAB I PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Kepesatan industri di Indonesia khususnya industri kimia mempunyai dampak yang sangat baik bagi tumbuh dan kembangnya perindustrian di negara kita, sekaligus untuk mengurangi ketergantungan industri negara kita terhadap negara2 maju. Pada umumnya nilai bahan baku industri dalam negara kita (khususnya industri kertas) masih terlalu tinggi, dan tentu saja akan berakibat kurang baik terhadap perkembangan industri – industri yang ada. Saat ini berkembang kabar mengenai pemanfaatan ampas tebu (*bagasse*) sebagai bahan aktif industri *pulp* dan kertas. Berkaitan dengan hal tersebut, Pusat Penelitian dan Pengembangan Hasil Hutan Badan Litbang Departemen Kehutanan melakukan kajian terhadap permasalahan yang dihadapi dalam pemanfaatan *bagasse* untuk bahan baku alternatif industri *pulp* dan kertas.

Pulp pada umumnya di buat dengan bahan baku utama dari kayu. Tetapi saat ini banyak bahan baku alternatif yang bisa di gunakan ununtuk membuat pulp selain dari kayu, diantaranya adalah ampas tebu (*bagasse*). Berkaitan dengan hal tersebut, Pusat Penelitian dan pengembangan Hasil Hutan badan Litbang Departemen Kehutanan melakukan kajian terhadap pemanfaatan *bagasse* untuk bahan baku industri pulp dan kertas.

Limbah padat yang bersumber dari pertanian, jumlah dan jenisnya cukup banyak diantaranya yaitu merang padi, tongkol jagung, kulit kacang tanah, ampas tebu (*bagasse*) dan lain sebagainya. Selain sumber energi, limbah padat pertanian berupa ampas tebu mempunyai kandungan sellulosa cukup tinggi dan dapat digunakan sebagai bahan baku pulp.

Pulp merupakan bahan dasar pada produksi kertas, karton, *fiberboard*, dan semacam produk buatan lain. Pulp dipasaran dijual pada bentuk lembaran dengan kadar air 7%. Bahan penyusun pulp adalah sellulosa dan lignin. Sellulosa adalah bahan utama pem buatan pulp, karena merupakan komponen penyusun

utama dan sifat – sifatnya diantaranya adalah merupakan bahan berserat serta tidak larut dalam air dan solvent organik.

Sifat kertas sangat dipengaruhi oleh kandungan selulosanya. Selulosa merupakan zat karbohidrat yang merupakan bagian utama dari jaringan dinding sel tumbuhan yang bergabung dengan lignin dan hemiselulosa. Selulosa terdapat kurang lebih 40 – 50% pada kayu dan tanaman bukan kayu yang kering. Panjang serat sangat berpengaruh pada kekuatan pulp. Serat pada pohon berkayu lunak, seperti pohon pinus dan cemara mempunyai serat yang lebih panjang daripada tumbuhan yang berdaun lebar dan berdaun keras. Secara umum tanaman yang digunakan untuk produksi pulp adalah tanaman yang berserat pendek, seperti ampas tebu (*bagasse*) dan jerami.

Ampas tebu (*bagasse*) adalah limbah padat industri gula tebu yang mengandung serat selulosa yang dapat di buat pulp. Potensi *bagasse* di Indonesia cukup besar, menurut data statistik Indonesia tahun 2014, luas tanaman tebu di Indonesia 395.399,44 ha. Tersebar di Pulau Sumatra seluas 99.383,8 ha , Pulau Jawa seluas 265.671,82 ha , Pulau Kalimantan seluas 13.970,42 ha dan Pulau Sulawesi seluas 16.373,4 ha. Diperkirakan setiap ha tanaman tebu mampu menghasilkan 100 ton *bagasse*. Maka potensi *bagasse* nasional yang dapat tersedia dari total luas tanaman tebu mencapai 39.539.944 ton per tahun.

Saat ini pasokan bahan baku *pulp* dan kertas dipenuhi dari realisasi HTI *pulp* yang luasnya 382.000 ha, dan menghasilkan kayu sekitar 7,7 juta m³ per tahun. Ini berarti terdapat kekurangan bahan baku kayu untuk industri *pulp* sebesar 18,3 juta m³ per tahun. Salah satu upaya untuk memenuhi kekurangan bahan baku tersebut diantaranya dengan *bagasse*.

Industri pulp adalah industri yang mengolah bahan baku menjadi dasar untuk membuat kertas. Kebutuhan pulp di Indonesia dapat dipenuhi oleh industri dalam maupun import dari negara lain. Untuk memenuhi kebutuhan *pulp* dan kertas, maka perlu didirikan pabrik pulp sehingga kebutuhan akan pulp dapat terpenuhi. Selain itu dapat menghemat devisa negara melalui penjualan *pulp* diluar negeri. Berdasarkan data yang ada, kapasitas terpasang industri pulp di Indonesia saat ini sebesar 6,28 jutaan ton/tahun, dengan tingkat utilisasi 82%. Maka

kemampuan riil produksi adalah sebesar 5,2 juta ton/tahun atau setara dengan nahan baku kayu nulatsbesar 26 juta m³/tahun (*Siaran Pers No.S.563/II/PIK-1/2005,15 September 2005*).

Pulp merupakan bahan baku setengah jadi yang memerlukan pengolahan lebih lanjut untuk menjadi kertas. Sifat kertas sangat dipengaruhi oleh kandungan sellulosanya. Sellulosa merupakan bahan dasar dari banyak produk teknologi (kertas, fiber, serat, aditif dan sebagainya) dan karena itu diisolasi terutama dari kayu dengan proses pembuatan *pulp* dalam skala besar.

Dalam sellulosa dikenal dengan istilah alphasellulosa, gammasellulosa, bethasellulosa, dan hemisellulosa. Alphasellulosa merupakan bagian dari sellulosa yang tidak dapat larut dalam 17,5 % NaOH pada 20⁰C. Sifatnya tidak homogen dan secara empiris berisi bagia molekul- molekul selulosa dengan BM berbeda. Kertas yang memiliki kandungan alphasellulosa tinggi biasanya mempunyai kualitas fiber tinggi. Bethasellulosa merupakan bagian yang terlarut dan mengendap lagi setelah larutan diasamkan. Gammasellulosa merupakan bagian dari sellulosa yang larut dalam 17,5% NaOH pada suhu 20⁰C dan tidak mengendap lagi apabila larutan diasamkan.

Disampingsellulosa, dalam kayu maupun dalam jaringan tanaman yang terdapat sejumlah polisakarida dan non-sellulosa yang disebut hemisellulosa. Hemisellulosa berbeda dengan sellulosa karena komposisi berbagai unit gula, rantai molekul yang lebih pendek dan karena percabangan rantai molekul.

Selain sellulosa dalam serat tumbuh terkandung pula zat lignin. Lignin bukan merupakan baku kertas, tetapi merupakan penyusun utama dalam kayu. Lignin merupakan senyawa yang kompleks dan non-karbohidrat. Menurut Panshin het al. (1790), kandungan lignin dalam kayu bervariasi tergantung jenis kayu. Kandungan lignin dalam kayu keras 20 – 25% dan pada kayu lunak 25 – 35%, sedangkan pada non-kayu lebih rendah. Lignin terdapat pada bagian lamela tengah dan dinding sel yang berfungsi sebagai perekat antar sel. Pulp dan kertas yang baik adalah pulp atau kertas yang mengandung sedikit lignin. Hal ini karena lignin bertsifat menolak air dan kaku, sehingga menyulitkan dalam proses penggilingan. Pengaruh lignin dalam proses pulping maupun mutu pulp dan kertas

adalah menyulitkan dalam penggilingan, pulp berkekuatan rendah, sulit diputihkan, dan kertas yang dihasilkan bersifat kaku, warnanya kuning dan mutunya rendah (Kenneth, 1970). Penghilangan lignin dapat dilakukan dengan menggunakan larutan kimia berupa asam maupun alkali.

1.2 Bahan Baku dan Produk

Ampas tebu atau lazimnya disebut *bagasse*, diperoleh sebagai sisa dari pengolahan tebu (*SacchariumOfficinarium*) pada industri gula pasir, yang terdapat di Indonesia. Panjang seratnya antara 1,7 – 2 mm dengan diameter sekitar 20 micron. Berdasarkan data dari Pusat Penelitian Perkebunan Gula Indonesia (P3GI), ampas tebu yang dihasilkan sebanyak 32% dari berat tebu giling. Sebanyak 60% dai ampas tebu tersebut dimanfaatkan oleh pabrik gula sebagai bahan bakar, bahan baku untuk kertas, industri jamur, dan lain – lain.

Bagasse mengandung air 48 – 52 %, gula rata – rata 3,3 % dan serat rata – rata 47,7 %. Serat *bagasse* tidak dapat larut dalam air dan sebagian besar terdiri dari selulosa, pentosan dan lignin.

Tabel 1.1 Sifat Kimia dan Sifat Fisik *Bagasse*

Sifat Kimia <i>Bagasse</i>	Sifat Fisik <i>Bagasse</i>
Abu : 5,94 %	Bentuk : non kayu
Lignin : 24,21 %	Warna : coklat
Selulosa : 39,77 %	
Pentosan : 30,09 %	

(Pemanfaatan Limbah Untuk Bahan Bangunan, Modul 1_3 hal 7)

(*Encyclopedia of Chemical Technology, Vol 3 hal 434*)

Sifat – sifat produk utama (*Pulp*)

Tabel 1.2. Sifat Kimia dan Sifat Fisik *Pulp*

Sifat Kimia <i>Pulp</i>	Sifat Fisik <i>Pulp</i>
Selulosa : 86,33 %	Bentuk : serat putih kecoklatan
Pentosan : 6,67 %	Kelarutan : larut dalam air dingin dan panas
Air : 7 %	Viskositas : 3,87 cP
	Densitas : 0,6 g/cm ³



	Merupakan bahan berserat
--	--------------------------

Sifat – sifat Bahan Pemasak (Natrium Hidroksida)

Tabel 1.3. Sifat Kimia dan Sifat Fisik Natrium Hidroksida

Sifat Kimia Natrium Hidroksida	Sifat Fisik Natrium Hidroksida
Rumus Molekul : NaOH	Bentuk : padatan
Berat Molekul : 40	Warna : putih
Kelarutan dalam air : 42 g/g H ₂ O pada 0 ⁰ C	Higroskopis (mudah menyerap air)
Mudah larut dalam air, sukar larut dalam aseton	Spesificgravity : 2,130 (70 ⁰ C)
Menyebabkan jaringan kulit terbakar, korosif dan beracun	Titik lebur : 318 ⁰ C
Mudah larut dalam etil alkohol 95%, etil eter dan glikol	Titik didih : 1390 ⁰ C

Sifat – sifat Bahan Pemasak (Clorin)

Tabel 1.4. Sifat Kimia dan Sifat Fisik Cl₂

Sifat Kimia Cl ₂	Sifat Fisik Cl ₂
Rumus Molekul : Cl ₂	Bentuk : gas
Berat Molekul : 71	Warna : kuning kehijauan
Kelarutan dalam air : 2,98 g/L	Bau : menyengat
Bersifat stabil dan sulit terbiodegradasi	Berat jenis : 1,47 pada 0 ⁰ C
Dapat membentuk asam hiplorus yang diketahui dapat merusak sel dalam tubuh	Titik lebur : -110 ⁰ C
	Titik didih : -34 ⁰ C

1.3 Analisis Pasar

Analisa Ekonomi

Pemasaran produk pulp untuk memenuhi kebutuhan industri kertas dalam negeri tersebar di seluruh Indonesia. Jika kebutuhan pulp dalam negeri telah tercukupi, maka pemasaran diarahkan ke luar Indonesia. Maka untuk mengetahui analisa pasar perlu mengetahui potensi produk terhadap pasar.

Reaksi :



Tabel 1.4 Analisa ekonomi

Komponen	Bagasse	NaOH	Selulosa	Lignin
Harga/kg	350	3.000	7800	1.600

Sehingga,

$$EP = (350 \times -1) + (3000 \times -1) + (7800 \times 1) + 1600 \times 1$$

$$= \text{Rp}6.050/\text{kg selulosa}$$

Menentukan Kapasitas

Dalam mendirikan suatu pabrik diperlukan kapasitas produksi agar produk yang dihasilkan sesuai dengan permintaan. Untuk memenuhi kebutuhan pulp di Indonesia, maka dibutuhkan perhitungan kapasitas industri

Tabel 1.5 Data Perkembangan Ekspor impor pulp di Indonesia
tahun 2009 – 2014

Tahun	Import (ton)	Eksport(ton)	Produksi(ton)	Konsumsi(ton)
2009	755700	2245200	4969000	3549500
2010	735560	2375250	5194310	3554620
2011	899050	2476960	5208680	3630770
2012	885580	2562970	5467540	3790150
2013	922520	2800680	5672210	3794050

(Badan Pusat Statistika Surabaya, 2014)

Tabel 1.6 Data Presentase kebutuhan pulp di Indonesia
tahun 2009 – 2014

Tahun	Import (%)	Eksport(%)	Produksi(%)	Konsumsi(%)
2009	-	-	-	-
2010	4,337631	-2,73804992	5,475213	0,1440379
2011	0,275886	18,18475057	4,106243	2,0973513
2012	4,734488	-1,52103706	3,355872	4,2051106
2013	3,608294	4,00424923	8,487582	0,1027925
Rata - rata	3,239074	4,482478205	5,356228	1,6373231

Untuk kenaikan rata-rata import 3,23907 % maka perkiraan impor pulp pada tahun 2018 adalah :

$$M_1 = P (1+i)^n$$

$$= 922520 (1+0,03239)^5$$

$$= 1148664 \text{ ton}$$

Untuk rata-rata kenaikan produksi 5,35622 % maka perkiraan produksi pulp pada tahun 2018 adalah :

$$\begin{aligned} M_2 &= P (1+i)^n \\ &= 5672210 (1+ 0, 05356)^5 \\ &= 6652315 \text{ ton} \end{aligned}$$

Untuk kenaikan rata –rata ekspor 4,48247% maka perkiraan pulp pada tahun 2018 adalah :

$$\begin{aligned} M_4 &= P (1+i)^n \\ &= 2800680 (1+0,04482)^5 \\ &= 3635503 \text{ ton} \end{aligned}$$

Untuk kenaikan rata-rata konsumsi 1,63732% maka perkiraan konsumsi pulp pada tahun 2018 adalah :

$$\begin{aligned} M_5 &= P (1+i)^n \\ &= 3794050 (1+0,01637)^5 \\ &= 4114993 \text{ ton} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= (\text{Impor} + \text{Produksi}) - (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) \\ &= (M_1 + M_2) - (M_4 + M_5) \\ &= (1148664 + 6652315) - (3635503 + 411499) \\ &= 50482,68872 \text{ ton/tahun} = 51.000 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas eksport} &= 50\% \text{ X kapasitas produksi} \\ &= 0,5 \text{ X } 51.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 25.500 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas total} &= \text{kapasitas produksi} + \text{kapasitas eksport} \\ &= 51.000 + 23.500 \\ &= 74500 \text{ ton/tahun} = 80.000 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari perhitungan kapasitas pabrik diatas, maka ditetapkan kapasitas pabrik tahun 2018 adalah sebesar 80.000 ton/tahun.

Pemilihan Lokasi

Pemilihan lokasi dari suatu perusahaan sangat penting sehubungan dengan pebanganekonmi sosial kemasyarakatan. Hal ini akan berpengaruh

pada kedudukan perusahaan dalam persaingan serta kelangsungan hidup perusahaan selanjutnya.

Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi terpilih benar – benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi. Faktor – faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi 2, yaitu :

1. Faktor Utama

a. Penyediaan Bahan Baku

Ketersediaan dan harga bahan baku sering menentukan penentuan lokasi dari suatu perusahaan / pabrik. Ditinjau dari faktor ini, maka pabrik hendaknya didirikan didekat dengan sumber bahan baku, yang meliputi :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku tersebut dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan dengan adanya
- Kualitas bahan baku yang ada serta apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutannya.

b. Pemasaran (marketing)

Pemasara merupakan salah satu faktor yang sangat penting didalam suatu pabrik atau industri karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal – hal yang perlu diperrhatikan adalah :

- Dimana produk akan dipasarkan
- Proyeksi kebutuhan produk ada masa sekarang dan akan datang
- Pengaruh persaingan dagang
- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimna sarana pengangkutan untuk mencapai daerah pemsaran
- Pengaruh persaingan dagang
- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk mencapai daerah penasaran

c. Utilitas (bahan bakar, sumber air, dan listrik)

Faktor utilitas sangat penting karena menyangkut kelancaran proses produksi. Utilitas meliputi kebutuhan air, listrik dan bahan bakar.

- Air

Air merupakan yang sangat penting akan suatu industri kimia. Air digunakan untuk keperluan industri proses, media pendingin, air umpan boiler, air sanitasi, serta kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini, air dapat diambil dari 3 macam sumber yakni air sungai, air kawasan dan air PDAM.

Hal – hal yang perlu diperhatikan adalah sampai berapa jauh sumber ini dapat melayani pabrik, kualitas air yang tersedia, dan pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air.

Air sungai yang akan digunakan harus diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan. Apabila dalam masa kemarau air sungai surut maka akan digunakan air PDAM untuk memenuhi kebutuhan sehari – hari. Jadi air PDAM hanya bersifat cadangan.

- Listrik dan bahan bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan yang sangat penting terutama sebagai motor penggerak, selain sebagai pemanasan dan untuk memenuhi kebutuhan karyawan lainnya. Hal – hal yang perlu diperhatikan adalah ada atau tidaknya serta jumlah tenaga listrik di daerah tersebut, harga tenaga listrik di daerah tersebut, persediaan tenaga listrik dan bahan bakar dimasa mendatang, dan mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.

Sumber listrik diperoleh dari PLN, walaupun demikian tenaga generator sangat diperlukan sebagai cadangan yang harus siap bila setiap saat diperlukan karena listrik PLN tidak akan selamanya berfungsi dengan baik yang disebabkan pemeliharaan atau perbaikan jaringan listrik.

d. Keadaan geografis dan masyarakat

2. Faktor Khusus

a. Transportasi

Masalah transportasi perlu dipertimbangkan agar kelancaran supply bahan baku dan penyaluran produk akan dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin serta dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan fakto-faktor yang ada seperti ini :

- Jalan raya yang dilalui kendaraan
- Jalur rel kereta api
- Adanya pelabuhan dan lapangan udara

b. Tenaga Kerja

kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kasar atau tenaga ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran dari perusahaan. Tingkat pendidikan masyarakat dan tenaga kerja juga menjadi pendukung pendirian pabrik ini. Hal – hal yang perlu diperhatikan dalam hal ini adalah :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia
- Tingkat penghasilan tenaga kerja didaerah tersebut

c. Buangan Pabrik (dipposal)

Apabila buangan pabrik (wastedipposal) berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka yang harus diperhatikan adalah :

- Cara menentukan bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah polusi atau efek samping dari pabrik yang mungkin timbul

d. Pembuangan limbah

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas cair maupun padatan dengan memperhatikan ketentuan – ketentuan dari pemerintah.

e. Site dan karakteristik dari lokasi

Hal- hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan lokasi adalah :

- Apakah lokasi tersebut merupakan daerah bebas sawah, rawa dan sebagainya
 - Harga tanah yang relatif rendah memungkinkan untuk peruasan pabrik dan fasilitas pendukung lain
 - Apakah termasuk daerah pedesaan atau perkotaan
- f. Perauran perundang – undangan
- Hal – hal yang perlu diperhatikan adalah :
- Ketentuan – ketentuan mengenai daerah tersebut
 - Kententuan mengenai jalur untuk berdirinya industri di daerah tersebut
 - Peraturan perundang – undangan dari peerintah dan daerah setempat

Berdasarkan beberapa perimbangan faktor – faktor diatas, maka daerah yang menjadi alternatif pilihan lokasi pendirian Pabrik Pulp adalah Daerah Ngoro Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur.

Dasar pemilihan lokasi ini adalah :

- a. Tersedianya kebutuhan air, tenaga listrik, dan bahan bakar.
- b. Fasilitas transportasi yang memadai
- c. Tersedianya tenaga kerja yang cukup.



Keterangan:



Menunjukkan lokasi pabrik

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

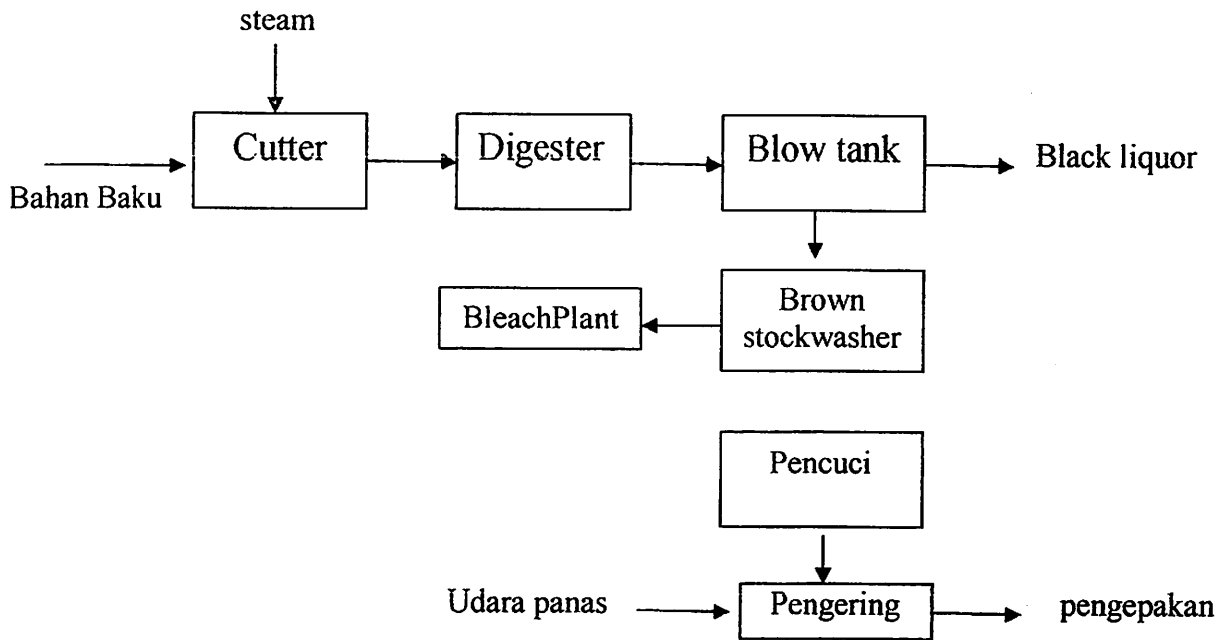
2.1 Berbagai Macam Proses Pembuatan Pulp

Proses Kraft atau Sulfat

Proses kraft atau proses sulfat adalah proses pembuatan pulp secara kimi yang menggunakan 12,5 % larutan NaOH, Na₂CO₃ dan Na₂S sebagai cairan pemasaknya. Reaksi yang terjadi pada digester adalah reaksi hidrolisis lignin pada alkohol dan asam. Pada proses ini, bahan baku dipotong- dipotong dan dimasak dengan cairan pemasak. Pemasakan dilakukan selama 1,5 jam pada suhu 170⁰C dan tekanan 900 kPa. Konversi yang dihasilkan pada proses ini mencapai 85% dengan yield sebesar 55 – 80%.

Proses sulfat ini paling banyak digunakan pada proses pembuatan pulp dari bahan – bahan yang berserat selain kayu. Bahan dipotong – potong dalam cutter, dimasukkan ke digesterkontinyu, dilakukan pemanasan awal dengan tekanan 100 kPa untuk menguapkan gas – gas tak terkondensasi. Kemudian masuk ke bagian yaang bertekanan lebih tinggi (900 kPa). Bahan tersebut direaksikan dengan cairan pemasak pada waktu pemanasan (+/-) 1,5 jam dan suhu 170⁰ C kemudian bahan masuk keblow tank dan mengalami penurunan tekanan. Dalam hal inii dihasilkan flashsteam yang dgunakan untuk pemanasan awal dalam digester.

Bahan masuk ke brownstock untuk dicuci sehingga menghasilkan pulp yang masih harus diputihkan. Pada alat tersebut juga terdapat hasil samping berupa blackliquor yang kemudian direcycle menjadi whiteliquor. White liquor berfungsi sebagai cairan pemasak yang ditambahkan pada digester. Pulp kemudian diputihkan pada sebuah bleachplant dengan penambahnNaOH dan Cl₂ untuk mengoksidasi dan menghilangkan warna tanin. Setelah diputihkan, pulp dikeringkan dalam spraydryer. Kemudian pulp yang dihasilkan dipress untuk mendapatkan pulp dalam bentuk lembaran.

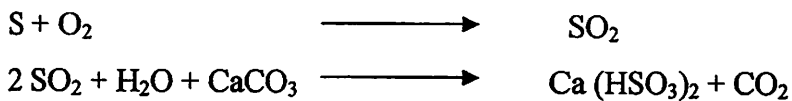


Gambar 4. Block Diagram pembuatan pulp dengan cara sulfat

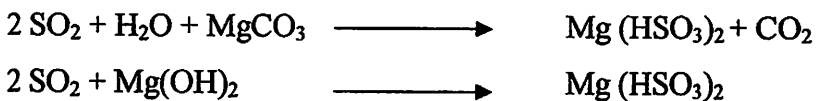
(Sumber : Austin, G. T. "Shreve's Chemical Process Industries", 1985)

Proses Sulfit

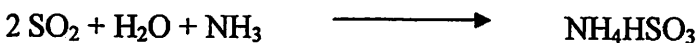
Pembuatan pulp dengan proses sulfit digunakan cairan pemasak 7% berat SO_2 . Reaksi pada proses sulfit :



Atau

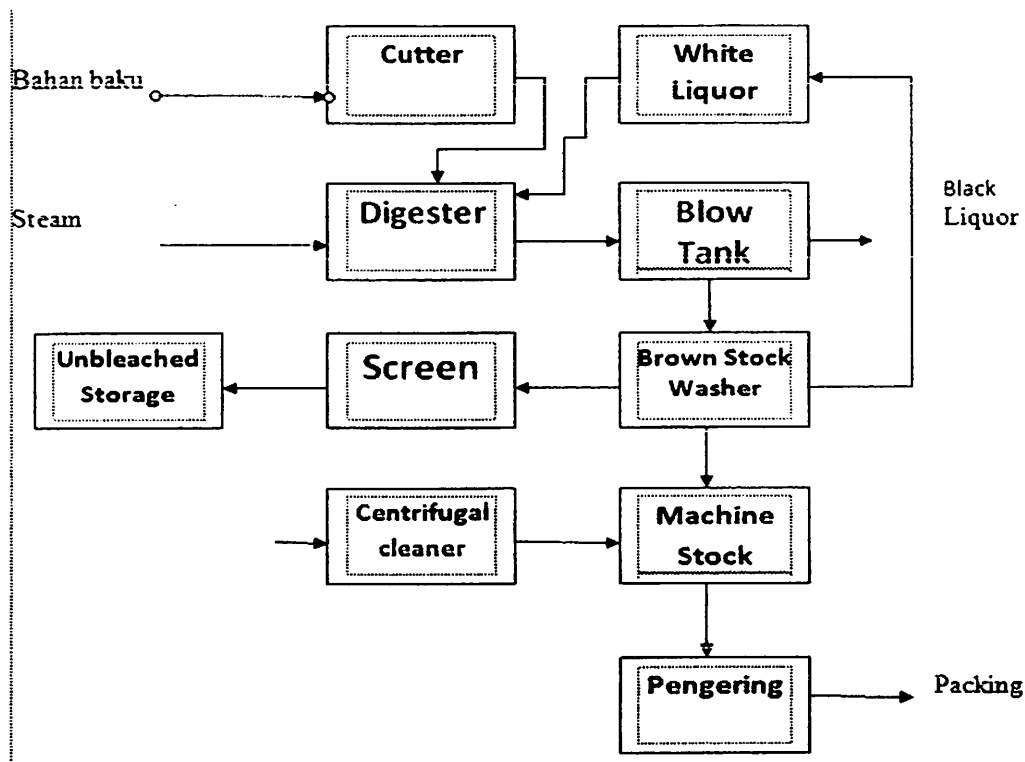


Atau



Pada proses ini, bahan baku dimasukkan dalam digester, ditambahkan asam dan dipanaskan dengan steam langsung. Tekanan yang digunakan bervariasi antara 480 – 1100 Kpa, tergantung konstruksi bahan yang digunakan. Waktu yang dipergunakan selama 6 – 12 jam dengan suhu $170^\circ - 176^\circ \text{C}$, kemudian bahan dimasukkan dalam washer untuk dicuci dengan air bersih.

Setelah dicuci, pulp dipompa menuju screendimana knot dan gumpalan besar dipisahkan. Dari screen pulp dimasukkan ke centrifuge untuk memisahkan zat pengotor, kemudian dipampatkan menggunakan thickener. Pulp kemudian diputihkan dengan klorin dioksida, dicuci, ditekan dan dimasukkan ke mesin stock chest. Dari mesin ini pulp dibentuk menjadi lembaran lembaran yang mengandung 35% serat kering, kemudian dikeringkan dengan menggunakan roll pemanas steam dalam pulp dryer sampai dihasilkan produk yang mengandung 8 – 90 % serat kering. Pulp dari proses sulfit ini digunakan untuk pembuatan kertas tulis berkualitas baik.

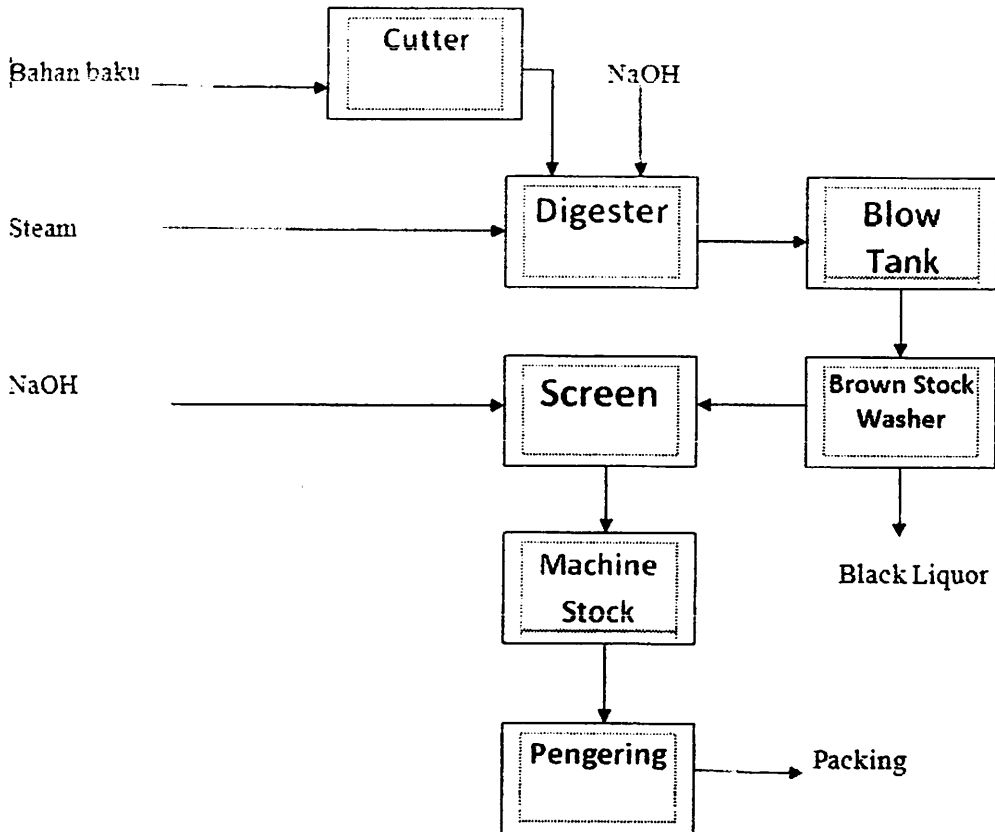


Gambar 5. Block Diagram pembuatan pulp dengan cara sulfit
(Sumber : Austin, G. T. "Shreve's Chemical Process Industries", 1985)

Proses Soda

Proses pembuatan pulp dengan proses soda dasarnya sama dengan pembuatan pulp dengan proses sulfat. Yang menjadi perbedaan adalah agen penghancurnya adalah NaOH atau Na_2CO_3 . Pada proses ini kayu dimasak dengan 10% NaOH dalam air dan bekerja berdasarkan keekonomisan pada recovery dan pengolahan ulang zat – zat kimia sisa. Zat – zat tersebut biasa direcovery sebanyak

85 – 90%. Proses soda ini baik digunakan pada pembuaan pulp yang berasal dari keetas bekas, bagase dan hasil pertanian termasuk kayu lunak, sehingga serat – seratnya tidak mudah hancur akibat penetrasi bahan kimia secara berlebihan.



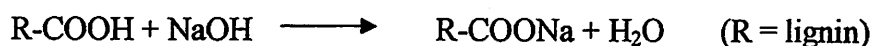
Gambar 6. Block Diagram pembuatan pulp dengan proses soda

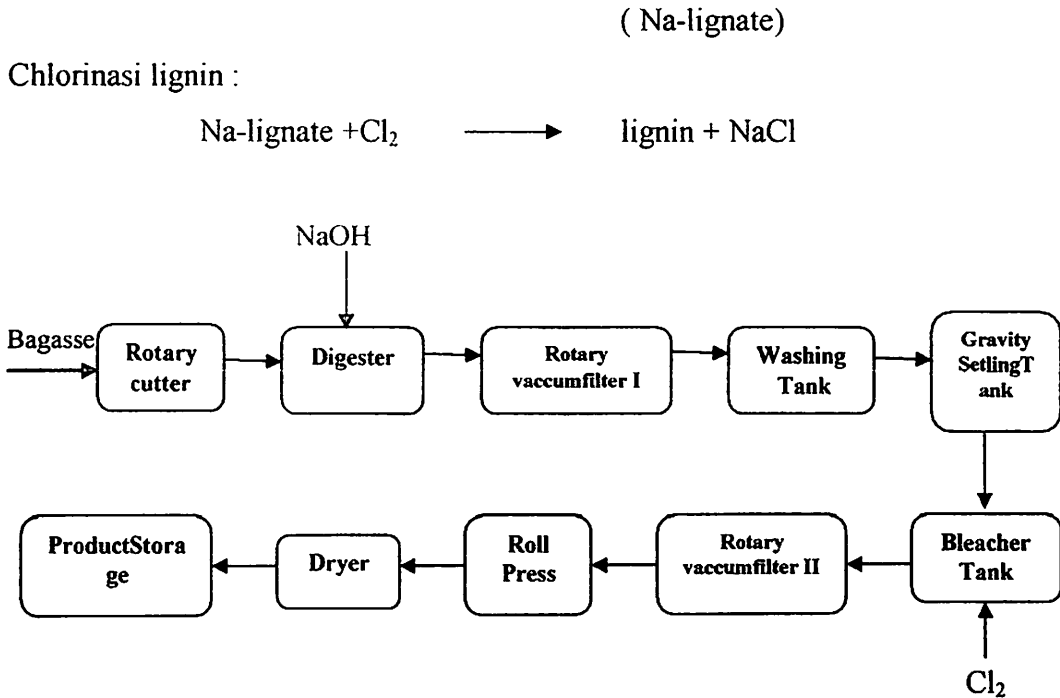
(Sumber : Austin, G. T. "Shreve's Chemical Process Industries", 1985)

Proses Celdecor

Proses ini hampir mirip dengan Proses Soda, larutan pemasaknya hanya terdiri dari 8,4% NaOH. Sedangkan bahan baku yang dapat diproses dengan proses ini adalah dari jenis kayu yang berserat pendek, seperti bagasse, suhu pemasakan relative rendah yaitu 120°C. Proses celdecor ini sederhana serta tidak menimbulkan bau. Proses bekerja pada suhu tinggi dan tekanan atmosfer. Produk yang dihasilkan mempunyai brightness cukup tinggi, sekitar 80.

Raksidelignifikasi dengan larutan NaOH :





Gambar 7. Block Diagram pembuatn pulp dengan proses celdecor
 (Sumber : Austin, G. T. "Shreve's Chemical Process Industries", 1985)

2. 2 Seleksi Proses

Untuk memilih proses yang akan digunakan pada pabrik pulp dari ampas tebu dengan menggunakan proses Celdecor, diperlukan untuk membuat perbandingan untuk proses soda, proses sulfit, proses sulfat dan proses celdecor.

Tabel 2.1 Perbandingan proses pembuatan pulp dari bagasse dengan proses kimia

Parameter	Proses Soda	Proses Sulfit	Proses Sulfat	Proses Celdecor
Bahan pemasak	Na ₂ CO ₃ , NaOH	Ca(HSO ₃) ₂ , MgHSO ₃ , NaHSO ₃	NaOH, Na ₂ CO ₃ , Na ₂ S	NaOH, Cl ₂
Proses - Waktu (jam) - Komposisi cairan pemasak	1 – 2 10% NaOH	6 – 12 7% berat SO ₂	2 – 5 12,5% larutan NaOH, Na ₂ CO ₃ , dan Na ₂ S	2 – 3 8,4 % NaOH
- Yield	52 – 53 %	46%	55 – 80 %	55 – 80%
Kondisi Operasi Suhu operasi	140 ⁰ – 150 ⁰ C	125 ⁰ – 180 ⁰ C	170 ⁰ – 180 ⁰ C	105 ⁰ – 130 ⁰ C

Parameter	Proses Soda	Proses Sulfit	Proses Sulfat	Proses Celdecor
Tekanan	300 – 400 kPa	620 – 725 kPa	660 – 925 kPa	198,53 kPa

Dari ketiga proses kimia diatas, pilihn proses yang terbaik adalah proses celdecordimana keuntungan proses ini adalah :

- Hanya menggunakan satu macam bahan pereaksi untuk pemasak
- Yield lebih tinggi

2. 3 Uraian Proses

Bahan baku yang digunakan pada proses pembuatan pulp dari bahan ba ampas tebu (*bagasse*) dibagi menjad 4 tahap proses, yaitu :

1. Persiapan bahan baku
2. Pemasakan
3. Pencucian
4. Pemutihan
5. Pcnaganan produk

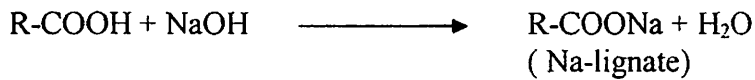
1. Persiapan Bahan Baku

Bagasse dari gudang penyimpanan bahan baku (F-112) diangkut dengan *beltconveyor*(J-113) dan kemudian masuk ke dalam *bucket elevator* (J-114) untuk dimasukkan ke dalam digester untuk mengalami proses pemasakan yang bertujuan untuk mengurangi kandungan lignin dan pentosan pada bagasse.

2. Pemasakan

Bagasse dari gudang bahan baku diangkut menuju digester (R-110) untuk dimasak. Dalam digester ditambahkan larutan pemasak. Larutan pemasak NaOH disiapkan dalam tangki penampung NaOH 48% (F-116) dan diencerkan menjadi NaOH 25% dalam tangi pelarut NaOH (M-118). Bagasse dimasak dalam digester menggunakan NaOH 25% dipanaskan hingga suhu mencapai 120^o C. Suhu ini dipertahankan hingga terbentuk waktu yang dibutuhkan sekitar 120 menit. Pada digester terjadi pemisahan antara pentosan dengan lignin. Pentosan dapat dihilangkan dengan dilarutkan dalam larutan alkali dengan proses dalam digester.

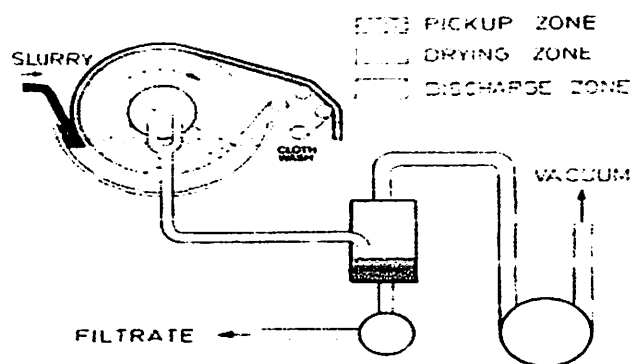
Reaksi yang terjadi pada proses pemasakan



Selanjutnya dihasilkan bubur pulp dan masuk kedalam Rotary Drum Vaccum Filter I.

3. Pencucian

Bubur pulp dialirkan menuju Rotary Drum Vaccum Filter I (H-122) , dimana didalam Rotary Drum Vaccum Filter I dilakukan pencucian dan pemisahan sisa bahan pemasak dengan penambahan air. Alat ini mempunyai medium filter dan support sebagai komponen utama, hanya saja bentuk support berupa silinder dan medium filter mengelilinginya. Bentuk silinder tersebut mengakibatkan alat ini diberi nama drum. Selama beroperasi, drum tersebut berputar perlahan, oleh karena disebut rotary. Seringkali alat ini disebut sebagai rotary vacuum filter, karena kondisi tekanan di dalam drum bersifat vakum. Keuntungan pemakaian alat ini terletak pada sistem operasinya yang kontinyu, sehingga waktu proses lebih efisien dan penggunaan tenaga kerja lebih hemat. Dalam sekali putaran, rotary drum filter melakukan tahap penyaringan, pencucian, pengeringan, dan pengumpulan cake yang jika dilakukan secara batch harus dilakukan satu per satu sehingga akan memakan waktu serta tenaga



Gambar 7. Rotary Drum Vaccum filter

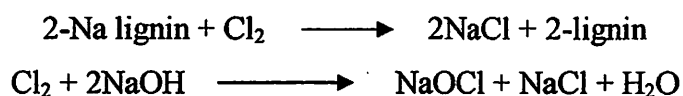
RVF (Rotary Vacuum Filter) bekerja secara *continuous*. Setiap perputarannya terdiri dari *cake formation*, *cake washing* (jika diperlukan), *drying*, dan *cake discharge*.

Selama perputaran drum, tekanan vakum menarik *liquid* melalui medium filter (*cloth*) di permukaan drum yang menahan padatan. Tekanan vakum mendorong gas/udara melalui cake dan gas tersebut akan mendorong *liquid* masuk ke dalam. Filtrat dan aliran udara akan melalui pipa filtrat internal kemudian masuk ke katup RVF dan bermuara di vakum *receiver* di mana *liquid* dipisahkan dari aliran udara. RVF ini biasanya dilengkapi dengan *liquid ring vacuum pump* atau *barometric leg* untuk menghasilkan tekanan vakum.

Selanjutnya dilakukan pencucian kembali pada Washing Tank (M-120) dengan menggunakan air yang bertujuan untuk membuat bubur baggase menjadi lebih encer agar mudah dalam proses selanjutnya. Setelah itu bubur pulp yang telah mempunyai ukuran seragam dibersihkan dari kotoran dengan menggunakan GravitySettling Tank (H-130). Kemudian bubur pulp yang telah mengalami proses pencucian masuk kedalam tangki *Blecher* untuk mengalami proses pemutihan.

4. Pemutihan

Bubur pulp yang telah dipisahkan kotorannya pada *Gravitysettling Tank* (H-130) dipompa ke *Bleacher Tank* (R-140) untuk mengalami proses pemutihan dengan menggunakan gas Cl_2 yang berasal dari *tangki penampung Cl_2* (F-142). Reaksi yang terbentuk pada proses ini adalah :

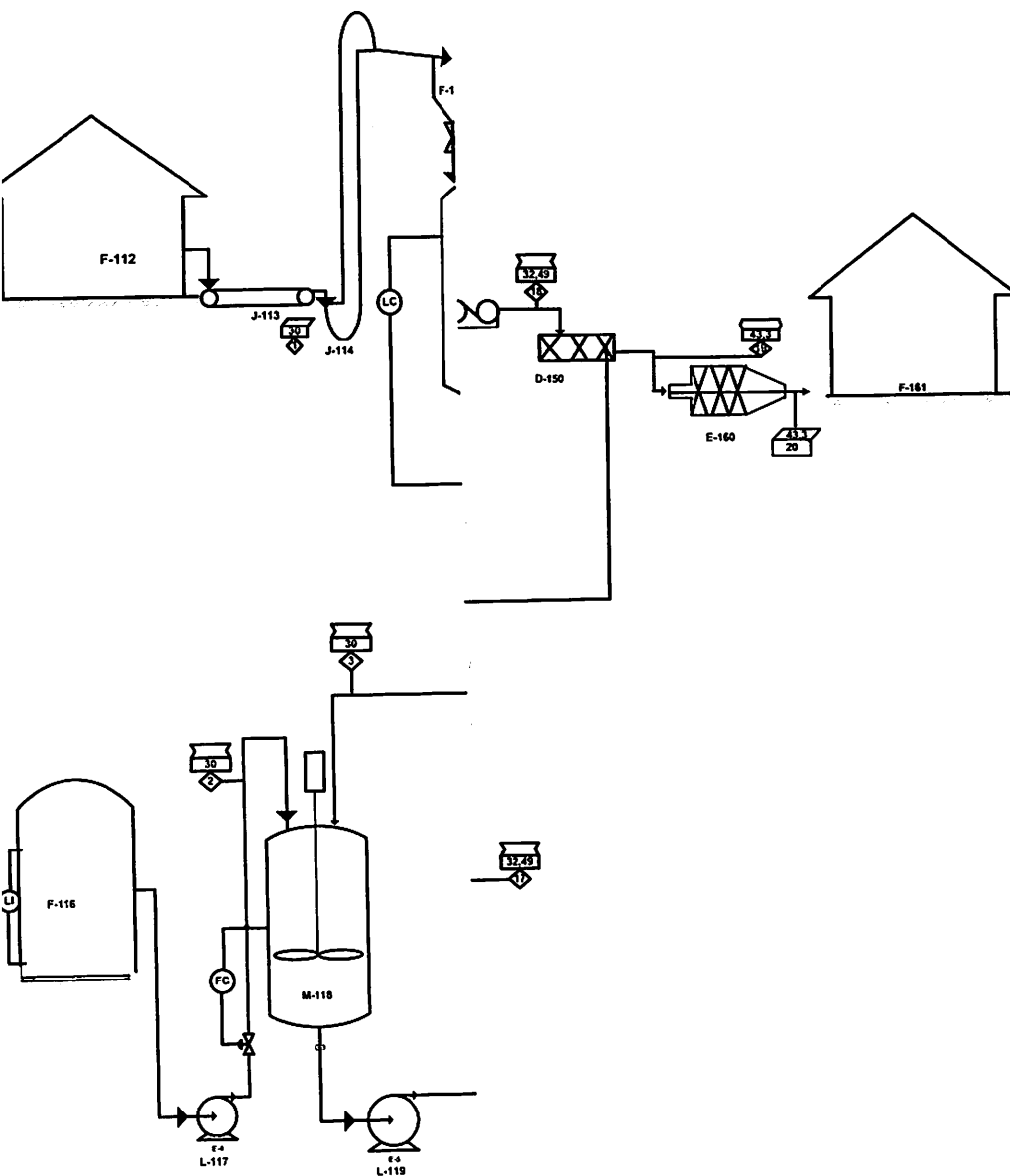
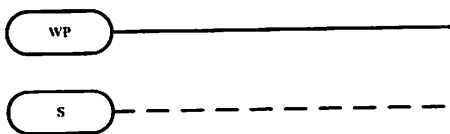


Setelah mengalami proses pemutihan kemudian bubur pulp dilakukan proses pencucian pada *Rotary Drum Vacuum Filter II* (H-144) untuk menghilangkan hasil reaksi yang terjadi pada saat proses pemutihan bubur pulp.

5. Penanganan Produk

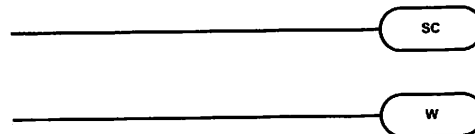
Setelah dilakukan pencucian pada *Rotary Drum Vacuum Filter II*(H-144), pulp di bentuk lembaran dengan menggunakan *Roll Press* (X-151) dan kemudian dikeringkan dengan menggunakan blower udara sehingga di peroleh kadar air akhir kurang lebu 0.3 %. Sebelum di masukkan ke dalam gudang penyimpanan produk, terlebih dahulu melewati *Extruder* yang berfungsi untuk membentuk roll-

roll dengan berat tertentu, kemudian proses pengepakan dan terakhir masuk ke gudang penyimpanan produk (F-161).



9	W	WASTE
8	WP	WATER PROCESS
7	SC	STEAM CONDENSAT
6	S	STEAM
5	▭	ALIRAN PADATAN
4	▭	ALIRAN GAS
3	▭	ALIRAN FLUIDA
2	▭	TEMPERATUR (°C)
1	◇	NOMOR ALIRAN
NO	SIMBOL	KETERANGAN

23	F-161	STORAGE PRODUK	1
22	II-153	KOMPRESOR	1
21	E-160	EXTRUDER	1
20	G-154	BLOWER	1
19	D-150	DRYER CONVEYOR	1
18	X-151	ROLL PRESS	1
17	II-144	ROTARY DRUM VACCUM FILTER II	1
16	L-143	POMPA CENTRIFUGAL	1
15	F-142	TANGKI PENAMPUNG Cl ₂	1
14	R-140	BLEACHER TANK	1
14	L-141	POMPA CENTRIFUGAL	1
13	II-130	GRAVITY SETTLING TANK	1
12	L-123	POMPA CENTRIFUGAL	1
11	M-120	WASHING TANK	1
10	II-122	ROTARY DRUM VACCUM FILTER I	1
9	L-121	POMPA CENTRIFUGAL	1
8	L-119	POMPA CENTRIFUGAL	1
7	M-118	TANGKI PELARUT NaOH	1
6	L-117	POMPA CENTRIFUGAL	1
5	F-116	TANGKI PENAMPUNG NaOH	1
4	R-110	DIGESTER	2
3	J-114	BUCKET ELEVATOR	1
2	J-113	BELT CONVEYOR	1
1	F-112	GUDANG BAGASSE	1
NO	KODE	KETERANGAN	JUMLAH



No	Komponen	1	2	19	20
1	H ₂ O	11962,4	52	26,93	80,78
2	Selulosa	8835,29		8659,47	8659,47
3	Pentosan	6684,78		655,18	655,18
4	Lignin	5378,48		591,33	591,33
5	Abu	1319,63		168,25	168,25
6	NaOH		48	1,41	1,41
7	Na-lignin			3,68	3,68
8	Cl ₂				
9	NaCl			9,4	9,4
10	NaOCl			11,79	11,79
	Total	34180,6	100	10127,4	10181,29

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

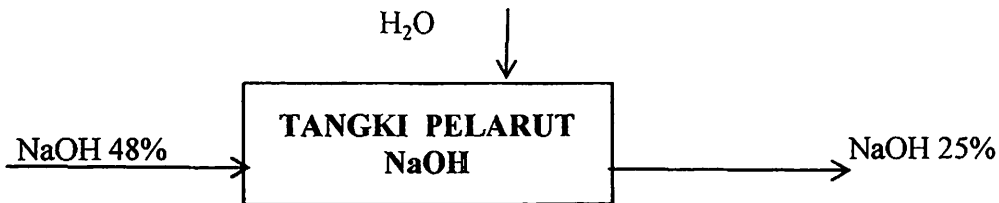
**FLOW SHEET
PRA RENCANA PABRIK
DARI BAGASSE DENGAN PROSES CELDECOR**

DIRANCANG OLEH :	DISETUJUI DOSEN PEMBIMBING :
ANIK A FITRIANA MABON : 1214908 DEWI RAHMAWATI : 1214909	M. ISTIAENY IUDHA, S.T.

**BAB III
NERACA MASSA**

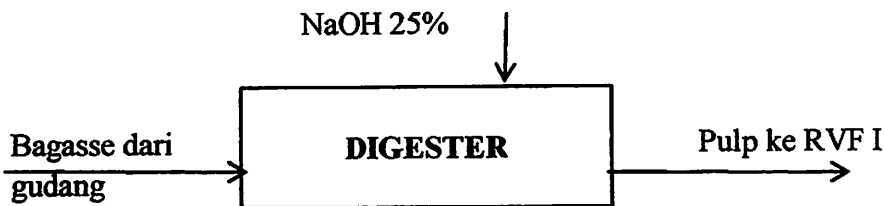
Kapasitas produksi = 80.000 ton/tahun
 = $\frac{80.000 \times 1000 \text{ kg}}{330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}$ = 10101,0101 kg/jam
 Waktu operasi = 330 hari/tahun
 Satuan = kg/jam

1. TANKI PELARUT NaOH



Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<i>Dari aliran 2</i>	<i>Ke aliran 4</i>
Larutan NaOH 48%	Larutan NaOH 25%
NaOH 48% = 48 kg/jam	NaOH 25% = 48 kg/jam
H ₂ O 52% = 52 kg/jam	H ₂ O 75% = 144 kg/jam
100 kg/jam	192 kg/jam
<i>Dari aliran 3</i>	
Air utilitas = 92 kg/jam	
TOTAL = 192 kg/jam	TOTAL = 192 kg/jam

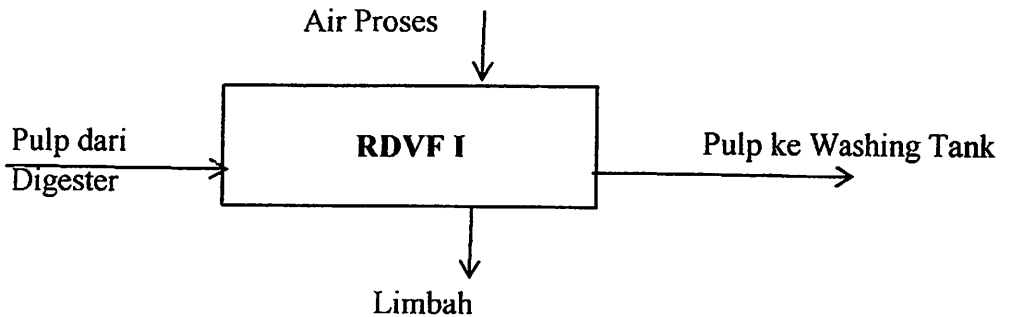
2. DIGESTER



Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<i>Dari aliran 4</i>	<i>Ke aliran 5</i>
Bagasse dari storage	Brown Stock
H ₂ O = 11962,44 kg/jam	H ₂ O = 11964,59 kg/jam
Selulosa = 8835,29 kg/jam	Selulosa = 8835,29 kg/jam
Pentosan = 6684,78 kg/jam	Pentosan = 668,48 kg/jam
Lignin = 5378,48 kg/jam	Lignin sisa = 2926,01 kg/jam

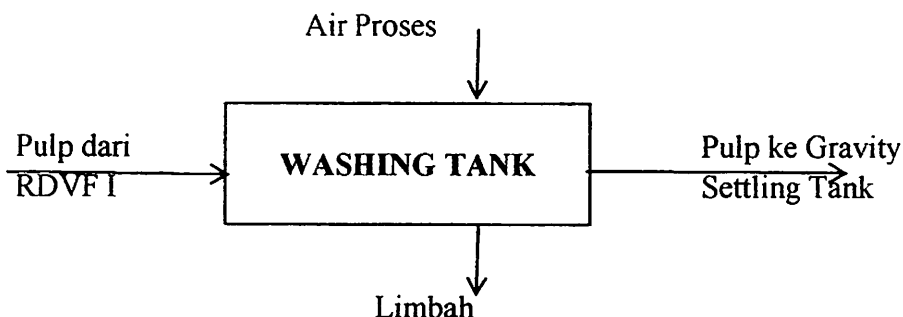
Abu = 1319,63 kg/jam	Black Liquor
larutan NaOH 25%	Pentosan = 6016,31 kg/jam
NaOH 25% = 629,82 kg/jam	Nalignin = 2455,10 kg/jam
H ₂ O = 9665,06 kg/jam	NaOH sisa = 625,04 kg/jam
	H ₂ O = 9665,06 kg/jam
	Abu = 1319,63 kg/jam
TOTAL = 44475,505 kg/jam	TOTAL = 44475,51 kg/jam

3. ROTARY DRUM VACUUM FILTER I



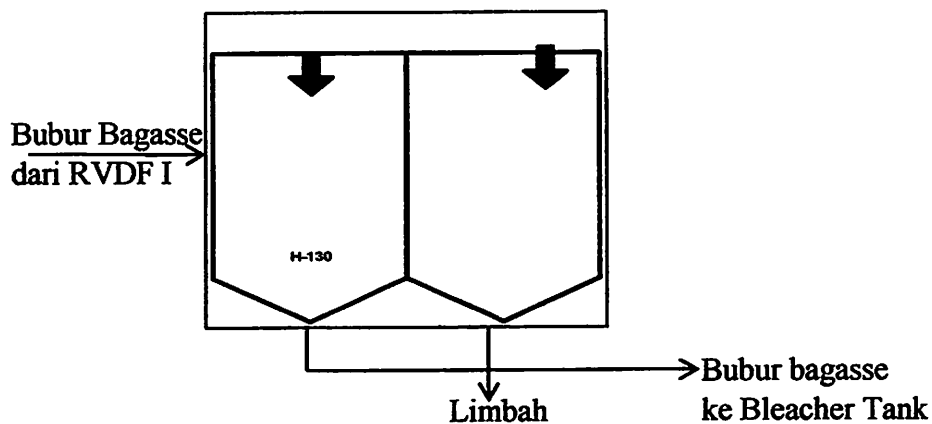
Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<i>Dari aliran 5</i>	<i>Ke aliran 6</i>
Bubur bagasse dari digester	Pulp ke washing tank
Air = 13854,06 kg/jam	Air = 13854,06 kg/jam
Selulosa = 8835,29 kg/jam	Selulosa = 8746,94 kg/jam
Pentosan = 668,48 kg/jam	Pentosan = 661,79 kg/jam
Lignin sisa = 268,92 kg/jam	Lignin sisa = 266,24 kg/jam
Na-lignin = 2455,10 kg/jam	Abu = 1319,63 kg/jam
NaOH sisa = 625,04 kg/jam	Na-lignin = 2455,10 kg/jam
Abu = 1319,63 kg/jam	NaOH sisa = 625,04 kg/jam
air utilitas = 28663,33 kg/jam	<i>Ke aliran 7</i>
	Filtrat ke limbah
	lignin = 2,69 kg/jam
	pentosan = 6,68 kg/jam
	selulosa = 88,35 kg/jam
	air utilitas = 28663,33 kg/jam
TOTAL = 56689,85 kg/jam	TOTAL = 56689,85 kg/jam

4. WASHING TANK



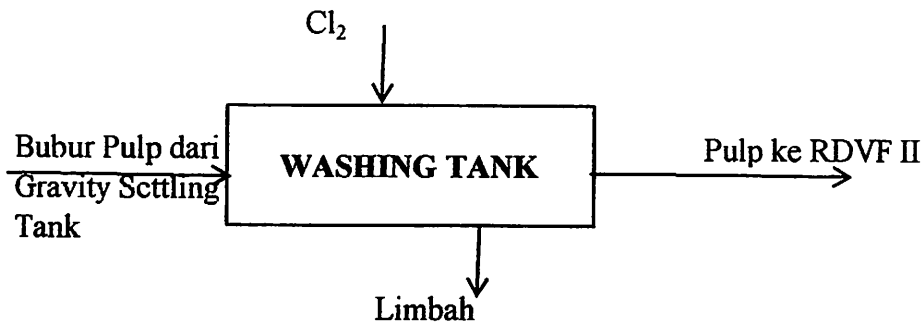
Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
<i>Dari aliran 6</i>		<i>Ke aliran 8</i>	
pulp dari RDVF I		pulp ke gravity settling tank	
Air	= 13854,06 kg/jam	Selulosa	= 8746,94 kg/jam
Selulosa	= 8746,94 kg/jam	Air	= 3463,52 kg/jam
Pentosan	= 661,79 kg/jam	Lignin	= 266,24 kg/jam
Lignin sisa	= 266,24 kg/jam	Na-lignin	= 2455,10 kg/jam
Abu	= 1319,63 kg/jam	NaOH sisa	= 625,04 kg/jam
Na-lignin	= 2455,10 kg/jam	Abu	= 1319,63 kg/jam
NaOH sisa	= 625,04 kg/jam	Pentosan	= 661,79 kg/jam
Air utilitas = 28370,147 kg/jam		Air	= 38760,69 kg/jam
TOTAL	= 56298,94 kg/jam	TOTAL	= 56298,94 kg/jam

5. GRAVITY SETTLING TANK



Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
<i>Dari aliran 9</i>		<i>ke aliran 10</i>	
pulp dari washing tank		selulosa = 8746,94 kg/jam	
Selulosa =	8746,94 kg/jam	Air =	519,53 kg/jam
Air =	3463,52 kg/jam	Lignin =	266,24 kg/jam
Lignin =	266,24 kg/jam	Na-Lignin =	368,27 kg/jam
Na-Lignin =	2455,10 kg/jam	Abu =	197,94 kg/jam
NaOH sisa =	625,04 kg/jam	NaOH sisa =	93,76 kg/jam
Abu =	1319,63 kg/jam	Pentosan =	661,79 kg/jam
Pentosan =	661,79 kg/jam	Ke limbah	
		Air =	2943,99 kg/jam
		Na-Lignin =	2086,84 kg/jam
		NaOH sisa =	531,29 kg/jam
		Abu =	1121,68 kg/jam
TOTAL =	17538,25 kg/jam	TOTAL =	17538,25 kg/jam

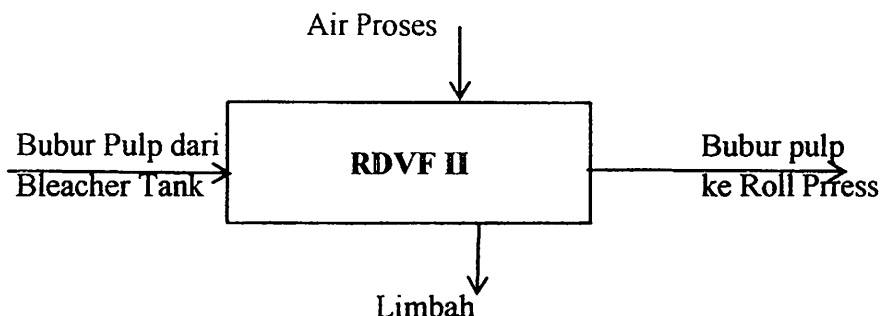
7. BLEACHER TANK



Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
<i>Dari aliran 10</i>		<i>Ke aliran 13</i>	
Partikel halus dari gravity tank		Pulp ke RDVF II	
Selulosa =	8746,94 kg/jam	Selulosa =	8746,94 kg/jam
Air =	519,53 kg/jam	Air =	538,51 kg/jam
Lignin =	266,24 kg/jam	NaOCl =	78,58 kg/jam
Na-Lignin =	368,27 kg/jam	NaCl =	62,65 kg/jam
Abu =	197,94 kg/jam	Lignin =	597,30 kg/jam
NaOH sisa =	93,76 kg/jam	Na-Lignin =	36,83 kg/jam
Pentosan =	661,79 kg/jam	Abu =	197,94 kg/jam
<i>Dari aliran 12</i>		NaOH =	9,38 kg/jam
gas Cl ₂ dari tanki penampung Cl ₂		Pentosan =	661,79 kg/jam
Cl ₂ =	699,85 kg/jam		

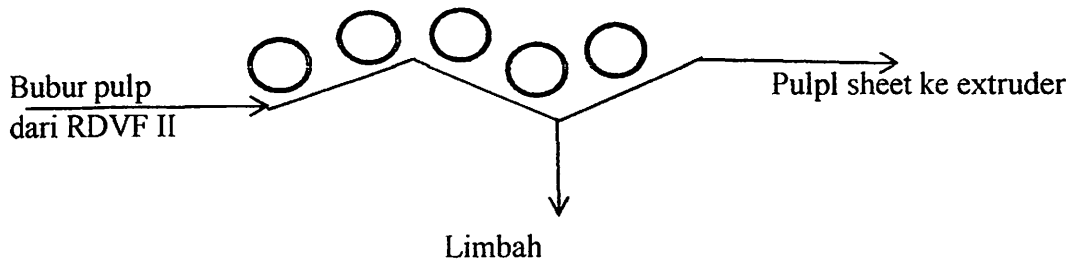
	gas di buang ke limbah Cl ₂ sisa = 624,39 kg/jam
TOTAL = 11554,31 kg/jam	TOTAL = 11554,31 kg/jam

8. ROTARY DRUM VACUUM FILTER II



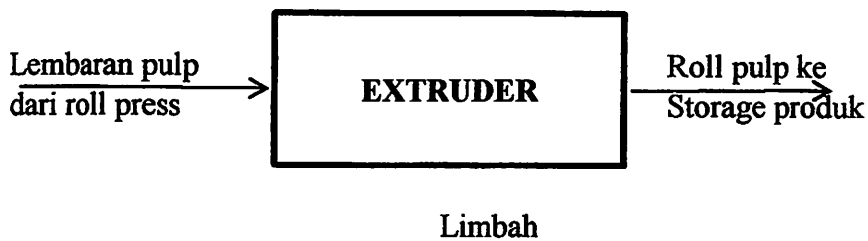
Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
<i>dari aliran 13</i>	<i>ke aliran 17</i>
Selulosa = 8746,94 kg/jam	Selulosa = 8659,47 kg/jam
Air = 538,51 kg/jam	Air = 80,78 kg/jam
NaOCl = 78,58 kg/jam	NaOCl = 11,79 kg/jam
NaCl = 62,65 kg/jam	NaCl = 9,40 kg/jam
Lignin = 597,30 kg/jam	Lignin = 591,33 kg/jam
Na-Lignin = 36,83 kg/jam	Na-Lignin = 3,68 kg/jam
Abu = 197,94 kg/jam	Abu = 168,25 kg/jam
NaOH = 9,38 kg/jam	NaOH = 1,41 kg/jam
Pentosan = 661,79 kg/jam	Pentosan = 655,18 kg/jam
Air utilitas = 30635,70 kg/jam	
	<i>ke aliran 16</i>
	Selulosa = 87,47 kg/jam
	NaOCl = 66,79 kg/jam
	NaCl = 53,25 kg/jam
	Lignin = 5,97 kg/jam
	Na-Lignin = 33,14 kg/jam
	Air = 31093,44 kg/jam
	Abu = 36,31 kg/jam
	NaOH = 7,97 kg/jam
	Pentosan = 6,62 kg/jam
TOTAL = 41565,62 kg/jam	TOTAL = 41565,62 kg/jam

9. ROLL PRESS



Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
<i>dari aliran 17</i>		<i>Ke aliran 21</i>	
pulp dari RDVF II		pulp sheet ke extruder	
Selulosa	= 8659,47 kg/jam	Selulosa	= 8659,47 kg/jam
Air	= 80,78 kg/jam	Air	= 26,93 kg/jam
NaOCl	= 11,79 kg/jam	NaOCl	= 11,79 kg/jam
NaCl	= 9,40 kg/jam	NaCl	= 9,40 kg/jam
Lignin	= 591,33 kg/jam	Lignin	= 591,33 kg/jam
Na-lignin	= 3,68 kg/jam	Na-lignin	= 3,68 kg/jam
Abu	= 168,25 kg/jam	Abu	= 168,25 kg/jam
NaOH	= 1,41 kg/jam	NaOH	= 1,41 kg/jam
Pentosan	= 655,18 kg/jam	Pentosan	= 655,18 kg/jam
		<i>Ke aliran 19</i>	
		Air	= 53,85 kg/jam
TOTAL	= 10181,27 kg/jam	TOTAL	= 10181,27 kg/jam

10. EXTRUDER



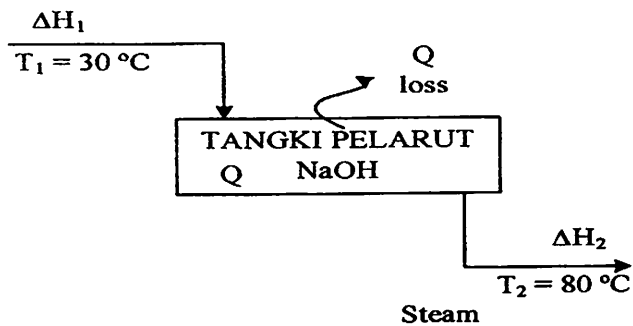
Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
<i>dari aliran 21</i>		<i>Ke aliran 22</i>	
pulp dari RDVF II		pulp sheet ke packing	
Selulosa	= 8659,47 kg/jam	Selulosa	= 8659,47 kg/jam
Air	= 80,78 kg/jam	Air	= 26,93 kg/jam
NaOCl	= 11,79 kg/jam	NaOCl	= 11,79 kg/jam

NaCl	=	9,40	kg/jam	NaCl	=	9,40	kg/jam
Lignin	=	591,33	kg/jam	Lignin	=	591,33	kg/jam
Na-lignin	=	3,68	kg/jam	Na-lignin	=	3,68	kg/jam
Abu	=	168,25	kg/jam	Abu	=	168,25	kg/jam
NaOH	=	1,41	kg/jam	NaOH	=	1,41	kg/jam
Pentosan	=	655,18	kg/jam	Pentosan	=	655,18	kg/jam
				<i>Ke aliran 25</i>			
				Air	=	53,85	kg/jam
TOTAL	=	10181,27	kg/jam	TOTAL	=	10181,27	kg/jam

BAB IV
NERACA PANAS

Kapasitas produksi pulp = 80.000 ton/tahun
 Jumlah hari kerja = 1 tahun = 330 hr
 Jumlah waktu kerja = 1 hari = 24 jam
 Kapasitas produksi pulp = 10101 kg/jam
 Satuan = Kkal/jam

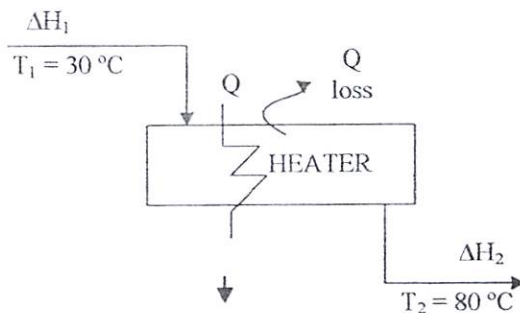
1. Tanki pelarut NaOH (M-117)



$$\Delta H_1 + \Delta H_s = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Aliran panas yang masuk		Aliran panas yang keluar	
ΔH NaOH	231,7987	ΔH NaOH	2549,78592
ΔH H ₂ O	720	ΔH H ₂ O	7920
		ΔH_p	193485,31
		Q_{loss}	96,397
Q	198943,23		
Total	204051,49	Total	204051,49

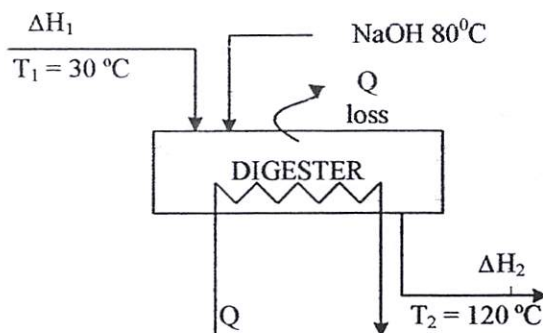
2. Heater (E-123)



$$\Delta H_{\text{masuk}} + Q_s = \Delta H_{\text{keluar}} + Q_{\text{loss}}$$

masuk (kkal/jam)		keluar (kkal/jam)	
ΔH masuk	34908,56	ΔH keluar	175314,188
Q_s	149632,7	Q_{loss}	9227,0625
Total	184541,25	Total	184541,25

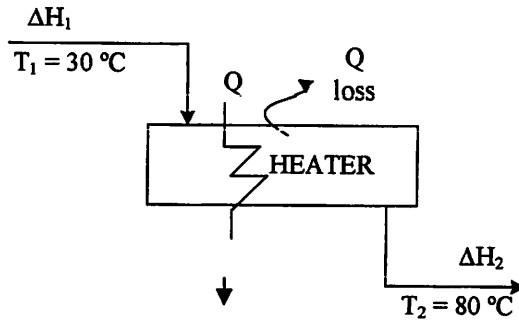
3. Digester (Q-110)



$$\Delta H_{\text{masuk}} + \Delta H_R + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{\text{keluar}} + Q_{\text{loss}} + Q_{\text{kondensat}}$$

masuk (kkal/jam)		keluar (kkal/jam)	
panas masuk		panas keluar brown stock	
ΔH H2O	59812,211	ΔH H2O	1136636,3
ΔH α selulosa	14136,462	ΔH α selulosa	268592,78
ΔH pentosan	16043,481	ΔH pentosan	30482,613
ΔH lignin	12101,591	ΔH lignin	125087,080
ΔH abu	1187,6654	panas keluar black liquor	
		ΔH n	274343,520
		ΔH nalignin	170261,210
HI larutan NaOH		ΔH NaOH	47503,243
ΔH NaOH	2549,7859	ΔH H2O	918180,240

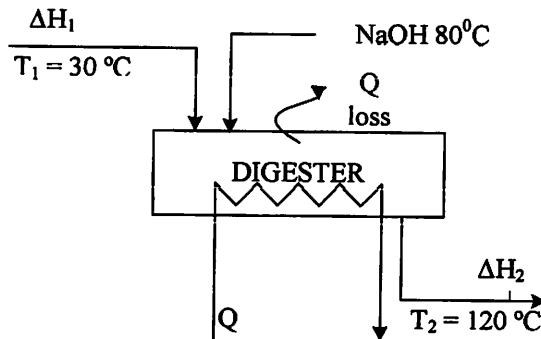
2. Heater (E-123)



$$\Delta H_{\text{masuk}} + Q_s = \Delta H_{\text{keluar}} + Q_{\text{loss}}$$

masuk (kkal/jam)		keluar (kkal/jam)	
ΔH masuk	34908,56	ΔH keluar	175314,188
Qs	149632,7	Qloss	9227,0625
Total	184541,25	Total	184541,25

3. Digester (Q-110)

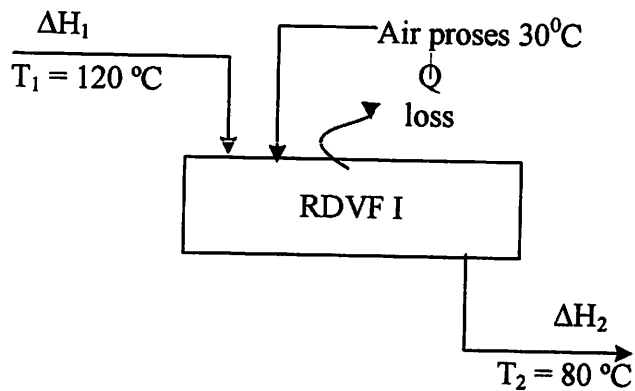


$$\Delta H_{\text{masuk}} + \Delta H_R + Q_{\text{steam}} = \Delta H_{\text{keluar}} + Q_{\text{loss}} + Q_{\text{kondensat}}$$

masuk (kkal/jam)		keluar (kkal/jam)	
panas masuk		panas keluar brownstock	
ΔH H2O	59812,211	ΔH H2O	1136636,3
ΔH α selulosa	14136,462	ΔH α selulosa	268592,78
ΔH pentosan	16043,481	ΔH pentosan	30482,613
ΔH lignin	12101,591	ΔH lignin	125087,080
ΔH abu	1187,6654	panas keluar blackliquor	
		ΔI n	274343,520
		ΔH nalignin	170261,210
H1 larutan NaOH		ΔH NaOH	47503,243
ΔH NaOH	2549,7859	ΔH H2O	918180,240

ΔH_{H_2O}	7920	ΔH_{abu}	22565,643
ΔHR	2191536	Q_{loss}	109576,798
Total	3103229,46	Total	3103229,46

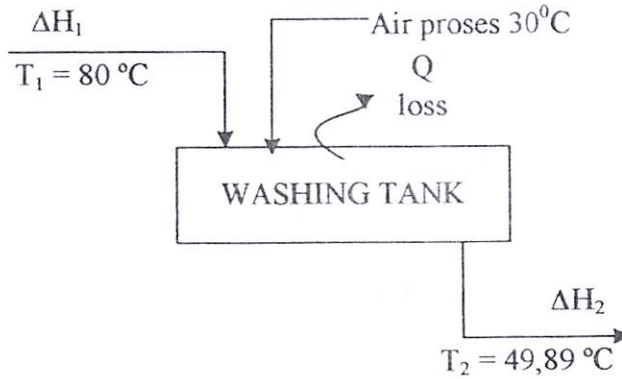
4. Rotary Drum Vacuum Filter I (H-122)



$\Delta H_{masuk} = \Delta H_{keluar}$

masuk (kkal/jam)		keluar (kkal/jam)	
ΔH_{H_2O}	2054816,600	ΔH_{H_2O}	875929,300
$\Delta H_{\alpha \text{ selulosa}}$	268592,780	$\Delta H_{\alpha \text{ selulosa}}$	176969,300
$\Delta H_{\text{pentosan}}$	304826,13	$\Delta H_{\text{pentosan}}$	20084,260
ΔH_{lignin}	125087,08	ΔH_{lignin}	7574,773
ΔH_{abu}	22565,643	ΔH	15018,140
ΔH_{NaOH}	47503,243	ΔH_{NaOH}	124179,900
$\Delta H_{nalignin}$	170261,210	$\Delta H_{nalignin}$	28848,58
H7 dari air proses		H6 filtrat ke limbah	
ΔH_{H_2O}	69270,304	ΔH_{H_2O}	1812328
		$\Delta H_{\alpha \text{ selulosa}}$	1787,580
		$\Delta H_{\text{pentosan}}$	202,8713
		ΔH_{lignin}	76,51286
Total	3062923	Total	3062923

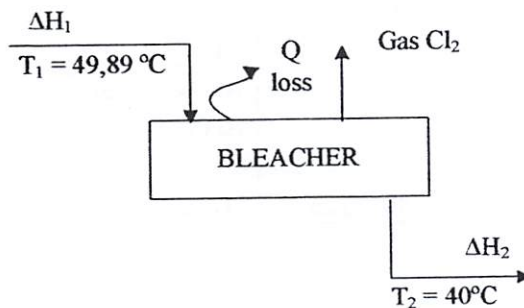
5. Washing tank (M-120)



$\Delta H_{masuk} = \Delta H_{keluar}$

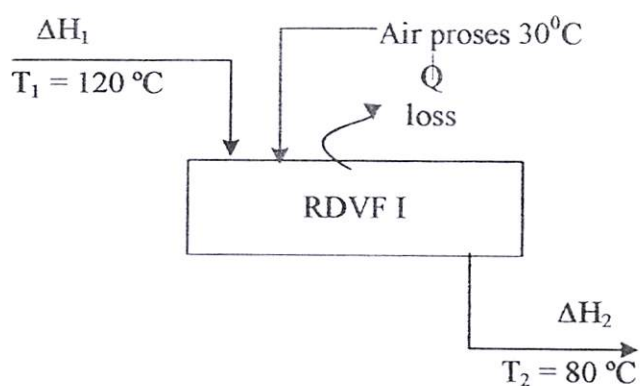
masuk (kcal/jam)		keluar (kcal/jam)	
H8 pulp dari wash filter I		H14 pulp ke wash filter II	
ΔH H ₂ O	875929,300	ΔH α selulosa	81097,544
ΔH α selulosa	176969,300	ΔH H ₂ O	100350,350
ΔH pentosan	20084,260	ΔH lignin	3471,1984
ΔH lignin	7574,773	ΔH " " " n	51927,077
ΔH abu	15018,140	ΔH NaOH	14487,766
ΔH NaOH	124179,900	ΔH abu	6882,1778
		ΔH pentosan	9203,766
ΔH nalignin	28848,58	panas filtrat ke limbah H11	
		ΔH H ₂ O	1123035
H7 dari air proses			
ΔH H ₂ O	141850,730		
Total	1390454,900	Total	1390454,900

6. Bleacher Tank (R-140)



ΔH_{H_2O}	7920	ΔH_{abu}	22565,643
ΔHR	43613,649	Q_{loss}	157700,09
Q_{steam}	3860764,2	$Q_{kondensat}$	888683,48
Total	4040036,20	Total	4040036,20

4. Rotary Drum Vacuum Filter I (H-122)



$$\Delta H_{masuk} = \Delta H_{keluar}$$

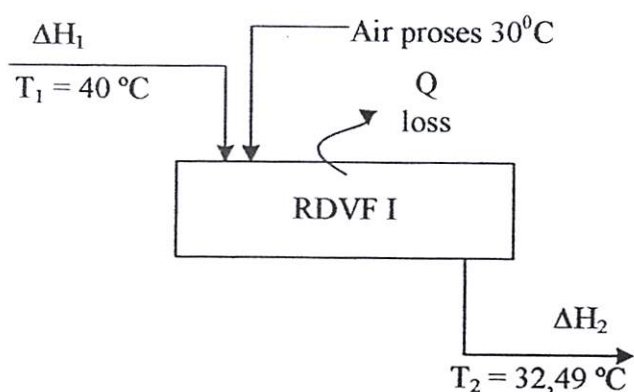
masuk (kkal/jam)		keluar (kkal/jam)	
ΔH_{H_2O}	2054816,600	ΔH_{H_2O}	875929,300
$\Delta H_{\alpha \text{ selulosa}}$	268592,780	$\Delta H_{\alpha \text{ selulosa}}$	176969,300
$\Delta H_{pentosan}$	304826,13	$\Delta H_{pentosan}$	20084,260
ΔH_{lignin}	125087,08	ΔH_{lignin}	7574,773
ΔH_{abu}	22565,643	ΔH	15018,140
ΔH_{NaOH}	47503,243	ΔH_{NaOH}	124179,900
$\Delta H_{nalignin}$	170261,210	$\Delta H_{nalignin}$	28848,58
H7 dari air proses		H6 filtrat ke limbah	
ΔH_{H_2O}	69270,304	ΔH_{H_2O}	1812328
		$\Delta H_{\alpha \text{ selulosa}}$	1787,580
		$\Delta H_{pentosan}$	202,8713
		ΔH_{lignin}	76,51286
Total	3062923	Total	3062923

Total	270075,73	H17 filtrat ke limbah	
		$\Delta H \alpha$ selulosa	218,046
		$\Delta H H_2O$	242220,320
		$\Delta H NaOCl$	148,291
		$\Delta H NaCl$	113,246
		ΔH lignin	20,939
		ΔH nalignin	188,481
		ΔH abu	41,634
		$\Delta H NaOH$	49,665
		ΔH pentosan	24,746
		Total	270075,73

$$cH_{\text{masuk}} + \Delta H_R = \Delta H_{\text{keluar}} + Q_{\text{loss}}$$

masuk (kcal/jam)		keluar (kcal/jam)	
$\Delta H \alpha$		$\Delta H \alpha$	
selulosa	81097,544	$\Delta H \alpha$ selulosa	81097,544
$\Delta H H_2O$	100350,350	$\Delta H H_2O$	15616,876
ΔH lignin	3471,1984	$\Delta H NaOCl$	649,460
ΔH nalignin	51927,077	$\Delta H NaCl$	495,977
$\Delta H NaOH$	14487,766	ΔH lignin	7794,798
ΔH abu	6882,1778	ΔH nalignin	779,617
ΔH pentosan	9203,766	ΔH abu	1033,269
		$\Delta H NaOH$	217,515
H13, Cl2 dari tanki Cl2		ΔH pentosan	9212,167
		gas yang	
$\Delta H Cl_2$	384,865	terbuang	
ΔH_R	14822,845	gas Cl2	11141,550
Total	135027,32	Q loss	6988,5508
		Total	135027,32

7. Rotary Drum Vaccum Filter II (H-144)



$$\Delta H_{\text{masuk}} = \Delta H_{\text{keluar}}$$

masuk (kcal/jam)		keluar (kcal/jam)	
$\Delta H \alpha$ selulosa	81097,544	$\Delta H \alpha$ selulosa	21586,535
$\Delta H H_2O$	15616,876	$\Delta H H_2O$	629,259
$\Delta H NaOCl$	649,460	$\Delta H NaOCl$	26,169
$\Delta H NaCl$	495,977	$\Delta H NaCl$	19,985
ΔH lignin	7794,798	ΔH lignin	2072,926
ΔH nalignin	779,617	ΔH nalignin	20,942
ΔH abu	1033,269	ΔH abu	235,926
ΔH pentosan	217,515	$\Delta H NaOH$	8,764
H16 dari air pencuci		ΔH pentosan	2449,857
$\Delta H H_2O$	153396,03		

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

1. Gudang Bagasse (F-112)

Fungsi	: Tempat menyimpan bahan baku (<i>bagasse</i>) selama 1 bulan
Type	: Empat persegi panjang
Bahan konstruksi	: Beton, asbes, besi
Rate massa bagasse	: 10101,0101 kg/jam
Panjang	: 134,7621 m
Lebar	: 67,3810 m
Tinggi	: 10 m
Luas	: 9080,40987 m ³
Jumlah	: 1 buah

2. Bucket elevator (J-114)

Fungsi	: Untuk mengangkut <i>bagasse</i> ke digester
Type	: Centrifugal bucket elevator
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-53
Kapasitas	: 10,101 ton/jam
Kecepatan bucket	: 260 ft/mnt
Daya total	: 12 Hp
Daya Motor	: 15 Hp
Jumlah	: 1 buah

3. Tangki Penampung NaOH (F-116)

Fungsi	: Menampung NaOH untuk keperluan proses selama 1 minggu
Type	: Vertikal vessel dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah berbentuk flat
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240 Garde M
Dimensi tangki	: di = 119,625 in Ls = 179,4375 in do = 120 in ts = 3/16 in

$tha = 3/16$ in $ha = 20,21663$ in
 Jumlah : 1 buah

4. Tangki Pelarut NaOH (M-117)

Fungsi : Untuk melarutkan NaOH 48% menjadi 25% sebelum diumpankan kedigester
 Type : Vertikal vessel dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah berbentuk standart dished dilengkapi dengan pengaduk
 Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 grade M type 316
 Dimensi tangki : $do = 40$ in $Ls = 59$ in
 $di = 40$ in $ts = 3/16$ in
 $ha = hb = 7$ in $tha = thb = 3/16$ in
 Dimensi pengaduk : Type pengaduk = marine propeller
 Diameter impeller = 13,21 in
 Lebar blade (W) = 0,01 in
 Panjang Blade (L) = 3,20 in
 Jarak pengaduk dari dasar tangki = 13,21 in
 Jumlah pengaduk = 1 buah

5. Pompa centrifugal (L-119)

Fungsi : untuk memompa larutan NaOH dari tangki pelarut ke digester
 Type : centrifugal pump
 Bahan konstruksi : carbon ceramics
 Kapasitas : 0,00235 ft^3/s
 Dimensi : ID = 0,622 in
 OD = 0,84 in
 Daya : 1 Hp
 Jumlah : 1 buah

6. Perancangan alat utama : *DIGESTER (R-110)*

Oleh : Anika Fitriana Mabon / 1214908

7. Pompa Rotary (L-121)

Fungsi	: memompa bubur bagasse ke Rotary Drum Vaccum Filter I
Type	: Rotary Pump
Kapasitas	: 2338,234 lb/s
Dimensi	: ID = 3,548 in OD = 4 in
Effisiensi	: 35%
Jumlah	: 1 buah

8. Rotary Drum Vaccum Filter I (H-122)

Fungsi	: untuk memisahkan cake dari filtrat
Type	: Continous Rotary Drum Vaccum filter I
Bahan konstruksi	: Carbon steel
Dimensi	: Panjang = 18 ft Diameter = 12 ft Luas permukaan = 684 ft ²
Power motor	: 3 Hp
Jumlah	: 1 buah

9. Washing Tank (M-120)

Fungsi	: mempersiapkan bubur bagasse sebelum masuk ke gravity settling tank
Type	: Silinder tegak dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah conicle $\alpha = 120^\circ$
Dimensi tangki	: do = 216 in di = 215,625 in Ls = 3223,4375 in ts = 3/16 in tha = 3/16 in ha = 36,4406 in thb = 3 in hb = 62,2474 in

Dimensi pengaduk	:
Jenis pengaduk	= axial turbin 6 blades sudut 45^0
Bahan impeller	= High alloy steel SA-167 grade 6, type 347
Bahan poros pengaduk	= Hot roller SAE 1020
Diameter impeller	= 71,9 in
Lebar Blade (W)	= 12,2 in
Panjang blade (l)	= 18 in
Tebal blade (J)	= 18 in
Panjang poros (L)	= 306 in
Daya	= 40 Hp
Jumlah	= 1 buah

10. Pompa Rotary (L-123)

Fungsi	: memompa bubur bagasse ke Gravity settling tank
Type	: Rotary Pump
Kapasitas	: 20,8766 lb/s
Dimensi	: ID = 3,548 in OD = 4 in
Effisiensi	: 30%
Daya	: 3 Hp
Jumlah	: 1 buah

11. Gravity Settling Tank (H-130)

Fungsi	: untuk mengendapkan partikel- partikel halus yang tidak dikehendaki dalam bubur pulp	
Type	: Silinder tegak dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah conicle $a=60^0$	
Bahan konstruksi	: SA-240, grade M, tipe 316	
Dimensi tangki	di = 39,625 in	Ls = 59,4375 in
	do = 40 in	ts = 3/16 in
	tha = 3/16 in	ha = 6,6966 in
	thb = 3 in	hb = 41,2117 in
Jumlah	: 1 buah	

12. Pompa Rotary (L-141)

Fungsi	: memompa bubur pulp dari gavity settling tank ke Bleacher tank
Type	: Rotary pump
Kapasitas	: 11,0692 lb/s
Dimensi	: ID = 3,548 in OD = 4 in
Effisiensi	: 30%
Daya pompa	: 2 Hp
Jumlah	: 1 buah

13. Tangki Penampung Cl₂ (F-142)

Fungsi	: Menampung Cl ₂ untuk keperluan bleaching selama 1 minggu
Type	: Spherical tank
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-240, grade M, type 316
Kapasitas	: 0,6918 lb/s
Dimensi	: di = 263,06 in ts = 6/16 in
Jumlah	: 1 buah

14. Perancangan alat utama : *BLEACHER (R-140)*

Oleh : Dewi Rahmawati / 1214909

15. Pompa Rotary (L-143)

Fungsi	: Memompa bubur pulp yang telah diputihkan ke Rotary Drum Vaccum Filter II
Type	: Rotary Pump
Kapasitas	: 10,9520 lb/s
Dimensi	: ID = 3,548 in OD = 4 in
Effisiensi	: 30%
Daya pompa	: 2 Hp
Jumlah	: 1 buah

16. Rotary Drum Vaccum Filter II (H-144)

Fungsi	: untuk memisahkan dan mencuci bubur pulp dari bleacher tank sebelum ke roll press
Type	: Rotary Vaccum Drum Filter
Panjang Drum	: 18 ft
Diameter Drum	: 12 ft
Luas permukaan	: 684 ft ²
Power motor	: 3 Hp
Jumlah	: 1 buah

17. Roll press (X-151)

Fungsi	: Membentuk pulp menjadi lembaran dan mengurangi kadar air pada lembaran pulp
Type	: Roll press
Kapasitas	: 0,417 ft ³ /mnt
Power	: 12 Hp
Jumlah	: 1 buah

18. Conveyor (D-150)

Fungsi	: Sebagai alat untuk memindahkan lembaran pulp menuju ekstruder
Type	: Screw conveyor
Kapasitas	: 0,4141 ft ³ /mnt
Diameter	: 8 in
Kecepatan	: 25 rpm
Power	: 12 Hp
Jumlah	: 1 buah

19. Storage Produk (F-161)

Fungsi	: menyimpan produk pulp berupa gulungan pulp
Type	: persegi empat
Bahan konstruksi	: beton, asbes dan besi
Kapasitas	: 21925,6 ft ³ /jam
Jumlah	: 1 buah

BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat	: bleacher tank
Kode alat	:
Fungsi	: memutihkan pulp dari hasil pencucian dengan penambahan gas cl ₂
Jumlah	: 1 buah
Type	: bejana tegak dengan bagian-bagian tutup (shell) berbentuk silinder, tutup atas berbentuk standard dished head, tutup bawah berbentuk conical
Perlengkapan	: coil pengaduk dan Pengaduk
Kondisi operasi :	<ul style="list-style-type: none"> - Temperatur = 42 °C - Tekanan = 1.01320 bar 1 atm - Waktu operasi = 1 jam - Fase = solid - gas - Densitas campuran = 89.3848 lb/ft³
Direncanakan :	<ul style="list-style-type: none"> - Bahan konstruksi = stainless steel SA 240 Grade M type 316 allowable stress (f) = 18750 - Pengelasan = double welded butt joint (E= 0,8) - Faktor korosi = 1/16 in - Bahan masuk = 10986.1752 kg/jam = 24220.1219 lb/jam



Komposisi bahan masuk	Massa bahan masuk (kg/jam)	sa bahan m (lb/jam)	Densitas		nsitas campur (lb/ft3)
			(lb/ft ³)		
H ₂ O	519.527	1146.285	62.43		2.95226
Selulosa	8746.936	19299.24	87.40		69.58584
Lignin	266.235	587.4209	87.40		2.11802
Na Lignin	368.265	812.54	87.40		2.92972
NaOH	93.756	206.8641	132.98		1.13486
Abu	197.944	436.7442	144.95		2.61165
pentosan	93.756	206.8641	81.53		0.69581
Cl ₂	699.755	1543.939	115.50		7.35667
Total	10986.175	24239.9	799.59358		89.38482

6.1. Rancangan dimensi reaktor

A. Menentukan volume reaktor

$$\begin{aligned} \text{bahan masuk} &= 10986.1752 \text{ kg/jam} \\ &= 24220.12192 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ campuran} = 89.3848 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{24220.12192 \text{ lb/jam}}{89.3848 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 270.9646 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{volume liquid} &= 270.9646 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} = 271 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume ruang kosong untuk reaktor berpengaduk dan jaket :} & 20\% \text{ V Total} \\
 \text{Volume total} &= \text{Volume liquid} + \text{Volume ruang kosong} \\
 &= 270.9645911 \text{ ft}^3 + 20\% \text{ V total} \\
 80\% \text{ V total} &= 270.9645911 \text{ ft}^3 \\
 \text{V total} &= 338.7057389 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

B. Menentukan dimensi vessel

1. Diameter Vessel

$$\begin{aligned}
 \text{asumsi : } L_s &= 1.5 \text{ di} \\
 \text{Volume total} &= \text{V tutup bawah} + \text{V silinder} + \text{V tutup atas} \\
 \text{Volume total} &= \frac{\pi di^3}{24 \tan 1/2\alpha} + \frac{\pi}{4} \times di^2 \times L_s + 0.0847 \text{ di}^3 \\
 338.7057 \text{ ft}^3 &= \frac{3.14}{24} \times \frac{di^3}{1} + \frac{3.14}{4} \times di^2 \times 1.5 \text{ di} + 0.0847 \text{ di}^3 \\
 338.7057 \text{ ft}^3 &= 1.3930 \text{ di}^3 \\
 di^3 &= 243.1425945 \\
 di &= 6.2415 \text{ ft} \\
 &= 74.8984 \text{ in}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung volume liquid dalam silinder (Vls)

$$\begin{aligned}
 Vls &= \text{Vliquid} - \text{V tutup bawah} \\
 &= 270.9645911 - \frac{\pi di^3}{24 \tan 1/2\alpha} \\
 &= 270.9645911 - \frac{3.14}{24} \times \frac{243.1425945}{1} \\
 &= 239.1534 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

3. Menghitung tinggi liquid dalam silinder (L ls)

$$\begin{aligned}
 L \text{ ls} &= \frac{V \text{ ls}}{(\pi/4) \times di^2} \\
 &= \frac{239.1534}{(3.14/4) \times 74.8984} \\
 &= 4.0676 \text{ ft} = 48.8108 \text{ in}
 \end{aligned}$$

4. Menghitung tekanan design (pi)

$$\begin{aligned}
 P_i &= P_{atm} + P \text{ hidrostatik} \\
 P \text{ hisrostatik} &= \frac{\rho (HL - 1)}{144} \\
 &= \frac{89.3848 \times (4.0676 - 1)}{144} \\
 &= 1.9041 \text{ psia} \\
 P_i &= 14.7000 \text{ psia} + 1.9041 \text{ psia} \\
 &= 16.6041 \text{ psia} = 1.9041 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

5. Menghitung tebal silinder (ts)

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P_i \cdot di}{2(f \cdot E - 0.6P_i)} + C \\
 &= \frac{1.9041 \times 74.8984}{2(18750 \times 0.00 - 0.6 \times 1.9041)} + 1/16 \\
 &= \frac{-62.3529}{-997.6456} \approx 3/16 \\
 &= \frac{16}{16}
 \end{aligned}$$

standarisasi do

$$\begin{aligned} \text{do} &= \text{di} + 2 \text{ ts} \\ &= 74.8984 + 2 \times 3/16 \\ &= 75.2734 \text{ in} \end{aligned}$$

berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 Brownell,

$$\begin{aligned} \text{standarisasi do} &= 78 \text{ in} \\ \text{di} &= \text{do} - 2 \text{ ts} \\ &= 78 - 2 \times 3/16 \\ &= 77.6250 \text{ in} \\ &= 6.46875 \text{ ft} \end{aligned}$$

cek hubungan Ls dengan di

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \frac{\pi \text{ di}^3}{24 \tan 1/2\alpha} + \frac{\pi}{4} \times \text{ di}^2 \times \text{ Ls} + 0.0847 \text{ di}^3 \\ 338.7057 \text{ ft}^3 &= \frac{3.14 \times 270.683}{24 \times 1} + \frac{3.14}{4} \cdot 41.84473 \cdot \text{ Ls} \\ &\quad + 0.0847 \cdot 270.68307 \\ 338.7057 \text{ ft}^3 &= 35.414369 + 32.8481 \text{ Ls} + 22.926856 \\ 338.7057 \text{ ft}^3 &= 58.34122542 + 32.8481 \text{ Ls} \\ 280.3645 \text{ ft}^3 &= 32.8481 \text{ Ls} \\ \text{Ls} &= 8.5352 \text{ ft} \\ \frac{\text{Ls}}{\text{D}} &= \frac{8.5352}{6.4688} = 1.3194 \end{aligned}$$

C. Menentukan dimensi tutup**1. Menghitung dimensi tutup atas (standart dished)**

berdasarkan tabel 5.7 halaman 90 buku Brownell,

$$\begin{aligned} - r &= 78 \\ - \text{ icr} &= 1 \quad (15/16) \\ - \text{ sf} &= 2.5 \end{aligned}$$

Tebal tutup atas (tha)

$$\begin{aligned} \text{tha} &= \frac{0.885 \times \text{ Pi} \cdot \text{ di}}{2(\text{ f.E} - 0,1\text{ Pi})} + \text{ C} \\ &= \frac{0.885 \times 1.9041 \times 77.6250}{2(18750 \times 0.00 - 0.1 \times 1.9041)} + 1/16 \\ &= -343.4281 \\ &= \frac{-5494.8500}{16} \approx 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi tutup atas (ha)

$$\begin{aligned} \text{ha} &= 0.169 \times \text{ di} \\ &= 0.1690 \times 77.6250 \\ &= 13.1186 \text{ in} \\ &= 1.09321875 \text{ ft} \end{aligned}$$

2. Menentukan dimensi tutup bawah

Tebal tutup bawah (thb)

$$\begin{aligned} \text{thb} &= \frac{\text{ Pi} \cdot \text{ di}}{2 \cos 1/2\alpha (\text{ f.E} - 0,6\text{ Pi})} + \text{ C} \\ &= \frac{1.9041 \times 77.6250}{2 \times 0.7 \times 18750 \times 0.00 - 0.6 \times 77.625} + 1/16 \\ &= -2.1816 \\ &= \frac{-34.9048}{16} \approx 3/16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1/2 d}{\tan 1/2\alpha} \\
 &= \frac{38.8125}{1} \\
 &= 38.8125 \text{ in} \\
 &= 3.234375 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, maka diperoleh dimensi digester sebagai berikut:

- do = 78 in	- tha = 3/16 in
- di = 77.6250 in	- ha = 13.1186 in
- Ls = 102.4222 in	- thb = 3/16 in
- ts = 3/16	- hb = 38.8125 in
- tinggi digester = tinggi (tutup atas + silinder + tutup bawah) + sf	
= 156.8533 in	
= 13.0711 ft	

6.2. Perhitungan Nozzle

Perencanaan:

- a. Nozzle pada tutup standart dished
 - Nozzle untuk pemasukan umpan
 - Nozzle untuk pengeluaran Cl2
- d. Nozzle pada silinder bleacher tank
 - Nozzle untuk manhole
- c. Nozzle pada tutup bawah conical
 - Nozzle untuk pengeluaran produk
 - Nozzle untuk pemasukan sparger
- d. Digunakan flange standart dengan type welding neck pada:
 - Nozzle untuk pemasukan umpan
 - Nozzle untuk pemasukan Cl2
 - nozzle untuk manhole
 - Nozzle untuk pengeluaran produk
 - Nozzle untuk pemasukan sparger

Dasar Perhitungan

a. Nozzle untuk pemasukan umpan

Rate umpan masuk	=	10286.4204 kg/jam	=	22677.442 lb/jam
Densitas umpan	=			82.0282 lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{\text{Rate umpan masuk}}{\text{Densitas umpan}}$		
	=	$\frac{10286.4204}{82.0282}$		
	=	125.4011 ft ³ /jam		
	=	0.0348 ft ³ /s		

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

ID optimal	=	$3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$		
	=	$3.9 \times 0.0348^{0,45} \times 82.0282^{0,13}$		
	=	1.52679 in		
	=	0.1272 ft		

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa	=	3 in IPS sch. 40
- OD	=	3.5000 in
- ID	=	3.0680 in
- A	=	0.05130 ft ²

b. Nozzle untuk pemasukan sparger gas Cl₂

$$\begin{aligned} \text{Rate umpan masuk} &= 699.7549 \quad \text{kg/jam} = 1542.68 \quad \text{lb/jam} \\ \text{Densitas umpan} &= = 19.3840 \quad \text{lb/ft}^3 \\ \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate umpan masuk}}{\text{Densitas umpan}} \\ &= \frac{1542.679605}{19.3840} \\ &= 79.5852 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0221 \quad \text{ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3.9 \times 0.0221^{0,45} \times 19.3840^{0,13} \\ &= 1.031503 \quad \text{in} \\ &= 0.0860 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 2 in IPS sch. 40
- OD = 2.3750 in
- ID = 2.0670 in
- A = 0.02330 ft²

c. Nozzle untuk pengeluaran gas Cl₂

$$\begin{aligned} \text{Rate steam} &= 624.3899 \quad \text{kg/jam} = 1376.5301 \\ \text{Densitas steam} &= = 9.5790 \quad \text{lb/ft}^3 \\ \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate CO}_2}{\text{Densitas CO}_2} \\ &= \frac{1376.530068}{9.5790} \\ &= 143.7029 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0399 \quad \text{ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\begin{aligned} \text{ID optimal} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 3.9 \times 0.0399^{0,45} \times 9.5790^{0,13} \\ &= 1.22789 \quad \text{in} \\ &= 0.1023 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 3 in IPS sch. 40
- OD = 3.5000 in
- ID = 3.0680 in
- A = 0.05130 ft²

d. Nozzle untuk pengeluaran produk

$$\begin{aligned} \text{Rate produk keluar} &= 10929.9181 \quad \text{kg/jam} = 24096.09747 \\ \text{Densitas produk} &= = 80.8120 \quad \text{lb/ft}^3 \\ \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{Rate produk keluar}}{\text{Densitas produk}} \\ &= \frac{24096.09747}{80.8120} \\ &= 298.1747 \quad \text{ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0828 \quad \text{ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

dari Peter & Timerhause didapatkan di optimum:

$$\text{ID optimal} = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$$

$$= 3.9 \times 0.0828^{0.45} \times 80.8120^{0.13}$$

$$= 2.250154 \text{ in}$$

$$= 0.1875 \text{ ft}$$

dari Geankoplis app. A-5 halaman 892 maka dipilih pipa dengan ukuran:

- Ukuran pipa = 3,5 in sch. 80
- OD = 4.0000 in
- ID = 3.3640 in
- A = 0.06170 ft²

e. Nozzle untuk manhole

Lubang manhole berdasarkan standart yang ada yaitu 20 in
(Brownell and Young item 3, 4 dan 5 halaman 351)

berdasarkan fig. 12.2 Brownell and Young halaman 221, diperoleh dimensi pipa:

- Ukuran pipa (NPS) : 20 in
- Diameter luar (DO) : 27 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) : 1 11/16 in
- Diameter lubang (R) : 23 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 20 in
- Diameter huubngan pada alas (E) : 22 in
- Tebal nozzle (L) : 5 11/15 in
- Diameter dalam nozzle (B) : 19.25 in
- Jumlah lubang baut : 20 buah
- Diameter baut : 1 1/8 in

Dari Brownel & Young tabel 12.2 halaman 221 diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type wlding neck dengan dimensi nozzle:

- Nozzle A : Nozzle untuk pemasukan umpan
- Nozzle B : Nozzle untuk pemasukan gas Cl2
- Nozzle C : Nozzle untuk pengeluaran Cl2
- Nozzle D : Nozzle untuk pengeluaran produk
- Nozzle E : Nozzle untuk manhole

- NPS : ukuran pipa nominal, in
- A : Diameter luar flange, in
- T : Ketebalan minimum flange, in
- R : iameter luar bagian yang menonjol, in
- E : Diameter hubungana atas, in
- K : Diameter hubungan pada titik pengelasan, in
- L : panjang julakan, in
- B : diameter dalam flange, in

NZL	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3.5	2 3/4	3.07
B	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2.38	2 1/2	2.07
C	3	7 1/2	15/16	5	4 1/4	3.5	2 3/4	3.07
D	3 1/2	8 1/2	1 5/16	5 1/2	4 13/16	4	2 13/16	3.55
E	20	27 1/2	6 15/16	23	22	20	5 11/16	19.25

6.3. Perhitungan Pengaduk

- Per- Jenis pengaduk : axial turbin 6 blades sudut 45°
- Bahan impeller : high allay steel SA 240 grade M type 316
- Bahan poros pengaduk : Hot roller SAE 1020

$$\begin{aligned} D_t/D_i &= 2,4 - 3,0 \\ Z_i/D_i &= 0,75 - 1,3 \\ Z_l/D_i &= 2,7 - 3,9 \\ W/D_i &= 0.17 \end{aligned}$$

(G.G. Brown halaman 507)

Dimana:

$$\begin{aligned} D_t &: \text{Diameter dalam silinder} \\ D_i &: \text{Diameter impeller} \\ Z_i &: \text{Tinggi impeller dari dasar tangki} \\ Z_l &: \text{Tinggi liquid dalam silinder} \\ W &: \text{Lebar baffle impeller} \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi pengaduk

a. menentukan diameter impeller

$$\begin{aligned} D_t/D_i &= 3 \\ D_i &= D_t/3 \\ D_i &= \frac{77.6250}{3} \text{ in} \\ &= 25.8750 \text{ in} = 2.1563 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$\begin{aligned} Z_i/D_t &= 1 \\ Z_i &= 1 \times D_i \\ Z_i &= 1 \times 25.8750 \\ &= 25.8750 \text{ in} = 2.1563 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Menentukan panjang impeller

$$\begin{aligned} L/D_i &= \frac{1}{4} \\ L &= \frac{1}{4} D_i \\ &= \frac{1}{4} \times 25.8750 \\ &= 6.46875 \text{ in} \end{aligned}$$

d. Menentukan lebar impeller

$$\begin{aligned} W/D_i &= 0.17 \\ W &= 0.17 \times D_i \\ &= 0.17 \times 25.8750 \\ &= 4.3988 \text{ in} = 0.3666 \text{ ft} \end{aligned}$$

e. Menentukan tebal blades

$$\begin{aligned} J/D_t &= \frac{1}{12} \\ J &= D_t/12 \\ J &= \frac{77.6250}{12} \text{ in} \\ &= 6.4688 \text{ in} = 0.5391 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Menentukan jumlah pengaduk

$$\begin{aligned} n &= \frac{H \text{ liquid}}{2 \times D_i^2} \\ n &= \frac{4.0676}{2 \times 4.6494} \\ n &= 0.4374275 \approx 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

Perhitungan daya pengaduk

$$P = \frac{\phi \times \rho \times n^3 \times D_i^5}{gc}$$

dimana:

- P = daya pengaduk μ bahan = 0.00647 lb/ft.menit
- φ = power number
- ρ = densitas bahan = 89.3848 lb/ft³
- Di = diameter impeller = 2.1563 ft
- gc = 32.2 lb.ft/s².lbf
- n = putaran pengaduk, ditetapkan = 120 rpm = 2 rps

(Perry, ed. 7 halaman 18-13)

Menghitung bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{L^2 n \rho}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{0.5391^2 \cdot 2 \cdot 89.3848}{0.00647}$$

$$= 8025.394934 = 8.0254.E+03 \quad (\text{Turbulen, } N_{Re} > 10^4)$$

Dari G.G. Brown fig. 4.77 halaman 507, diperoleh φ = 0.7

$$P = \frac{\phi \times \rho \times n^3 \times Di^5}{gc}$$

$$= \frac{0.7 \times 89.3848 \times 2^3 \times 2.1563^5}{32.2}$$

$$= \frac{724.5886052 \text{ lb.ft/s}}{550}$$

$$= 1.3174338 \text{ Hp} = 9 \text{ Hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya:

- Gain losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk
- Transmission system losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk

sehingga daya yang dibutuhkan

$$P \text{ yang dibutuhkan} = (0.1 + 0.15) P + P$$

$$= 0.25 \times 1.3174 + 1.3174$$

$$= 1.646792 \text{ Hp} \approx 2 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan pengaduk dengan daya 2 Hp

Perhitungan Poros Pengaduk

1. Diameter poros

$$T = \frac{\pi \cdot S \cdot D^3}{16} \quad (\text{Hesse, pers. 16-1 hal 465})$$

Dimana:

- T = momen puntir (lb.in) = $\frac{63025}{N} H$ (Hesse, hal 469)
- H = daya motor pada poros = 1.6 Hp
- N = putaran pengaduk = 120 rpm

Sehingga:

$$T = \frac{63025}{N} H = \frac{63026 \times 1.6}{120}$$

$$= 864.9227543 \text{ lb.in}$$

Dari Hesse tabel 16-1 halaman 457 untuk bahan Hot Rolled Steel SAE 1020

mengandung karbon = 20% dengan batas = 36000 lb/in²

S = maksimum design shering stress yang diijinkan

$$S = 20\% \times 36000 \text{ lb/in}^2$$

$$= 7200$$

Diameter pengaduk (D)

$$\begin{aligned}
 D^3 &= \frac{16 \times T}{\pi \times S} \\
 &= \frac{16 \times 864.9227543}{3.14 \times 7200} \\
 &= 0.61211801 \\
 D &= 0.84907304 \text{ in}
 \end{aligned}$$

2. Panjang poros (L)

Rumus:

$$L = h + l - Z_i$$

Dimana:

L	:	Panjang poros (ft)	=	6.46875 in	=	0.5391 ft
l	:	jarak impeller dari dasar tangki	=	18.3713 in	=	1.5309 ft
Z _i	:	panjang poros di atas bejana tangki	=	102.4222 + 13.1186 in		
h	:	tinggi silinder + tinggi tutup atas	=	115.5408 in	=	9.628398 ft

$$\begin{aligned}
 L &= 115.5408 + 6.4688 - 18.3713 \\
 &= 103.6383 \text{ in} = 8.6365231 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan dimensi pengaduk:

Type	:	axial turbin 4 blades sudut 45°			
Di	:	25.8750 in	=	2.1563 ft	
Z _i	:	18.3713 in	=	1.5309 ft	
W	:	4.3988 in	=	0.3666 ft	
L	:	6.46875 in	=	0.5391 ft	
J	:	6.4688 in	=	0.5391 ft	
n	:	1 buah			
daya	:	2 Hp			
diameter poros	:	0.84907304 in			
panjang poros	:	103.6383 in	=	8.6365 ft	

6.4 perhitungan Sparger

data perancangan

Asumsi susunan lubang spray berbentuk segitiga

luas: 33.147 in²

superfic 0.020 ft/dt

rate 699.7549 kg/jam 1542.6796 lb/jam

ρ_{gs} 19.3840 lb/ft³

rate 79.5852 ft³/jam

jarak an l in

luas: 1/2 (PT x sin 60) x P_T

0.443 in²

jumlah $\frac{\text{luas sparger}}{\text{luas satu segitiga}} = 74.824 \text{ buah} \quad 75 \text{ buah}$

6.5 Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding bleacher tank

Bagian tutup reaktor dan bagian shell reaktor dihubungkan secara flange dan bolting untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor.

1. Dari Brownell & Young, fig. 12.12 hal. 228, didapatkan :
 - Bahan konstruksi : flat metal, jacketed, asbestos filled, stainless steel
 - Gasket factor (m) : 3.75
 - min design seating stress (y) : 9000 psia

2. Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 344, didapatkan :
 - Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type 347
 - Tensile strength minimum : 75000 psia
 - Allowable stress (f) : 15000

3. Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 342, didapatkan :
 - Bahan komstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
 - Tensile strength minimum : 75000 psia
 - Allowable stress (f) : 18750
 - Type flange : Ring flange loose type

6.5.1. Perhitungan Lebar Gasket

Dari Brown $\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{y - p.m}{y - p(m+1)}}$

- Dimana - do = diameter luar gasket
 - di = diameter dalam gasket
 - y = yield stress = 9000 psia
 - p = internal pressure = 14.4700 psia
 - m = gasket factor = 3.75
 77.6250 in = 6.4688 ft

Diketahui di gasket = di shell

Mal $\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{9000 - (14,46 \times 3,75)}{9000 - 1447(3,75 + 1)}}$
 do = 1.00080975 x 6.4688
 do = 6.474 ft = 77.6879 in

sket minimum = $\frac{do - di}{2}$
 = $\frac{77.6878567 - 77.6250}{2}$
 = 0.03142833 ≈ 5/16
 diambil = 5/16 in = 0.3125

Diambil gasket (n) = do + n
 D rata-rata gasket (G) = 77.6250 in + 0.3125 in
 = 77.9375 in = 6.4948 ft

6.5. Perhitungan beban baut

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.88 hal. 240 :
 Beban gasket supaya tidak bocor (Hy)
 $W_{m2} = H_y = \pi.b.G.y$
- Dari Brownell & Young, persamaan 12.12 hal. 229 :
 Lebar setting gasket bawah:

$$\begin{aligned} b_o &= n/2 \\ &= 0.1563 \end{aligned}$$

- Sehingga didapatkan H_y :

$$\begin{aligned} H_y = W_{m2} &= 3.14 \times 0.1563 \times 77.9375 \times 9000 \\ H_y &= 344142.7734 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.90 hal. 240 :

Beban baut agar tidak bocor (H_p)

$$H_p = 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p$$

$$H_p = 2 \times 3.14 \times 0.1563 \times 77.9375 \times 3.75 \times 14.4700$$

$$H_p = 4149.788276 \text{ lb}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.89 hal. 240 :

Beban karena tekanan dalam (H)

$$H = \pi/4 \cdot G^2 \cdot p$$

$$H = 0.785 \times 77.9375^2 \times 14.4700$$

$$H = 68997.1464 \text{ lb}$$

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.91 hal. 240 :

Total berat beban pada kondisi operasi (W_{m1})

$$W_{m1} = H + H_p$$

$$= 68997.14641 \text{ lb} + 4149.7883 \text{ lb}$$

$$= 73146.9347 \text{ lb}$$

Karena $W_{m2} > W_{m1}$, maka yang mengontrol adalah W_{m2} .

Perhitungan luas minimum bolting area

• Dari Brownell & Young, persamaan 12.93 hal. 240 :

$$A_{m2} = \frac{W_{m2}}{f_b}$$

$$= \frac{344142.7734}{15000}$$

$$= 22.943 \text{ in}^2 = 0.1593 \text{ ft}^2$$

Perhitungan Bolting Optimum

• Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 :

- Ukuran baut = 1 7/8 in

- Root area = 2.049 in²

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bolting optimum} &= \frac{A_{m1}}{\text{root area}} \\ &= \frac{22.9428516}{2.049} \\ &= 11.1971 \approx 12 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 dan tabel 12.3 halaman 227:

◦ Bolt spacing = 4 in

◦ Minimum radial distance (R) = 2 3/8 in

◦ Edge distance (E) = 1 7/8 in

◦ Bolting circle diameter (C) :

$$C = d_i \text{ shell} + 2 (1.415 \cdot g_o + R)$$

◦ Dimana :

- d_i shell = 77.6250 in

- g_o = tebal shell (ts)

= 3/16

◦ Maka bolting circle diameter (C) :

$$C = 77.6250 + 2 [(1.415 \times 3/16) + 2 3/8]$$

$$= 82.9056 \text{ in}$$

- Diameter luar flange

$$\begin{aligned} \text{OD} &= C + 2 E \\ &= 82.9056 + 2 \times 1 \frac{7}{8} \\ &= 86.6556 \text{ in} = A \end{aligned}$$

Check lebar gasket

$$\begin{aligned} A_b \text{ actual} &= \text{jumlah bolt} \times \text{root area} \\ A_b \text{ actual} &= 12 \times 2.049 \text{ in}^2 \\ A_b \text{ actual} &= 24.9919 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum

$$\begin{aligned} L &= A_b \text{ actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G} \\ &= 24.9919 \times \frac{15000}{2 \times 3.14 \times 9000 \times 77.9375} \\ &= 0.0851023 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena $L < n$ 0.31250 in , jadi perhitungan bolting optimum memenuhi.

Perhitungan Moment

- Dari Brownell & Young, persamaan 12.94 hal. 242, untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

$$\begin{aligned} W &= \left(\frac{A_m + A_b}{2} \right) f_a \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.94 hal. 242}) \\ W &= \left(\frac{35,5 + 35,5894}{2} \right) \times 15000 \\ &= 359510.2734 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle :

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{C - G}{2} \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 12.101 hal. 242}) \\ h_G &= \frac{82.9056 - 77.9375}{2} \\ &= 2.4841 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment flange (M_a) :

Dari Brownell & Young, halaman 243 :

$$\begin{aligned} M_a &= W \times h_G \\ M_a &= 359510.2734 \times 2.4841 \\ M_a &= 893045.9886 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, pers. 12.95 hal. 243 :

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{ml} = 73146.9347 \text{ lb}$$

- Hidrastic and force pada daerah dalam flange (HD)

Dari Brownell & Young, pers. 12.96 hal. 243 :

$$H_D = 0,785 \cdot B^2 \cdot p$$

Dimana :

$$\begin{aligned} - B &= \text{do shell reaktor} = 78 \text{ in} \\ - p &= \text{tekanan operasi} = 14.4700 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} H_D &= 0.785 \times 78^2 \times 14.4700 \\ H_D &= 69107.8518 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Jarak radial bolt circle pada aksi (hD)

Dari Brownell & Young, pers. 12.100 hal. 243 :

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{C - B}{2} \\ &= \frac{82.9056 - 78}{2} = 2.4528 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment M_D

Dari Brownell & Young, pers. 12.96 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 69107.8518 \quad \times \quad 2.4528 \\ M_D &= 169508.6 \quad \text{lb.in} \end{aligned}$$

- Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total (H_G)

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \\ &= 73146.9347 \quad - \quad 68997.1464 \\ &= 4149.7883 \quad \text{lb} \end{aligned}$$

- Moment M_G

Dari Brownell & Young, pers. 12.98 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 4149.7883 \quad \times \quad 2.484 \\ &= 10308.3334 \quad \text{lb.in} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, pers. 12.97 hal. 242 :

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 68997.1464 \quad - \quad 69107.8518 \\ &= 110.7054 \quad \text{lb} \end{aligned}$$

- Dari Brownell & Young, pers. 12.102 hal. 244 :

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{h_D + h_G}{2} \\ &= \frac{2.453 + 2.4841}{2} \\ &= 2.468 \quad \text{in} \end{aligned}$$

- Moment M_T

Dari Brownell & Young, pers. 12.97 hal. 242 :

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_r \\ &= 110.7054 \quad \times \quad 2.468 \\ M_T &= 273.2693401 \quad \text{lb.in} \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi (M_o) :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 169508.6027 \quad + \quad 10308.3334 \quad + \quad 273.2693401 \quad \text{lb.in} \\ &= 180090.2055 \quad \text{lb.in} \end{aligned}$$

$$\text{Karena } M_a \cdot M_o, \text{ maka } m_{\max} = M_a = 893045.9886 \quad \text{lb.in}$$

6.5.3. Perhitungan Tebal Flange

$$\text{Dari Brown} \quad f_T = \frac{Y \cdot M_o}{t^2 \cdot B}$$

$$\text{Sehingga} \quad t = \sqrt{\frac{Y \times M}{k \times B}}$$

$$\begin{aligned} \text{Din } A &= \text{diameter luar flange} &= 86.6556 & \text{in} \\ - B &= \text{diameter dalam flange} &= 82.9056 & \text{in} \\ - f &= \text{stress yang diijinkan untuk bahan flange} &= 18750 & \text{psia} \end{aligned}$$

$$\text{Maka : } k = A/B = 1.04523215$$

Dari Brownell & Young, fig. 12.22 hal 238, didapatkan :

$$\begin{aligned} Y &= 96 \\ M &= 893045.9886 \quad \text{lb.in} \end{aligned}$$

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{96 \times 1287918,884}{18750 \times 99,094}}$$

$$t = 7.4264 \text{ in}$$

Kesimpulan Perancangan :

1. Flange

- Bahan konstruksi : High Alloy Stell SA 167 Grade 6 type 347
- Tensile strength minimum : 75000 psia
- Allowable stress (f) : 17910
- Tebal flange : 7.4264 in
- Diameter dalam (Di) : 82.905625 in
- Diameter luar (Do) : 86.6556 in
- Type flange : Ring flange loose type

2. Bolting

- Bahan konstruksi : High Alloy Stell SA 193 Grade M type 347
- Tensile strength minimum : 75000 psia
- Ukuran baut : 2 in
- Jumlah baut : 12 buah
- Allowable stress (f) : 15000

3. Gasket

- Bahan konstruksi : asbestos filled
- Gasket factor (m) : 3.75
- Min design seating stress (y) : 9000 psia
- Tebal gasket (n) : 5/16 in

6.6. Perhitungan Sistem Penyangga Reaktor

Sistem penyangga dirancang agar mampu untuk penyangga beban reaktor dan perlengkapannya

Berat shell reaktor

- Berat tutup atas standart dishead
- Berat tutup bawah reaktor
- Berat liquid dalam reaktor
- Berat pengaduk dan perlengkapannya
- Berat jaket pemanas
- Berat attachment

Dasar Perhitungan :

Berat shell reaktor

a. Rumus :

$$W_s = \pi/4 (d_o^2 - d_i^2) H \cdot \rho$$

Dimana :

- W_s = berat shell reaktor, lb = 78 in = 6.5000 ft
- d_o = diameter luar shell = 77.6250 in = 6.4688 ft
- d_i = diameter dalam shell = 102.4222 in = 8.5352 ft
- H = tinggi shell reaktor (Ls) = 489 lb/ft³
- ρ = densitas dari bahan konstruksi

(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)

Berat shell reaktor :

$$\begin{aligned}
 W_s &= 0.785 \times (7^2 - 6.4688^2) \times 8.535 \times 489 \\
 &= 1327.8203 \text{ lb} \\
 &= 602.2953 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Berat tutup atas standart dishead

Rumus :

$$\begin{aligned}
 W_d &= A \cdot t \cdot \rho \\
 A &= 6,28 \cdot L \cdot h \quad \text{(Hesse, pers. 4-16 hal. 92)}
 \end{aligned}$$

Dimana :

- W_d = berat tutup atas reaktor, lb
- A = luas tutup atas standart dishead, ft²
- t = tebal tutup atas (tha) = 3/16 in = 0.188 ft
- ρ = ρ bahan konstruksi = 489 lb/ft³
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- L = crown radius (r) = 78 in = 8.5 ft
- h = tinggi tutup atas reaktor (ha) = 13.1186 in = 1.093 ft

Luas tutup atas :

$$\begin{aligned}
 A &= 6.28 \times 78 \times 13.1186 \\
 &= 6426.02727 \text{ in}^2 = 44.62519 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Berat tutup atas :

$$\begin{aligned}
 W_d &= 44.6252 \times 0.0156 \times 489 \\
 W_d &= 340.96434 \text{ lb} = 154.6604 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Berat tutup bawah conical

b. Rumus :

$$\begin{aligned}
 W_d &= A \cdot t \cdot \rho \\
 A &= 0,785 (D + m) \sqrt{4h^2 + (D - m)^2} \cdot 0,78 d^2 \quad \text{(Hesse, pers. 4-16 hal. 92)}
 \end{aligned}$$

Dimana :

- W_d = berat tutup bawah reaktor, lb
- A = luas tutup bawah conical, ft²
- t = tebal tutup bawah (thb) = 3/16 in = 0.1875
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- D = diameter dalam silinder = 77.6250 in = 6.4688
- h = tinggi tutup bawah reaktor = 38.8125 in = 3.2344
- m = flat spot diameter = 1/2 D = 1/2 77.625 = 38.8125 in = 3.2344

Luas tutup bawah :

$$\begin{aligned}
 A &= 0.785 \times (6.4688 + 3.2344) \times \sqrt{(4 \times (4.7334)^2) + (79.4688 - 4.7344)^2} \\
 &\quad + 0.78 \times (6.4688^2) \\
 A &= 83.77985057 \text{ ft}^2 = 12064.2985 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Berat tutup bawah : (250,7873 ft²) x (0,1875/12)ft x (489 lb/ft³)

$$\begin{aligned}
 W_d &= 83.7799 \times 0.0156 \times 489 \\
 W_d &= 640.1304 \text{ lb} = 290.3613 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Berat liquid dalam reaktor

c. Rumus :

$$W_i = m \cdot t$$

Dimana :

- m = berat larutan dalam reaktor = 10854.4575 lb/jam
- t = waktu tinggal liquid dalam reaktor = 1 jam

Maka :

$$\begin{aligned}
 W_1 &= 10854.4575 \quad \times \quad 1 \\
 &= 10854.4575 \quad \text{lb} \\
 &= 4923.5496 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

Berat poros pengaduk dalam reaktor

d. Rumus :

$$\begin{aligned}
 W_p &= V \cdot \rho \\
 V &= \pi/4 \cdot D^2 \cdot L
 \end{aligned}$$

Dimana :

- W_p = berat poros pengaduk dalam reaktor, lb
- V = volume poros pengaduk, ft^3
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ ft^3
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- D = diameter poros pengaduk = 0.849073 in = 0.0708 ft
- L = panjang poros pengaduk = 103.6383 in = 8.63652311 ft

Volume poros pengaduk :

$$\begin{aligned}
 V &= (\pi/4) \times (0,1335 \text{ ft})^2 \times (13,7329 \text{ ft}) \\
 &= 0.0339419 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Berat poros pengaduk :

$$\begin{aligned}
 W_p &= (0,1335 \text{ ft}^3) \times (489 \text{ lb}/\text{ft}^3) \\
 &= 16.5976 \text{ lb} \\
 &= 7.5286 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Berat impeller dalam reaktor

e. Rumus :

$$\begin{aligned}
 W_1 &= V \cdot \rho \\
 V &= 4 (\rho \cdot l \cdot t) \\
 p &= D_p / 2
 \end{aligned}$$

Dimana :

- W_1 = berat impeller dalam reaktor, lb
- V = volume dari total blades, ft^3
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ ft^3
(Perry, edisi 6 tabel 3-118 hal. 3-95, stell cold drawn)
- p = panjang 1 kupingan blade, ft
- l = lebar 1 kupingan blade = 4.3988 in = 0.3666 ft
- t = tebal 1 kupingan blade = 6.4688 in = 0.5391 ft
- D_p = diameter pengaduk = 25.8750 in = 2.1563 ft

Volume impeller pengaduk :

$$\begin{aligned}
 - p &= D_p / 2 \\
 &= (3,1563 \text{ ft}) / 2 \\
 &= 1.078125 \text{ ft} \\
 - V &= (4) \times (1,578125 \text{ ft}) \times (0,5366 \text{ ft}) \times (0,7891 \text{ ft}) \\
 &= 0.8521504 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Berat impeller pengaduk :

$$\begin{aligned}
 W_1 &= (2,67259 \text{ ft}^3) \times (489 \text{ lb}/\text{ft}^3) \\
 &= 416.7 \text{ lb} \\
 &= 189.01 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Berat Attachment

g. Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti nozzle, dan sebagainya.

Dari Brownell & Young, hal. 157 :

$$W_a = 18\% W_s$$

Dimana :

- W_a = berat attachment, lb
- W_s = berat shell reaktor = 1327.8203 lb = 602.2953

Sehingga :

$$W_a = (0,18) \times (3091,1071 \text{ lb})$$

$$= 108.4132 \text{ kg}$$

Berat Total Reaktor

Bagian	Berat (kg)
W_{shell}	602.2953
$W_{\text{tutup atas}}$	154.6604
$W_{\text{tutup bawah}}$	290.3613
W_{tiq}	4923.5496
$W_{\text{poros pengaduk}}$	7.5286
W_{pengaduk}	189.0146
$W_{\text{attachment}}$	108.4132
W_{total}	6275.8230

Dengan faktor keamanan adalah 10%, maka berat total berat reaktor

$$= (1,1) \times (26739,3634 \text{ kg})$$

$$= 6903.4053 \text{ kg}$$

6.7. Perhitungan Kolom Penyangga Reaktor (Leg)

Perencanaan :

- Menggunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)
- Jenis kolom yang digunakan : I beam

Dasar Perhitungan :

Beban tiap kolom

a. Dari Brownell & Young, pers. 10.76 hal. 197 :

$$P = \frac{4 \cdot P_w \cdot (H - L) + \Sigma W}{n \cdot D_{bc} + n}$$

Dimana :

- P = beban tiap kolom, lb
- P_w = total beban permukaan karena angin, lb
- H = tinggi vessel dari pondasi, ft
- L = jarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft
- D_{bc} = diameter anchor bolt circle, ft
- n = jumlah support
- ΣW = berat total, lb
- P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg, lb

Reaktor diletakkan di dalam ruangan, sehingga tidak dipengaruhi adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol).

Maka berlaku rumus :

$$P_w = 0$$

$$P = \frac{\Sigma W}{n}$$

$$P = \frac{6903.4053}{4} = 1725.851327 \text{ kg} = 3804.811835 \text{ lb}$$

Direncanakan :

- Jarak kolom penyangga dari tanah (L) = 5 ft
 - Tinggi reaktor (H) = 156.8533 in = 13.0711 ft
 - Panjang penyangga = $\frac{1}{2}(H + L)$
 = $\frac{1}{2}(20,1275 + 5)$ ft
 = 9.035532 ft = 108.4266 in
- Jadi panjang penyangga (leg) = 9.035532 ft = 108.4266 in

Trial ukuran I beam

- b. Trial ukuran I beam 4" ukuran 12 x 5 dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu).

Dari Brownell & Young, App. G-3 hal. 355, didapatkan :

- Nominal size = 6 in
- Berat = 12.5 lb
- Area of section (A_y) = 3.61 in²
- Depth of beam (h) = 6 in
- a = 1.5 in
- Width of flange (b) = 3.33 in
- I = 122.1 in⁴
- Axis (r) = 2.46 in

Analisa terhadap sumbu Y-Y

Dengan :

- $L/r = (150,7652 \text{ in}) / (4,07 \text{ in})$
 $L/r = 44.076$

Karena L/r antara 60 - 200, maka :

$$\begin{aligned}
 - f_c &= \frac{18000}{1 + \left(\frac{(L/r)^2}{18000}\right)} \\
 &= \frac{18000}{1 + \left(\frac{(37,04304)^2}{18000}\right)} \\
 &= 16246.5608 \text{ psia} \\
 - f_{\text{eksentrik}} &= \frac{P \times \left(a + \frac{1}{2} b\right)}{I_{1-1} / \frac{1}{2} b} \\
 &= \frac{3804.8118 \times (1.5 + 1.7)}{122.1 / 1.7} \\
 &= 164.2122 \\
 - A &= \frac{P}{f_c - f_{\text{eksentrik}}} \\
 &= \frac{3804.8118}{16082.3486} \\
 &= 0.2365831 \text{ in}^2 < 4 \text{ in}^2 \text{ (memadai)}
 \end{aligned}$$

Karena A < A yang tersedia, berarti trial I beam sudah memadai.

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

- Ukuran I beam = 6 x 3 3/8 in
- Berat = 12.5 lb
- Jumlah penyangga = 4 buah
- Peletakan beban dengan beban eksentrik.

6.8. Base Plate

Perencanaan :

- Dibuat base plate dengan toleransi panjang adalah 5 % dan toleransi lebar 20 %.
(Hesse, hal. 163)
- Digunakan besi cor sebagai bahan konstruksi dari base plate.

Das *Luas base plate*

a. Rumus :

$$A_{bp} = \frac{P}{f_{bp}}$$

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate, in²
- P = beban dari tiap-tiap base p. = 3804.8118 lb
- f_{bp} = stress yang diterima oleh pondasi bearing capacity yang terbuat dari beton
= 600 lb/in²

Sehingga :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \frac{3804.8118}{600} \\ &= 6.3414 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Panjang dan lebar base plate

b. $A_{bp} = p \times l$

Dimana :

- A_{bp} = luas base plate
= 6.3414 in²
- p = panjang base plate, in
= $2m + 0,95h$
- l = lebar base plate, in
= $2n + 0,8b$

Diasumsikan $m = n$

(Hesse, hal. 163)

$$b = 3.3750 \text{ in}$$

$$h = 6 \text{ in}$$

Maka :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= (2m + 0,95h) \times (2n + 0,8b) \\ 6.3414 &= [2m + (0,95 \times 6)] \times [2n + (0,8 \times 3,375)] \\ 6.3414 &= (2m + 5,7) \times (2m + 2,7) \\ 6.3414 &= 4m^2 + 16,8 m + 15,39 \\ -9.0486 &= 4m^2 + 16,8 m \\ 0 &= 4m^2 + 16,8 m - 4,5429 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$m_{1,2} = \frac{(-16,8) \pm \sqrt{(16,8)^2 - (4 \times 4) \cdot (-4,5429)}}{2 \times 4}$$

$$m_1 = 0.2549$$

$$m_2 = -7.8913$$

Diambil $m = 0.2549363$

Sehingga :

- Panjang base plate (p)
= $2m + 0,95h$
= $(2 \times 0,2549) + (0,95 \times 6)$
= 10.0099 in \approx 11 in
- Lebar base plate (l)
= $2n + 0,8b$
= $(2 \times 1,2788) + (0,8 \times 4,660)$
= 4.238 in \approx 5 in

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 11 in dan lebar base plate 5 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah 11 x 5 in dengan luas (A) = 55 in².

Peninjauan terhadap bearing capacity (f)

c. $f = \frac{P}{A}$

Dengan :

- f = bearing capacity, lb/in²
- P = beban tiap kolom = 3804.8118 lb
- A = luas base plate = 55 in²

Maka :

$$f = \frac{3804.8118}{55} = 69.1784 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2$$

Karena $f < f_{bp}$, maka dimensi base plate sudah memenuhi

Peninjauan terhadap harga m dan n

- d. - Panjang base plate (p)
 $p = 2m + 0,95h$
 $11 = 2m + (0,95 \times 6)$
 $m = 0.96491228$
- Lebar base plate (l)
 $l = 2n + 0,8b$
 $5 = 2n + (0,8 \times 3,3750)$
 $n = 0.92592593$

Karena harga $m > n$, maka tebal base plate dihitung berdasarkan harga m.

Tebal base plate

- e. Dari Hesse, pers. 7-12 hal. 163 :

$$t = \sqrt{0,00015 \cdot f \cdot n^2}$$

Dengan :

- t = tebal base plate, in
- f = actual unit pressure yang terjadi pada b = 69.18 psi
- m = 1 in

Tebal base plate

$$t = \sqrt{0,00015 \times 541,3 \times (0,97)^2} = 0.0943 \text{ in} \approx 1 \frac{7}{8} \text{ in}$$

Jadi digunakan tebal base plate 1 in

Ukuran baut

- f. Beban tiap baut :

$$P_{\text{baut}} = \frac{P}{n_{\text{baut}}} = \frac{3804.8118}{4} = 951.2030 \text{ lb}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}}$$

Dimana f_{baut} = stress tiap baut max = 15000 lb/in²

$$A_{\text{baut}} = \frac{951.20296}{15000}$$

$$A_{\text{baut}} = 0.063 \text{ in}^2$$

$$d \text{ baut} = 0.284$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 diperoleh ukuran baut dengan dimensi baut sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{ukuran baut (d)} &= 1 \frac{7}{8} \text{ in} \\ \text{Root area (A)} &= 2.049 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

6.9. Perhitungan Lug dan Gusset

Dasar Perhitungan :

Dar Lebar Lug

$$\begin{aligned} \text{a. } A &= \text{lebar lug} &= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\ & &= 1 \frac{7}{8} + 9 \text{ in} \\ & &= 10.8750 \text{ in} \\ B &= \text{jarak antar gusset} &= \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\ & &= 1 \frac{7}{8} + 8 \text{ in} \\ & &= 9.8750 \text{ in} \end{aligned}$$

Lebar Gusset

$$\begin{aligned} \text{b. Lebar gusset (L)} &= 2 (\text{lebar kolom} - 0,5 \text{ ukuran baut}) \\ &= 2 \times (5 - 1) \\ &= 8.1250 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar lug atas (a)} &= 0,5 (\text{panjang kolom} + \text{ukuran baut}) \\ &= 1 \times (11 + 1) \\ &= 5.0313 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Perbandingan tebal base plate} &= \frac{B}{L} && \text{(Brownell \& Young Hal 193)} \\ &= \frac{9.8750}{8.1250} = 1.22 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dari tabel 10.6, hal 192, Brownell didapat } \gamma_1 = 0.35$$

$$\begin{aligned} e &= 0,5 \times \text{nut dimension} \\ &= 0.5 \times 1 \frac{11}{50} \\ &= 0.6100 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal Plate Horizontal (Lug)

c. Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

Dari persamaan 10.40, hal 192, Brownell :

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left[(1+\mu) \times \ln \frac{2L}{\pi e} + (1-\gamma_1) \right]$$

Dimana :

$$\begin{aligned} P &= \text{beban tiap baut} &= 3804.8118 \text{ lb} \\ \mu &= \text{posson's ratio} &= 0.3 \text{ untuk steel} \\ L &= \text{panjang horizontal plate bawah} &= 8 \\ e &= \text{nut dimension} &= 1.220 \text{ in} \\ \gamma_1 &= 0.35 \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} M_y &= \frac{3804.8118}{4\pi} \left[(1+0,3) \times \ln \frac{2 \times 8,1}{\pi \times 1,220} + (1-0,35) \right] \\ &= 986.6998 \text{ lb} \end{aligned}$$

My disubstitusikan ke persamaan 10.41, hal 193, Brownell diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{thp} &= \sqrt{\frac{6 \times 3101,5105}{15000}} \\ &= 0.6282 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Maka digunakan plate dengan tebal} = 0.6282 \text{ in}$$

Tebal Plate Vertikal (Gusset)

d. Dari fig 10.6, hal 191, Brownell dan pers 10.47 hal 194, diperoleh tebal

$$\text{gusset min} = \frac{3}{8} \times \text{thp}$$

$$= \frac{3}{8} \times 0.6282$$

$$= 0.2356 \text{ in}$$

Tinggi Gusset

e. $hg = A + \text{ukuran baut}$
 $= 10.8750 + 1 \frac{7}{8}$
 $= 12.7500 \text{ in}$

Tinggi Lug

f. $\text{Tinggi Lug} = hg + 2 \text{ thp}$
 $= 12.7500 + 2 \times 0.6282$
 $= 12.256 \text{ in}$

Kesimpulan perencanaan lug dan gusset :

- g. \diamond Lug
- Lebar = 10.8750 in
 - Tebal = 0.6282 in
 - Tinggi = 12.2565 in
- \diamond Gusset
- Lebar = 8.1250 in
 - Tebal = 0.2356 in
 - Tinggi = 12.7500 in

6.10. Perhitungan Pondasi

Perhitungan • Beban total yang harus ditahan pondasi :

- Berat reaktor total
- Berat kolom penyangga
- Berat base plate
- Ditentukan :
 - Masing-masing penyangga diberi pondasi
 - Spesifik untuk semua penyangga sama

Dasar Berat total reaktor

a. $W = 6903.4053 \text{ lb} = 3131.3641 \text{ kg}$

Beban yang harus ditanggung tiap kolom

b. Rumus :

$$W_{bp} = p \cdot l \cdot t \cdot \rho$$

Dimana :

- p = panjang base plate = 11 in = 0.9167 ft
- l = lebar base plate = 5 in = 0.4167 ft
- t = tebal base plate = 2 in = 0.1563 ft
- ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$W_{bp} = (0,9167 \text{ ft}) \times (0,4167 \text{ ft}) \times (0,1563 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3)$$

$$= 29.183 \text{ lb}$$

Beban tiap penyangga

c. Rumus :

$$W_p = L \cdot A \cdot F \cdot \rho$$

Dimana :

- L = tinggi kolom = 9.0355532 ft
- A = luas kolom I beam = 3.61 in² = 0.0251 ft²
- F = faktor koreksi = 1
- ρ = densitas dari bahan konstru = 489 lb/ft³

Beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned} W_p &= (12,56376274 \text{ ft} \times 0,0251 \text{ ft}^2 \times (1) \times (489 \text{ lb/ft}^3)) \\ &= 110,77 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban total

$$\begin{aligned} \text{d. } W_{\text{total}} &= W + W_{bp} + W_p \\ &= (9842,8709 + 29,183 + 154,018) \text{ lb} \\ &= 7043,3547 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dianggap hanya ada gaya vertikal dan berat kolom itu sendiri bekerja pada pondasi, maka diambil :

- Luas atas = 20 x 20 in
 - Luas bawah = 40 x 40 in
 - Tinggi = 25 in
 - Luas permukaan tanah rata-rata :
- $$A = 40 \times 40 = 1600 \text{ in}^2$$

Volume pondasi :

$$\begin{aligned} V &= A \times t \\ &= (1600 \text{ in}^2) \times (25 \text{ in}) \\ &= 40000,000 \text{ in}^3 = 23,1481 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Berat pondasi :

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

$$\rho = \text{densitas semen} = 144 \text{ lb/ft}^3$$

Maka :

$$\begin{aligned} W &= (23,14 \text{ ft}^3) \times (144 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 3333,3333 \text{ lb} \\ &= 1511,9901 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Tekanan tanah :

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan :

- Safe bearing minimum = 5 ton/ft²
- Safe bearing maximum = 10 ton/ft²

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned} P &= 5 \text{ ton/ft}^2 \times \frac{2240 \text{ lb} \times 1 \text{ ft}}{1 \text{ ton} \times 144 \text{ in}^2} \\ &= 77,77777778 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

$$P = \frac{W}{A}$$

Dimana :

- W = berat beban total + berat pondasi
- A = luas bawah pondasi = (40 x 40)in² = 1600 in²

Sehingga :

$$\begin{aligned} P &= \frac{3333,3333 + 7043,3547}{1600} \\ P &= 6,48543 \text{ lb/in}^2 < 77,78 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Karena tekanan yang diberikan tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran (20 x 20) in untuk luas atas dan (40 x 40) in untuk luas bawah dengan tinggi pondasi 25 in dapat digunakan.

Dimensi Peralatan :

Dimensi tangki :

1. • Bahan konstruksi = Alloy Stell SA 240 Grade M type 316
- Do (diameter luar) = 78,0000 in
- Di (diameter dalam) = 77,6250 in

- t_s (tebal silinder) = 3/16 in
- L_s (tinggi silinder) = 102.4222 in
- t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
- h_a (tinggi tutup atas) = 13.1186 in
- t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in
- h_b (tinggi tutup bawah) = 38.8125 in
- Tinggi digester = 156.8533 in

Dimensi pengaduk :

2. • Jenis pengaduk = axial turbin 4 blades sudut 45°
- Bahan impeller = high alloy steel SA 240 grade M type 316
- Diameter impeller (DI) = 25.8750 in
- Tinggi impeller (ZI) = 18.3713 in
- Panjang impeller (I) = 6.46875 in
- Lebar impeller (W) = 4.3988 in
- Daya pengaduk = 11 Hp
- Diameter poros = 0.849073 in
- Panjang poros (L) = 103.6383 in
- Jumlah pengaduk = 1 buah

Nozzle untuk pemasukan umpan

3. • Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = #REF! in
- Diameter luar flange (A) = 7 1/2 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 15/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 5 in
- Diameter hubungan atas (E) = 4 1/4 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 3.5 in
- Panjang julakan (L) = 2 3/4 in
- Diameter dalam flange (B) = 3.07 in

Nozzle untuk pemasukan umpan batu NaOH

4. • Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = in
- Diameter luar flange (A) = 6 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 12/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 3 5/8 in
- Diameter hubungan atas (E) = 3 1/16 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 2.38 in
- Panjang julakan (L) = 2 1/2 in
- Diameter dalam flange (B) = 2.07 in

Nozzle untuk pengeluaran

5. • Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = in
- Diameter luar flange (A) = 8 in
- Ketebalan flange minimum (T) = 15/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) = 5 in
- Diameter hubungan atas (E) = 4 1/4 in
- Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 3.5 in
- Panjang julakan (L) = 2 3/4 in
- Diameter dalam flange (B) = 3.07 in

Nozzle untuk pengeluaran produk

6. • Type = Welding neck
- Ukuran nominal pipa (NPS) = in
- Diameter luar flange (A) = 8 1/2 in

• Ketebalan flange minimum (T)	=	1 5/16	in
• Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	5 1/2	in
• Diameter hubungan atas (E)	=	4 13/16	in
• Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	4	in
• Panjang julakan (L)	=	2 13/16	in
• Diameter dalam flange (B)	=	3.55	in

Nozzle untuk Man Hole

7. • Type	=	Welding neck	
• Ukuran nominal pipa (NPS)	=		in
• Diameter luar flange (A)	=	27 1/2	in
• Ketebalan flange minimum (T)	=	6 15/16	in
• Diameter luar bagian yang menonjol (R)	=	23	in
• Diameter hubungan atas (E)	=	22	in
• Diameter hub. pada titik pengelasan (K)	=	20	in
• Panjang julakan (L)	=	5 11/16	in
• Diameter dalam flange (B)	=	19.25	in

Flange

8. • Bahan konstruksi	=	High Alloy Stell SA 167 Grade	
• Tensile strength minimum	=	75000	psia
• Allowable stress (f)	=	17910	
• Tebal flange	=	7.4264	in
• Diameter dalam (Di) flange	=	82.905625	in
• Diameter luar (Do) flange	=	86.6556	in
• Type flange	=	Ring flange loose type 6 type 347	

Bolting

9. • Bahan konstruksi	=	H A S SA 193 Grade B8c type 347	
• Tensile strength minimum	=	75000	psia
• Ukuran baut	=	2	in
• Jumlah baut	=	12	buah
• Allowable stress (f)	=	15000	

Gasket

10. • Bahan gasket	=	Asbestos filled	
• Lebar (L)	=	0.085	in
• Tebal gasket (n)	=	5/16	in
• Gasket faktor (m)	=	3.75	
• Diameter rata-rata (G)	=	77.9375	in

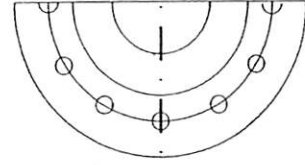
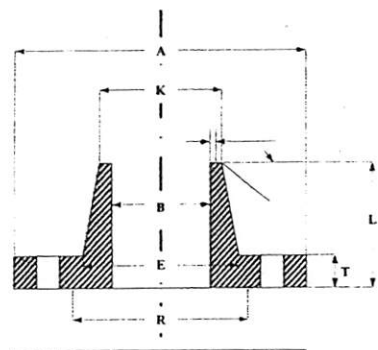
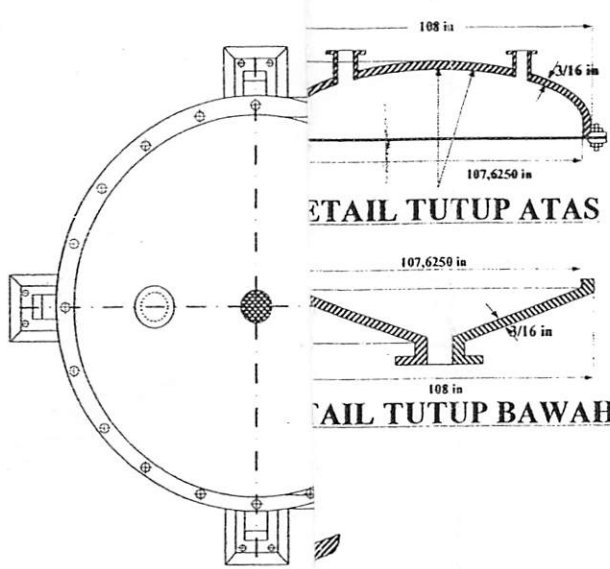
Sistem Penyangga

11. • Jenis	=	Kolom I beam	
• Jumlah	=	4	buah
• Panjang (L)	=	108.4266	in
• Ukuran I beam	=	6 x 3 3/8	in ²
• Area of section (Ay)	=	3.61	in
• Depth of beam (h)	=	6	in
• Width of flange (b)	=	3.33	in
• Axis (r)	=	2.46	in

Base Plate

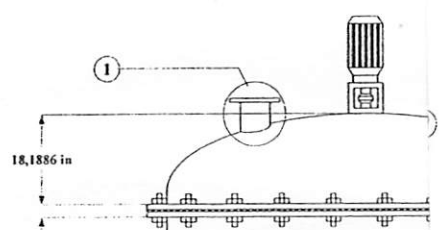
12. • Panjang (p)	=	11	in
• Lebar (l)	=	5	in
• Tebal (t)	=	2	in
• Ukuran baut	=	1 7/8	in

	• Jumlah baut	=	4 buah	
	• Bahan	=	Cast iron	
	Lug			
13.	• Lebar	=	10.8750	in
	• Tebal	=	0.6282	in
	• Tinggi	=	12.2565	in
	Gusset			
14.	• Lebar gusset	=	8.1250	in
	• Tebal gusset	=	0.2356	in
	• Tinggi gusset	=	12.7500	in
	Sistem Pondasi			
15.	• Luas atas	=	20 x 20	in
	• Luas bawah	=	40 x 40	in
	• Tinggi Pondasi	=	25	in
	• Bahan	=	Cemen Sand dan Gravel	



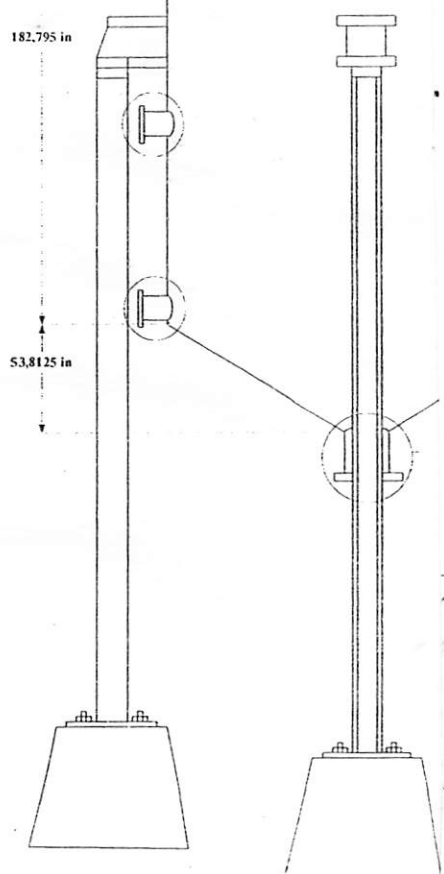
DETAIL NOZZLE

TAMPAK



Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	4	9	1 5/16	6 3/16	5 5/16	4,5	3	4,03
B	4	9	1 5/16	6 3/16	5 5/16	4,5	3	4,03
C	3 1/2	8 1/2	1 5/16	5 1/2	4 13/16	4	2 13/16	3,55
D	5	10	1 5/16	7 5/16	6 7/16	5,56	3 1/2	5,05
E	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20	5 11/16	19,25

AUT




TAMPAK SAMPA

19	PONDASI	CEMENT, SAND AND GRAVEL
18	BASE PLATE	CAST IRON
17	PENYANGGA	CARBON STEEL
16	NOZZLE PRODUK	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
15	TUTUP BAWAH	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
14	PENGADUK	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
13	LUG & GUSSET	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
12	MAN HOLE	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
11	NOZZLE SUPPLY STEAM	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
10	COIL PEMANAS	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
9	SHELL	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
8	NOZZLE KELUARAN STEAM	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
7	POROS PENGADUK	HOT ROLLER STEEL SAE 1020
6	FLANGE	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
5	GASKET	ASBESTOS FILED
4	BAUT	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
3	TUTUP ATAS	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
2	NOZZLE NaOH 25%	HOT ROLLER STEEL SAE 1020
1	NOZZLE UNTUK UMPAN MASUK	HASSA 167 GRADE M TYPE 347
No	NAMA BAGIAN	BAHAN KONSTRUKSI

JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

PERANCANGAN ALAT UATAMA
 DIGESTER

DIRANCANG OLEH :	DISETUJUI DOSEN PEMBIMBING :
ANIK FITRIANA MABON 1214908	 ELVIANTO DWI DARYONO, ST. MT M. ISTHAENY HUDHA, ST. MT

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapat kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan serta keselamatan baik karyawan maupun alat proses, maka instrumentasi dan keselamatan kerja merupakan dua faktor yang sangat diperlukan. Instrumentasi digunakan untuk mengetahui dan mengendalikan jalannya proses agar produksi menjadi optimal. Keselamatan kerja digunakan untuk mencegah kerugian nyawa, materi, alat-alat, sarana dan prasarana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam suatu industri. Instrumentasi ini dapat berupa petunjuk (indikator), perekam (recorder) dan pengontrol (controller). Dalam industri kimia banyak variabel proses yang perlu diukur ataupun dikontrol seperti: suhu, ketinggian cairan, kecepatan alir dan lain-lain. Pada dasarnya alat kontrol hanya digunakan pada alat yang mempengaruhi kualitas dan kuantitas produk yang dihasilkan.

Penggunaan alat kontrol dalam pabrik secara otomatis dalam suatu pabrik bertujuan untuk:

1. Menjaga keamanan operasi suatu proses dengan jalan:
 - Menjaga variabel proses supaya tetap berada dalam batas yang diperbolehkan.
 - Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutuskan hubungan secara otomatis.
2. Untuk mendapatkan rate produksi yang diinginkan.
3. Untuk menjaga kualitas produksi.
4. Agar biaya produksi rendah.

Dalam pra rencana pabrik pulp dari *bagasse* ini, instrumen yang digunakan berupa alat kontrol otomatis maupun manual. Hal ini tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis serta ekonomis.

Instrumentasi yang digunakan pada pabrik ftalat anhidrida ini adalah:

a. Flow Control (FC)

Berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol laju alir melalui perpipaan.

b. Temperature Control (TC)

Berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol temperatur pada alat yang beroperasi.

c. Pressure Control (PC)

Berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol tekanan pada alat yang beroperasi.

d. Weight Controller (WC)

Berfungsi untuk mengatur jumlah bahan (berat) yang masuk.

Pemasangan instrumen pada pra rencana pabrik pulp dari bahan baku *bagasse* dapat dilihat sebagai berikut:

Tabel 7.1. Instrumentasi Pra Rencana Pabrik Pulp dari Bahan Baku *Bagasse*

NO	NAMA ALAT	KODE	INSTRUMENT	JULAH
1	Bucket Elevator	J-116	WC	1
2	Tangki Penampung NaOH	M-118	LI	1
3	Tangki Pengencer NaOH	M-117	FC	1
4	Digester	Q-110	LC	1
			FC	1
5	Rotary Vaccum Filter I	H-122	PC	1
6	Washing Tank	M-120	PC	1
7	Bleacher Tank	R-140	PC	1
			LC	1
8	Rotary Vaccum Filter II	H-144	PC	1
8	Dryer	D-150	TC	1

7.2. Keselamatan Kerja

Dalam suatu industri kimia, keselamatan kerja merupakan faktor yang sangat diperhatikan. Hal ini karena menyangkut keselamatan manusia dan kelancaran proses produksi. Jadi apabila keselamatan kerja diperhatikan dan dilaksanakan dengan baik dan sepenuhnya, maka dampaknya adalah bahwa para

pekerja dapat bekerja dengan perasaan tenang dan aman, sehingga akan meningkatkan produktifitas kerja.

Untuk mendapatkan kondisi tersebut diatas, maka diperlukan alat-alat pelindung keselamatan kerja seperti yang terlihat pada tabel berikut:

Tabel 7.2. Tabel Alat Keselamatan Kerja Pabrik Pulp dari Bahan Baku *Bagasse*

No.	Nama Alat Pengaman	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Storage, laboratorium.
2.	Topi pengaman/ Helm	Storage, Unit proses.
3.	Sepatu karet	Storage, Unit proses.
4.	Sarung tangan	Storage, laboratorium.
5.	Hydrant/ Unit pemadam kebakaran	Semua ruang di area pabrik.
6.	Baju Khusus (jas lab)	Laboratorium.

Pada umumnya bahaya-bahaya yang terjadi dalam suatu pabrik disebabkan oleh karena kecelakaan mesin-mesin pabrik, kebocoran bahan-bahan yang berbahaya, peledakan, kebakaran dan lain-lain. (kusnarjo, 2010)

Usaha-usaha untuk mencegah dan mengurangi terjadinya bahaya-bahaya yang timbul dalam pra rencana pabrik ftalat anhidrida ini diantaranya:

7.2.1. Bangunan Pabrik

Bangunan pabrik meliputi gedung maupun unit peralatan:

- Perlu mendapatkan perhatian tentang kelengkapan peralatan penunjang untuk pengamanan terhadap bahaya alam, seperti angin, gempa, petir dan sebagainya.
- Konstruksi bangunan gedung harus mendapat perhatian yang cukup besar sesuai site karakteristik tanah.

7.2.2. Perpipaian

Jalur proses yang terletak dibawah permukaan tanah harus lebih baik dibandingkan yang terletak diatas permukaan tanah, karena hal tersebut akan mempermudah pendeteksian adanya kebocoran, korosi dan perbaikan maupun penggantian.

7.2.3. Alat-alat Bergerak

Peralatan yang bergerak hendaknya ditempatkan pada tempat yang tertutup atau setidaknya tidaknya ditempatkan pada jarak yang aman dengan peralatan lain. Hal ini dimaksudkan untuk mempermudah penanganan dan perbaikan serta menjaga keamanan dan keselamatan para pekerja.

7.2.4. 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:

- Peralatan listrik dibawah tanah sebaiknya diberi tanda-tanda tertentu dengan jelas.
- Sebaiknya disediakan pembangkit tenaga (power supply) cadangan.
- Pemberian penerangan yang cukup pada semua bagian pabrik.
- Penempatan yang aman untuk peralatan-peralatan yang sangat penting seperti switcher dan transformator.

7.2.5. Ventilasi

Pada ruang proses maupun ruang lainnya, pertukaran udara diusahakan berjalan dengan baik sehingga dapat membebaskan kecsgaran para karyawan serta dapat menghindari gangguan terhadap pernafasan.

7.2.6. Karyawan

Para karyawan terutama operator, perlu diberi bimbingan atau pengarahan yang dimaksudkan agar para karyawan dapat melaksanakan tugasnya dengan baik dan tidak membahayakan keselamatan jiwanya maupun keselamatan orang lain.

Selain itu demi keselamatan karyawan dan kelancaran proses produksi, maka alat-alat pencegah bahaya dibawah ini perlu diperhatikan:

- Alat-alat berputar dan bergerak harus dilengkapi dengan penutup seperti motor, bucket elvator dan flaker.
- Pemakaian topi pelindung bila karyawan beroperasi disekitar lahan proses.

- Pemakaian pelindung telinga bagi para operator di genset.
- Penggunaan sepatu khusus untuk operator yang beroperasi disekitar lokasi gudang bahan baku serta tempat lain yang perlu pemberian isolasi pada pipa yang panas.

7.2.7. Pencegahan dan Penanggulangan Bahaya Kebakaran

Beberapa kemungkinan yang menjadi penyebab kebakaran berikut pencegahannya antara lain:

- Terjadinya nyala terbuka yang datang dari utilitas, workshop, laboratorium, unit proses dan sebagainya. Demikian pula gangguan peralatan utilitas seperti pada combustion chamber boiler. Pencegahannya adalah penempatan dan pengaturan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari power plant tetapi praktis dari unit proses. Penempatan bangunan-bangunan seperti workshop, laboratorium dan kantor sebaiknya diletakkan sejauh mungkin dari unit proses.
- Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak serta pada instrumentasi lainnya. Pencegahannya adalah pemasangan isolasi yang baik pada seluruh kabel transmisi yang ada. Selain itu juga diberikan tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok.

7.2.8. Pengamanan dan Pengontrolan Terhadap Kebakaran

Apabila terjadi kebakaran, api harus dilokalisir, harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi.

Untuk pemakaian alat-alat pemadam kebakaran harus diketahui terlebih dahulu jenis-jenis api, yang dibedakan atas:

- Kelas A, api biasa yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan kotoran-kotoran yang terdapat di dalam pabrik. Untuk penanganan jenis api ini diperlukan pembasahan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.
- Kelas B, api yang ditimbulkan oleh cairan yang mudah terbakar, seperti residu. Penanganan api jenis ini dengan cara memberikan

penutup/pembungkus bahan-bahan yang dapat dianggap sesuai dengan keperluan diatas.

- Kelas C, api jenis ini ditimbulkan dari perlengkapan listrik atau dari hubungan pendek. Untuk keperluan pemadamannya, alat harus tidak mengandung listrik atau tidak dapat dialiri listrik.
- Kelas D, api yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang mudah meledak. Untuk hal seperti ini diperlukan jenis penanganan tertentu.

Media yang dapat digunakan untuk pemadaman jenis-jenis api diatas antara lain:

- Soda Acid Extinguished untuk api kelas A.
- Carbon Dioxide Extinguished untuk api kelas A, C dan D.
- Dry Chemical Extinguished untuk api kelas A, B, C, dan D.

(<http://www.agenaltpemadamapi.com> diakses 6 juni 2015)

7.3. Peralatan Keselamatan Kerja Pada Pra Rencana Pabrik Pulp dari Bahan Baku Bagasse

Pada pra rencana pabrik pulp, peralatan untuk keselamatan kerja pada beberapa perangkat proses dapat dilihat pada tabel 7.3.

Tabel 7.3. Peralatan Keselamatan Kerja

No.	Nama Alat	Peralatan Keselamatan Kerja
1	Furnace	Isolasi
2	Reactor	Isolasi
3	Molten Salt Tank	Isolasi
4	Vacum Distilation Coloum	Isolasi
5	PAN Flaker	Isolasi
6	WHB	Isolasi
		Safety valve
7	System Pipe	Isolasi

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan sarana yang sangat penting bagi kelangsungan proses produksi. Unit utilitas yang diperlukan pada PraRencana Pabrik Biogas ini meliputi :

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi, dan air untuk keperluan pemadam kebakaran
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, sistem utilitas, dan untuk penerangan
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit :

1. Unit penyediaan air
 - Air proses
 - Air umpan boiler
 - Air Sanitasi
2. Unit penyediaan tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar

1. Unit penyediaan air

Unit penyediaan air bertugas untuk memenuhi kebutuhan air yang ditinjau dari segi kuantitas dan kualitas. Segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi sedangkan dari segi kualitas air menyangkut syarat air yang harus dipenuhi. Dalam Pra Rencana Pabrik pulp ini, keperluan air dipergunakan untuk :

a. Air Proses

Tabel 8.1 Total Kebutuhan Air Proses

Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan Air Proses (kg/jam)
M-118	Tangki pengencer NaOH	92,0000
H-122	rotary vacum filter 1	28663,3274
M-120	washing tank	28370,1466
H-144	rotary vacum filter 2	30635,7025
Total		87761,1765

b. Air Sanitasi

Air sanitasi ini digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, taman, kantor, konsumsi mandi, mencuci, dan lain sebagainya. Syarat yang harus dipenuhi sebagai air sanitasi adalah sebagai berikut :

➤ **Syarat Fisika**

- Tidak berwarna dan tidak berbau
- Tidak berbusa
- Mempunyai suhu dibawah suhu udara
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO₂

➤ **Syarat Kimia**

- Tidak beracun
- Tidak mengandung zat-zat organik maupun zat organik yang tidak larut dalam air, seperti : PO₄³⁻, Hg, Cu, dan lain sebagainya

➤ **Syarat bakteriologis**

- Tidak mengandung bakteri, terutama bakteri yang pathogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air.

Kebutuhan air sanitasi dapat diperinci sebagai berikut :

❖ Kebutuhan karyawan = 120 liter/hari/orang (standard WHO)

Dari perincian tenaga kerja (BAB X) didapatkan tenaga kerja secara keseluruhan berjumlah 220 orang

Jadi kebutuhan air karyawan per jam adalah :

$$120 \text{ L/hari} \times \frac{8 \text{ jam}}{24 \text{ jam}} = 40 \text{ L}$$

Kebutuhan per jam adalah = 5 L/jam

Kebutuhan air untuk 220 karyawan = 5 L/jam x 220
= 1100 L/jam

Jika densitas air = 0,99568 kg/L

Maka kebutuhan air sanitasi karyawan adalah :

$$\begin{aligned} m &= V \times \rho \\ &= 1100 \text{ L/jam} \times 0,99568 \text{ kg/L} \\ &= 1095,2480 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

❖ Kebutuhan laboratorium dan taman diperkirakan 50% dari kebutuhan total tenaga kerja

Jumlah air yang diperlukan untuk kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah

$$\begin{aligned} &= 50\% \times 1095,2480 \text{ kg/L} = 547,624 \text{ kg/L} \\ &= 1095,2480 \text{ kg/L} + 547,624 \text{ kg/L} = 1642,8720 \text{ kg/L} \end{aligned}$$

c. Air Boiler

Air boiler merupakan bahan baku yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhannya hanya digunakan pada peralatan reaktor (fermentor). Air umpan yang menjadi bahan baku boiler ini harus memenuhi syarat-syarat agar tidak merusak boiler. Perry edisi 8, hal 976 memberikan kriteria tentang kualitas air umpan boiler, yaitu :

- Total padatan (TSS) = max. 3.500 ppm
- Alkalinitas = max. 700 ppm
- Padatan terlarut = max 300 ppm
- Silika = max 60 – 100 ppm
- Besi = max 0.1 ppm
- Tembaga = max 0.5 ppm
- Oksigen = max 0.007 ppm
- Kesadahan = 0
- Kekerusuhan = max 175 ppm
- Minyak = max 7 ppm
- Residu fosfat = max 140 ppm

Selain memenuhi syarat atau kriteria di atas, air umpan boiler harus bebas dari :

- ❖ Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu : gas-gas terlarut seperti : O_2 , CO_2 , H_2S , dan NH_3
- ❖ Zat-zat yang menyebabkan busa, yaitu : zat organik, anorganik, dan zat yang tidak terlarut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan untuk mencegah kerusakan pada boiler, maka air umpan boiler harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan melalui :

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
- Dearator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

Jumlah air yang diperlukan untuk keperluan boiler ini adalah 11586,978 kg/jam

Pada Pra Rencana Pabrik Pulp ini, kebutuhan air pengisi Boiler atau air umpan boiler berdasarkan pada kebutuhan steam. Adapun kebutuhan steam tersebut digunakan sebagai media peralatan :

Tabel 8. 2 Total kebutuhan steam

Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
Q-110	Digester	6177,5739
E-123	Heater	296,109
E-155	Heater	296,109
Total		6769,7919

Direncanakan kebutuhan steam adalah 20% excess :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Steam} &= 1,2 \times 6769,7919 \text{ kg/jam} \\ &= 8123,7503 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Make Up steam untuk kebutuhan steam direncanakan 10% excess :

$$\begin{aligned} \text{Make Up Steam} &= 1,1 \times 8123,7503 \text{ kg/jam} \\ &= 8936,1253 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi jumlah steam yang harus dihasilkan boiler adalah

Massa Steam = 8936,1253 kg/jam

Total jumlah air yang digunakan untuk umpan boiler

= 7760,9924 kg/jam

Tabel 8.3 Total kebutuhan air yang perlu disupplay pada Pra Rencana
Pabrik Pulp

No.	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1	Air Proses	87761,1765
3	Air Umpan Boiler	11586,9780
4	Air Sanitasi	1150,0104
Jumlah		100498,1649

Untuk menghemat kebutuhan air, maka dilakukan sirkulasi air. Diperkirakan yang dapat disirkulasi adalah 90 % dari air proses, maupun dari kondensat.

Untuk faktor keamanan disediakan cadangan 50 % dari total kebutuhan air sehingga total kebutuhan air tersebut = 50 % x 127.965,115 kg/jam
= 150747,247 kg/jam

2. Unit Penyediaan Steam (Boiler)

Beberapa zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah

- Kadar zat terlarut (dissolved solid) yang tinggi
- Garam magnesium dan kalsium
- Zat organik
- Silika, sulfat, asam bebas dan oksida

Persyaratan yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh menghasilkan buih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya kebasaan yang tinggi. Timbulnya busa ini menyebabkan beberapa kesulitan :

- Pembacaan tinggi/level cairan yang ada dalam boiler

- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan menyebabkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut

Untuk mengatasi hal ini, perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan lumpur, kerak, dan alkalinitas air umpan boiler.

- b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

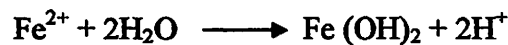
- Isolasi terhadap panas sehingga proses pemindahan panas terlambat
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat

- c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat, dan bahan-bahan organik, serta gas-gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂, atau terbukanya lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja.

Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan hidrogen yang lain membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi.

Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :



Tetapi bila terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibatnya dengan hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO₂ karena adanya pemanasan dan tekanan. CO₂ yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Proses inilah yang menyebabkan metal atau

besi tergerus atau terkorosi. Bila terdapat adanya panas yang cukup maka garam bikarbonat tadi akan terurai kembali menjadi CO₂.

Tabel 8.3 Total kebutuhan steam

Kode Alat	Nama Alat	Kebutuhan Steam (kg/jam)
Q-110	digester	6177,5739
D-150	dryer	296,1089
Total		6473,6827

Direncanakan kebutuhan steam adalah 20% excess :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Steam} &= 1,2 \times 6473,6827 \text{ kg/jam} \\ &= 7768,4193 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Make Up steam untuk kebutuhan steam direncanakan 10% excess :

$$\begin{aligned} \text{Make Up Steam} &= 1,1 \times 7768,4193 \text{ kg/jam} \\ &= 8545,2612 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi jumlah steam yang harus dihasilkan boiler adalah

$$\text{Massa Steam} = 8545,2612 \text{ kg/jam}$$

2. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik yang digunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi, dan lain-lain dipenuhi terutama oleh PLN (sebagai pensuplai awal) dan selanjutnya disuplai oleh internal power plant yang sudah beroperasi

Untuk memenuhi kebutuhan listrik, direncanakan diperoleh dari PLN dan Generator set. Tenaga listrik yang disediakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lain-lain. Perincian kebutuhan listrik :

- Kebutuhan listrik untuk proses
Total kebutuhan listrik untuk proses yaitu 254,6566 kW
- Kebutuhan listrik untuk penerangan
Kebutuhan listrik untuk penerangan = 47,0291 KW
- Kebutuhan listrik untuk lain-lain

Kebutuhan listrik untuk lain-lain seperti pemakaian komputer, mesin, fotocopy, mesin fax, AC, lemari es dan lain-lain sebesar 10 KW.

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik} &= \text{Listrik untuk penerangan} + \text{listrik untuk proses} \\ &= (47,029 + 254,6566) \text{ kW} = 301,6856 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\text{Power faktor untuk generator} = 0,75$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Power yang dibangkitkan oleh generator} &= \frac{301,6856 \text{ kW}}{0,75} \\ &= 402,2475 \text{ kW} \approx 402 \text{ kW} \\ &= 402 \text{ kV.A} \end{aligned}$$

Direncanakan pemenuhan listrik berasal dari listrik kawasan 100%, unit generator digunakan sebagai cadangan pada saat supply listrik mati.

3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang dibutuhkan oleh pabrik, yaitu pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah Diesel Oil, pemilihan bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relatif murah
- Mudah didapat
- Viskositasnya relatif rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat.

a Kebutuhan bahan bakar boiler

Untuk kebutuhan bahan bakar boiler sebesar 54,2855 kg/jam
Bahan bakar yang digunakan adalah Diesell Oil, dengan densitas :

$$P = \frac{880,986705 \text{ kg/m}^3}{1}$$

Jadi,

$$\begin{aligned} \text{Volume Diesell Oil} &= \frac{54,2855 \text{ kg/jam}}{880,98671 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,06162 \frac{\text{m}^3}{\text{ja}} = 1478,857 \text{ L/hari} \end{aligned}$$

b. Kebutuhan bahan bakar
Generator

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Generator} &= 402 \text{ kW} \\ &= 32940728,2070 \text{ Btu/hari} \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan adalah
Diesell Oil,

$$\begin{aligned} - \text{ Heating Value (H}_v\text{)} &= 19000 \text{ Btu/lb} \\ - \text{ Densitas (}\rho\text{)} &= 55 \text{ lb/ft}^3 = 880,9867051 \text{ kg/m}^3 \\ - \text{ Efisiensi (}\eta\text{)} &= 80,5\% \text{ (Fig. 9.9, Perry 6}^{\text{th}}\text{ed, hal. 9-18)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar} &= \frac{32940728,2070 \text{ Btu/hari}}{19000 \text{ Btu/lb} \times 0,805 \times 55 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 39,158047 \text{ ft}^3/\text{hari} \\ &= 1108,8384 \text{ L/hari} \end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan total bahan bakar per hari, sebesar :

$$\begin{aligned} &= 1478,8567 + 1108,8384 \text{ L/hari} \\ &= 2587,6951 \text{ L/hari} \end{aligned}$$



Flue



AIR KAWASAN



L-211

15	F-231	BAK AIR SANTASI
14	F-230	BAK KLORINASI
13	L-225	POMPA KE BAK SANITASI
12	L-224	POMPA KE BAK CHLORINASI
11	L-223	POMPA PERALATAN
10	Q-220	BOILER
9	L-217	POMPA KE BOILER
8	D-216	DEAERATOR
7	L-215	POMPA KE DEAERATOR
6	F-214	BAK AIR LUNAK
5	L-213	POMPA AIR BERSIH
4	F-212	BAK AIR BERSIH
3	L-211	POMPA AIR KAWASAN
2	D-210B	ANION EXCHANGER
1	D-210A	KATION EXCHANGER
NO	KODE	NAMA ALAT

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

UNIT PENGOLAHAN AIR PRA RENCANA PABRIK
Pulp dari Bagasse dengan Proses Celdecor

DIRANCANG OLEH :

DISETUJUI
DOSEN PEMBIMBING :

ANIKA FITRIANA, M 1214908
DEWI RAHMAWATI 1214909

Elvianto Dwi, D, ST, MT M. Istnaeny Hudha, ST, MT

BAB IX

TATA LETAK

9.1. Tata Letak Pabrik (Plant Lay Out)

Tata letak pabrik adalah suatu rencana dari pengaturan yang paling efektif dan fasilitas-fasilitas fisik dan tenaga kerja untuk menghasilkan produk. Tata letak pabrik meliputi perencanaan kebutuhan ruangan untuk semua aktivitas dalam suatu pabrik yang meliputi kantor, gudang, kamar dan semua fasilitas lain yang ada hubungannya dengan keseluruhan operasi proses dalam rangka menghasilkan produk.

Tujuan utama perencanaan tata letak pabrik adalah untuk memperoleh laba maksimum dengan jalan pengaturan semua fasilitas pabrik untuk memanfaatkan yang sebesar-besarnya dari keseluruhan perangkat produksi meliputi, manusia, bahan mesin dan modal.

Hal – hal khusus yang harus diperhatikan dalam pembuatan plant lay out pabrik Pulp adalah:

- Distribusi secara ekonomis dari kebutuhan sarana utilitas meliputi steam, air, listrik dan bahan bakar.
- Kemungkinan perluasan pabrik dimassa depan.
- Kemungkinan timbulnya bahaya-bahaya seperti kebakaran, ledakan, timbulnya gas\ asap dan lain-lainnya.
- Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik (waste disposal).
- Adanya ruang yang cukup untuk pergerakan pekerja dan pemindahan barang-barang.
- Pondasi dan bangunan dan mesin-mesin.
- Bentuk dan kerangka bangunan.
- Penerangan ruangan, ventilasi pendinginan ruangan dan fasilitas-fasilitas lain seperti menara pendingin, peralatan udara tekan, sistem pengolahan air limbah, peralatan tenaga listrik darurat, pemadam kebakaran dan lain-lain.

Tata Letak Pabrik (Plant Lay Out) ini dibagi menjadi 2 bagian yaitu:

1. Master Plot Plant

Master Plot Plant adalah suatu peletakan peralatan dan bangunan secara keseluruhan yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan serta areal material handling sedemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien.

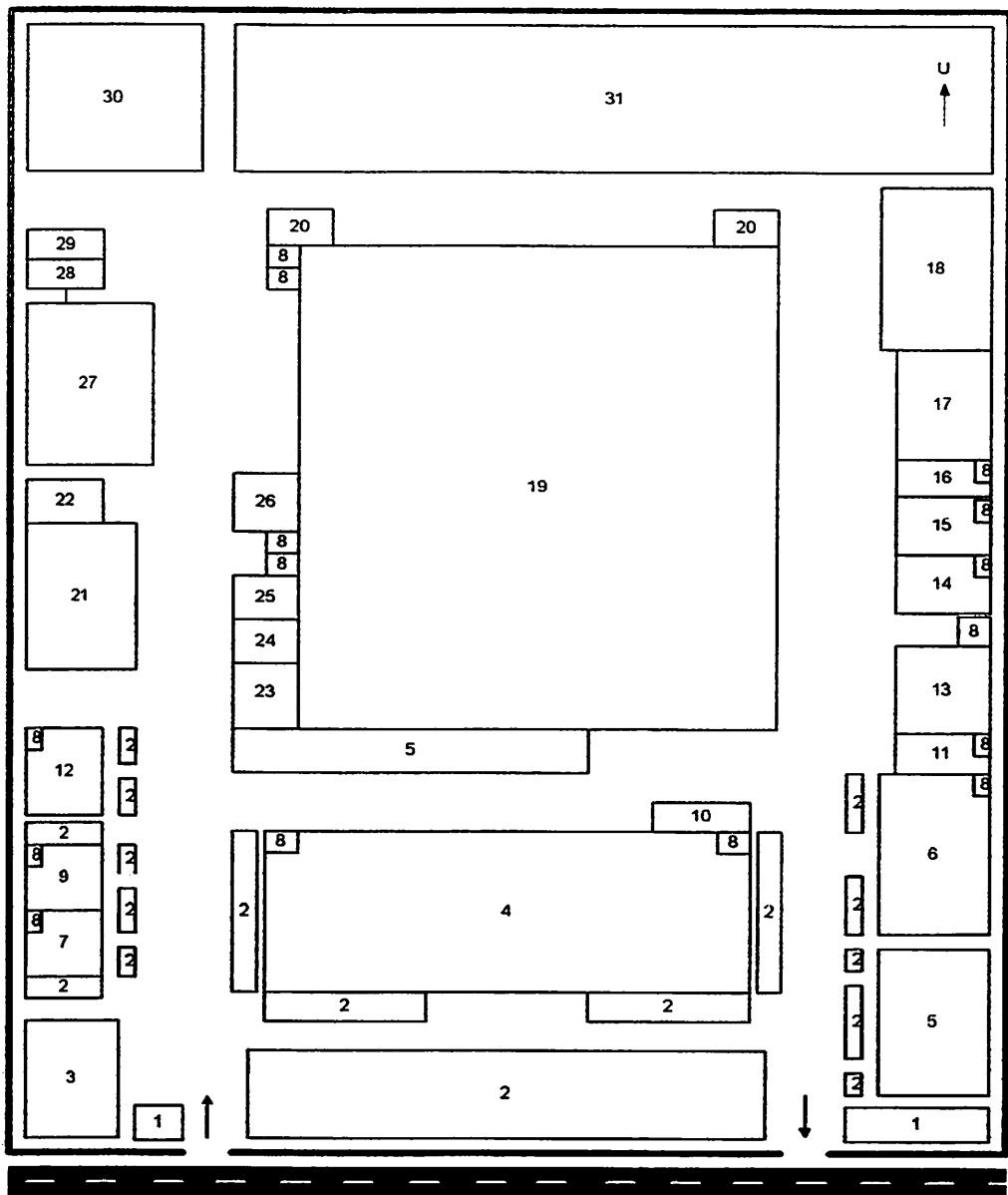
Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan peralatan di dalam pabrik :

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan peralatan yang lainnya untuk memudahkan pengoperasian, pemeriksaan, perawatan serta dapat menjamin keselamatan kerja menurut fungsinya masing –masing
- Adanya kesinambungan antara alat yang satu dengan alat yang lain.
- Diusahakan dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan

Tabel 9.1. Perincian Luas Daerah Pabrik.

No.	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1.	Parkir tamu	80 × 10	800
2.	Pos keamanan	20 × 12,5	250
3.	Parkir pegawai	80 × 10	800
4.	Musholla	20 × 10	200
5.	Taman	48 × 10	480
6.	Aula	32 × 20	640
7.	Poliklinik	40 × 12	480
8.	Perkantoran dan tata usaha	60 × 10	600
9.	Garasi	40 × 12	480
10.	Kantin	20 × 12	240
11	Ruang kepala pabrik	20 × 10	200

12.	Toilet	30 × 3	90
13.	Bengkel	40 × 12	480
14.	Perpustakaan	20 × 12	240
15.	Ruang proses produksi	100 × 30	3000
16.	Areal tangki bahan bakar	40 × 12	480
17.	Laboratorium	20 × 12	240
18.	Ruang bahan baku	28 × 20	560
19.	Gudang bahan baku	24 × 10	240
20.	Ruang genset	28 × 20	560
21.	Gudang produk	66 × 50	3300
22.	Pemadam kebakaran	28 × 20	560
23.	Perluasan pabrik	100 × 60	6000
24.	Halaman dan jalan	12 × 10	120
25.	Litbang	40 × 12	480
Jumlah			23840



Gambar 9.1 Plant Layout Pra Rencana Pabrik Pulp

Keterangan gambar 9.1 :

1. Pos keamanan
2. Taman
3. Parkir kendaraan tamu
4. Kantor pusat
5. Parkir kendaraan operasional dan karyawan
6. Gedung serbaguna (aula)
7. Kantor Penelitian dan Pengembangan (R & D)

8. Toilet
9. Kantor Sumber Daya Manusia (SDM)
10. Dapur
11. Perpustakaan
12. Laboratorium dan Pengendalian Mutu
13. Musholla
14. Kantin
15. Koperasi
16. Poliklinik
17. Pemadam kebakaran
18. Storage bahan baku
19. Area Proses
20. Timbangan truk
21. Garasi
22. Bengkel
23. Manager Produksi dan Teknik
24. Dept. Produksi
25. Dept. Teknik
26. Ruang kontrol
27. Gudang produk
28. Generator
29. Bahan bakar
30. Utilitas
31. Area perluasan pabrik

2. Process Lay Out

Dalam perencanaan *process layout* ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara dan ventilasi di sekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan-bahan kimia yang berbahaya.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.

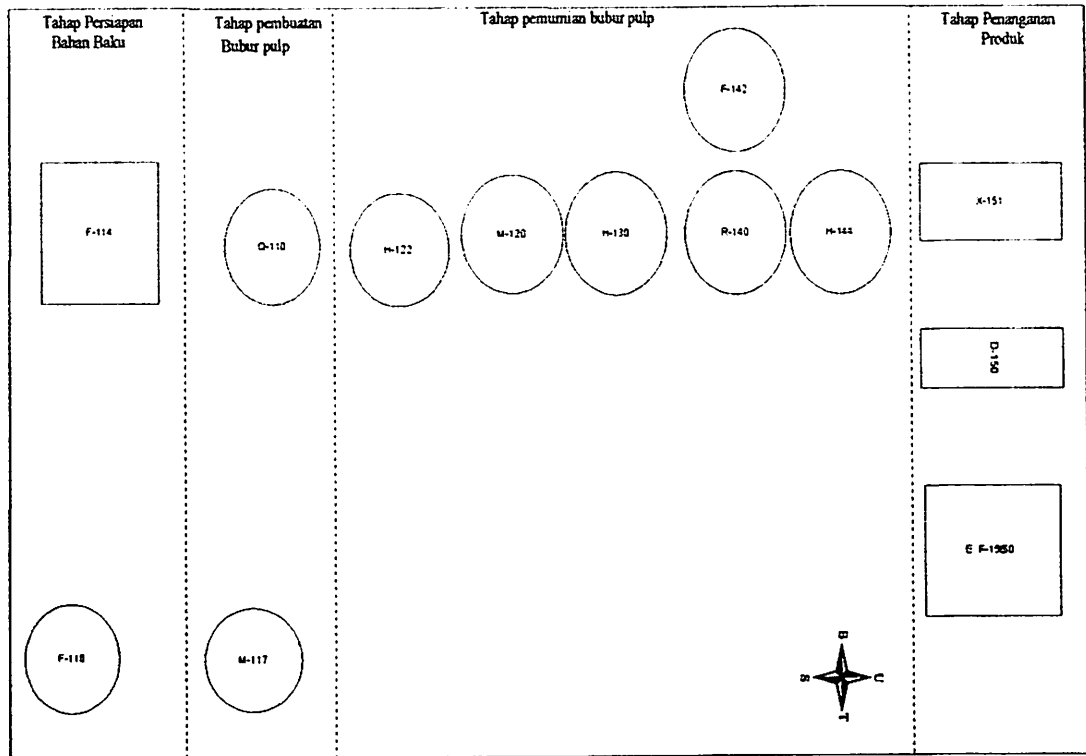
4. Lalu lintas manusia

Dalam perencanaan *Process Lay Out* perlu memperhatikan ruang gerak pekerja agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan peralatan alat dapat segera teratasi.

5. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lainnya.

Tata letak peralatan proses ini secara garis besar berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan pekerja sehingga dapat meningkatkan produktifitas kerja. Tata letak peralatan proses dapat dilihat pada gambar tata letak peralatan proses Pabrik Pulp.



Gambar 9.2 Tata Letak Peralatan Proses Pra Rencana Pabrik Pulp

Keterangan :

F-114	: Gudang Bagasse	X-151	: Roll Pres
F-118	: Tangki Penampung NaOH	D-150	: Dryer
M-117	: Tangki Pelarut NaOH	F-156	: Gudang Produk
Q-110	: Digester		
H-122	: Rotary vaccum filter I		
M-120	: Washing Tank		
H-130	: Gravity Settling Tank		
F-142	: Tangki Cl ₂		
R-140	: Bleaching Tank		
H-144	: Rotary vaccum filter II		

BAB X

STRUKTUR ORGANISASI

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau kerja sama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai suatu tujuan tersebut.

10.1. Umum

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lokasi Pabrik : Desa Tambakrejo, Kecamatan Ngoro, Kabupaten Mojokerto, Jawa Timur

Kapasitas Produksi : 80.000 Ton/ tahun

Modal : Penanaman modal dalam negeri

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik ftalat anhidrida merupakan perusahaan swasta nasional yang akan didirikan dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Bentuk ini dipilih dengan alasan:

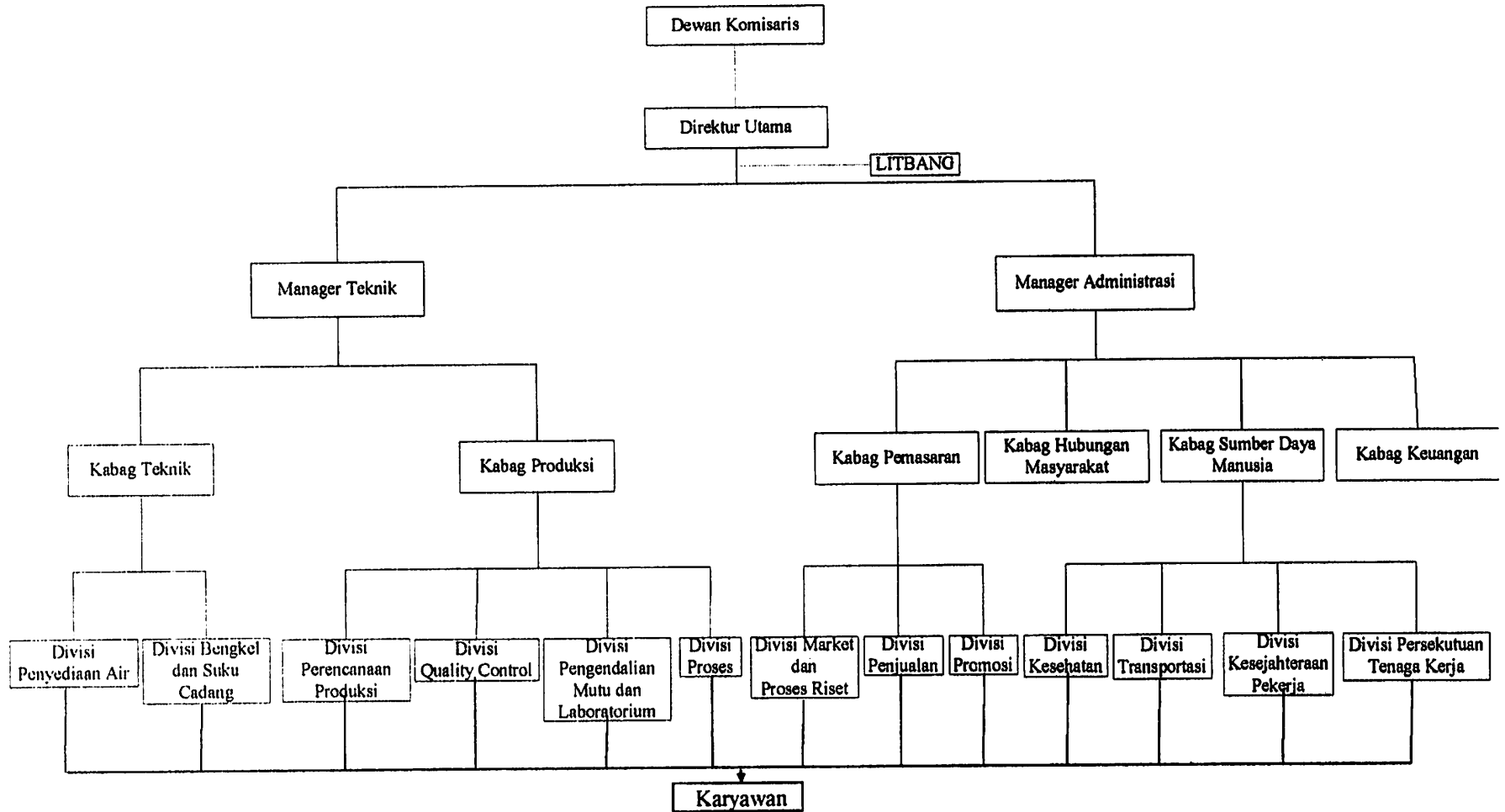
1. Tanggung jawab pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
2. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu dengan yang lainnya. Pemilik PT adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan direksi.
3. Mudah mendapatkan modal yaitu dari hasil penjualan saham setelah pabrik berjalan optimum dengan validitas yang jelas.
4. Kehidupan sebuah PT lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi maupun stafnya dan juga karyawan perusahaan.
5. Adanya efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris, juga dapat memilih direktur utama yang cakap dan berpengalaman.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi yang diterapkan adalah sistem organisasi garis dan staf. Beberapa hal yang menjadikan alasan pemilihan adalah:

1. Sistem organisasi garis dan staf sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.
2. Biasa diterapkan pada organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinyu.
3. Masing-masing kepala bagian atau manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk pencapaian tujuan.
4. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil – wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

Bagan struktur organisasi diberikan pada gambar 10.1.



Gambar 10.1. Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Pulp dari Bagasse

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab Dalam Organisasi

a. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemimpin perusahaan yang bertanggung jawab pada perusahaan induk, dimana direktur utama membawahi:

- Manager teknik
- Manager administrasi

Tugas dan Wewenang Direktur Utama:

- Bertanggung jawab kepada dewan komisaris.
- Menetapkan kebijaksanaan peraturan dan tata tertib baik keluar maupun ke dalam perusahaan.
- Mengkoordinasi kerja sama antara direktur teknik dengan direktur administrasi.
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan.

b. Manager Teknik

Manager teknik bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal:

- Biaya-biaya produksi
- Laba rugi perusahaan
- Neraca keuangan

c. Manager Administrasi

Tugas Manager Administrasi berkaitan dengan kegiatan produksi tetapi sangat erat hubungannya dengan kegiatan pabrik, karena dalam perusahaan manager ini mengatur dan mengelola segala hal yang berkaitan dalam lingkungan eksternal perusahaan. Dengan membawahi:

- Pemasaran
- Hubungan Masyarakat
- Sumber Daya Manusia (SDM)
- Keuangan

Tugas utamanya adalah memanejemen kegiatan perusahaan diluar kegiatan perusahaan.

Kepala Bagian

Tugas dan wewenang kepala bagian:

1. Membantu direktur teknik dan direktur administrasi dalam melaksanakan aktifitas pada bagian masing-masing.
2. Memberikan pengawasan dan pengarahan terhadap seksi-seksi dibawahnya.
3. Menyusun laporan dari hasil oleh bagian masing-masing.
4. Bertanggung jawab atas kerja bawahannya.



Kepala Bagian terdiri dari:

a. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksinya. Divisi yang dibawahinya:

- Divisi Penyediaan Air

Bertugas mensuplay aliran air yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

- Divisi Bengkel dan Suku Cadang

Bertugas memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar peralatan tersebut dapat digunakan lagi dalam proses produksi.

b. Kepala Bagian Produksi

Kepala bagian produksi adalah kepala bagian yang bertanggung jawab diatas semua kegiatan produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksi dan pengendalian mutu produksi.

- Divisi Perencanaan Produksi

Perencanaan produksi merancang kebutuhan bahan baku, meramal hari produksi yang akan dibuat. Dengan perencanaan yang baik akan dihasilkan produk yang baik pula.

- Divisi Proses

Bertugas dalam segala hal yang berkaitan dengan kegiatan produksi secara langsung. Dalam hal ini masih terbagi atas divisi-divisi kecil yang menangani secara khusus mengenai spesialisasi prosesnya, misalnya: divisi reaktor, divisi kolom distilasi, dan sebagainya yang sesuai dengan proses produksinya.

- Divisi Quality Control

Bertugas pada pengepakan atau pengemasan produk jadi dan menimbun atau menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk keluar pabrik.

- Divisi Pengendalian Mutu dan Laboratorium

Bertugas mengawasi dan mengontrol kualitas produksi, agar produk yang diterima konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan keinginan konsumen dan memiliki standar yang telah ditetapkan sama seperti divisi-divisi yang lainnya. Divisi yang tergabung dalam bagian produksi mempunyai tugas masing-masing bertanggung jawab langsung terhadap kepala bagian produksi.

c. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran mempunyai tugas menentukan daerah pemasaran dan melakukan riset market. serta menangani masalah promosi. Kepala bagian pemasaran membawahi divisi-divisi sebagai berikut:

- Divisi Market dan Proses Riset

Bertugas meneliti dan mengupayakan agar hasil-hasil produksi dapat dissalurkan dengan tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau.

- Divisi Penjualan

Bertugas menjual hasil produksi dengan harga jual yang telah ditetapkan, dan juga memiliki tugas mengatur pembelian bahan baku dan peralatan lainnya.

- Divisi Promosi

Bertugas mengenalkan produk kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lainnya yang menggunakan produksi sebagai bahan baku lain. Selain itu juga menarik minat konsumen untuk membeli.

d. Kepala Bagian Hubungan Masyarakat

Kepala bagian ini mempunyai tugas yang berhubungan dengan lingkungan diluar perusahaan, mulai dari keamanan, kebersihan, keindahan taman dan pengelolaan area parkir. Agar pabrik yang didirikan tidak mengganggu lingkungan sekitar. Kegiatan diluar perusahaan tetapi berkaitan dengan perusahaan merupakan tanggung jawabnya. Sebagai bagian kecil hubungan masyarakat. Tugas lainnya adalah menerima serta menyeleksi mahasiswa yang akan melakukan Praktek kerja Nyata (PKN). Divisi-divisi yng berada dibawahnya meliputi: satpam, petugas kebersihan, taman, parkir. Dan divisi ini tidak perlu diterangkan karena sudah mempunyai spesifikasi jabatan tersendiri.

e. Kepala Bagian Sumber Daya Manusia

Kepala bagian Sumber Daya Manusia mempunyai tugas untuk merencanakan, mengelola dan menyalahgunakan sumber daya manusia, baik sumber daya manusia yang sudah ada maupun merekrut sumber daya manusia yang baru. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur administrasi. Selain itu Kepala Bagian Sumber Daya Manusia juga mempunyai tugas untuk mengatur masalah karyawan, jenjang karir, dan masalah penempatan karyawan. Divisi-divisi yang dibawahnya meliputi:

- Divisi kesehatan

Bertugas untuk memperhatikan dan menjaga kesehatan karyawan. Berbentuk klinik dengan seorang dokter untuk mengantisipasi apabila terjadi kecelakaan pada waktu kegiatan pabrik berlangsung. Divisi ini juga bertugas untuk memberikan tes kesehatan bagi karyawan baru.

- Divisi transportasi
Bertugas mengatur transportasi karyawan, khususnya bagi karyawan wanita yang bekerja pada shift malam.
- Divisi kesejahteraan pekerja
Bertugas untuk mengatur semua kegiatan yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan, mulai dari mengatur tunjangan, pemberian cuti, JAMSOSTEK sampai mengatur pensiun karyawan.
- Divisi persekutuan tenaga kerja
Divisi ini bertugas untuk mencari tenaga kerja baru apabila perusahaan membutuhkan tenaga kerja baru. Tugasnya menilai dari penyebaran iklan lowongan, pengadaan tes, pemilihan dan pelatihan tenaga baru.

f. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian Keuangan bertugas mengatur keuangan serta menangani penyediaan serta pembelian baik bahan baku maupun peralatan. Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada direktur administrasi mengenai pengeluaran dan pemasukan keuangan.

10.5. Jam Kerja

Pabrik direncanakan bekerja atau beroperasi selama 300 hari dalam setahun dan selama 24 jam dalam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta shut down.

Sesuai dengan peraturan pemerintah jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja dikantor, total jam kerja 40 jam dalam seminggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu:

a. Untuk pegawai Non-Shift:

Senin – Kamis : 08.00-16.00 (istirahat 12.00-13.00)

Jumat : 08.00-16.00 (istirahat 11.00-13.00)

Sabtu : 08.00-14.00

Minggu & hari besar : libur

b. Untuk pegawai Shift

Untuk karyawan yang bekerja di pabrik terbagi menjadi 4 regu karyawan.

Adapun jalan kerja untuk masing – masing shift adalah :

Shift I : 07.00-15.00

Shift II : 15.00-23.00

Shift III : 23.00-07.00

Untuk memenuhi kebutuhan pegawai diperlukan 4 regu dimana tiga regu bekerja dan satu regu libur. Kerjanya seperti ditabelkan dibawah ini:

Tabel 10.1. Jadwal Kerja Karyawan Shift

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Pertama	Pagi	Pagi	Pagi	Siang	Siang	Siang	Malam	Malam	Malam	Libur	Libur	Libur
Kedua	Siang	Siang	Siang	Malam	Malam	Malam	Libur	Libur	Libur	Pagi	Pagi	Pagi
Ketiga	Malam	Malam	Malam	Libur	Libur	Libur	Pagi	Pagi	Pagi	Siang	Siang	Siang
Keempat	Libur	Libur	Libur	Pagi	Pagi	Pagi	Siang	Siang	Siang	Malam	Malam	Malam

10.6. Pengolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan dan tingkat pendidikan dalam struktur organisasi pada pra rencana pabrik pulp dari bagasse:

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia
2. Manager
 - a. Manager produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Manager administrasi : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
3. Kepala Bagian
 - a. Kepala bagian teknik : Sarjana Teknik Mesin
 - b. Kepala bagian produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - c. Kepala bagian pemasaran : Sarjana Ekonomi
 - d. Kepala bagian hubungan masyarakat: Sarjana Sosiologi

- e. Kepala Bagian Sumber Daya Manusia : Sarjana Psikologi Industri
- f. Kepala bagian keuangan : Sarjana Ekonomi
- 4. Kepala divisi
 - a. Divisi penyediaan air : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Divisi bengkel dan suku cadang : Sarjana Teknik Mesin
 - c. Divisi perencanaan produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - d. Divisi Quality Control : Sarjana Teknik Kimia
 - e. Divisi pengendalian mutu dan lab. : Sarjana Kimia (MIPA)
 - f. Divisi proses : Sarjana Teknik Kimia
 - g. Divisi market dan riset : Sarjana Ekonomi dan Kimia (MIPA)
 - h. Divisi promosi : Sarjana Ekonomi
 - i. Divisi kesehatan : Sarjana Kedokteran
 - j. Divisi transportasi : Sarjana Sarjana/Diploma Teknik Mesin
 - k. Divisi kesejahteraan pekerja : Sarjana Ilmu Kesejahteraan Sosial
 - l. Divisi persekutuan tenaga kerja : Sarjana Sosiologi
- 5. Karyawan : Diploma / SMU / SMK

10.7. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada pra rencana pabrik ftalat anhidrida, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa tahap, yaitu:

- a. Proses Utama
 - 1. Penyiapan Bahan Baku, terdiri dari:
 - Transportasi
 - 2. Tahap Proses, terdiri dari:
 - Tahap Peleburan dan Pemanasan
 - Tahap Reaksi Pembentukan Produk
 - 3. Tahap Pemisahan

4. Tahap Pemurnian Produk
 5. Tahap Penanganan Produk Akhir
- b. Tahap Tambahan/Pembantu

1. Laboratorium
2. Utilitas, terdiri dari:
 - Pengolahan Air
 - Boiler
 - Pengolahan limbah
 - Bengkel
 - Pemeliharaan

Sehingga proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga operasional adalah 3 tahap. Dari *Vilbrant & Dryen*, Fig. 6.35, hal. 235, diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 80.000 ton/tahun dan beroperasi 330 hari/tahun yaitu:

Jumlah Karyawan = 103 orang jam/hari/tahap

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 7 tahap, maka:

Karyawan proses = 103 orang jam/hari/tahapan \times 7 tahap = 721 orang jam/hari

Karena satu hari terdapat 3 shift kerja, maka:

$$\text{Karyawan Proses} = \frac{721 \text{ orang jam/hari}}{3 \text{ shift/hari}} = 240,3333 \text{ orang jam/shift}$$

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam / hari, maka:

$$\text{Karyawan proses} = \frac{240,333 \text{ orang jam/shift}}{8 \text{ jam/hari}} = 30,0417 \approx 30 \text{ orang hari/shift}$$

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka:

Jumlah karyawan proses keseluruhan = 30 orang hari/shift \times 4 regu = 120 orang setiap hari (untuk 4 regu).

Jumlah karyawan staf = 106 orang

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik Ftalat anhidrida ini adalah 226 orang.

BAB XI

ANALISIS EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan suatu cara untuk mengetahui apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Oleh karena itu di dalam pra rencana Pabrik Pulp ini dibuat evaluasi untuk mengetahui berapa investasi yang diperlukan untuk mendirikan pabrik Ftalat Anhidrida tersebut. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan Pabrik Ftalat Anhidrida adalah sebagai berikut :

1. *Return of Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Even Point (BEP)*
4. *Internal Rate of Return (IRR)*

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total (*Total Capital Investment*) terdiri atas :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Work Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Penaksiran harga alat

11.1. Faktor - Faktor Penentu

11.1.1. Penaksiran Modal Investasi Total (TCI)

Yaitu modal atau biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal sampai pabrik selesai dibangun dan siap beroperasi.

1. Modal Tetap (FCI)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik, FCI dibagi menjadi :

a. Direct Cost

Yaitu modal yang dikeluarkan untuk pembelian atau pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :

- Harga peralatan
- Instrumentasi dan alat kontrol
- Isolasi
- Perpipaan
- Peralatan listrik
- Angkutan kapal laut
- Asuransi
- Biaya angkut ke plant
- Pemasangan alat
- Bangunan
- Service Facilities
- Tanah

b. Indirect cost

Yaitu biaya atau modal yang dikeluarkan untuk konstruksi pabrik dan bagian-bagian pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan pengadaan peralatan proses produksi, meliputi :

- Engineering dan supervisi
- Konstruksi

2. Modal Kerja (WCI)

Yaitu semua biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik, dimana biaya yang dikeluarkan dipengaruhi oleh besarnya kapasitas pabrik, meliputi :

- Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- Pengemasan produk
- Biaya yang harus ada setiap bulannya (uang tunai) untuk membiayai pengeluaran rutin seperti gaji, pembelian bahan baku dan lain-lain
- Pajak yang harus dibayar
- Perhitungan penerimaan dan pengeluaran
- Utilitas.

Sehingga : $TCI = FCI + WCI$

11.1.2. Penentuan Biaya Produksi

Adalah biaya yang dikeluarkan tiap satu-satuan produksi. Biaya produksi terdiri dari :

a. Biaya Pembuatan

Yaitu semua biaya untuk proses yang meliputi :

- Biaya produksi langsung (DPC)
- Biaya produksi tetap (FPC)
- Biaya overhead pabrik (POC).

b. Biaya Pengeluaran Umum

Yaitu biaya yang tidak berhubungan dengan proses, meliputi :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Litbang.

Berdasarkan sifatnya, biaya produksi dibagi menjadi :

▪ Biaya tetap

Yaitu biaya yang dikeluarkan secara tetap dan tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Yang termasuk biaya tetap antara lain :

- Bunga Bank
- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak, dll

▪ Biaya semi variabel (SVC)

Yaitu biaya yang bervariasi tetapi tidak berbanding lurus dengan kapasitas pabrik, antara lain :

- Biaya utilitas
- Biaya bahan baku
- Gaji karyawan
- Supervisor
- Pemeliharaan dan perbaikan

11.1.3. Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat dapat berubah sesuai dengan perubahan kondisi ekonomi. Karena perubahan kondisi ini maka terdapat beberapa cara untuk mengkonversi harga suatu alat yang sama beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat pada pabrik Ftalat Anhidrida ini didasarkan pada data harga alat yang diperoleh dari (Ulrich, 1984), Chemical engineering magazine 2014 dan (<http://www.matche.com/EquipCost/2015>).

Penentuan Total Capital Investment (TPC)

a. Biaya Produksi Langsung (DPC)

- Bahan baku	= Rp.	77.257.080.748,827
- Tenaga kerja (TK)	= Rp.	9.552.000.000,000
- Pengawasan langsung (15% TK)	= Rp.	1.432.800.000,000
- Utilitas	= Rp.	60.367.160.945,163
- Pemeliharaan & perbaikan (PP) (8% FCI)	= Rp.	39.479.022.383,801
- Operating supplies (15% PP)	= Rp.	5.921.853.357,570
- Laboratorium (15% PP)	= Rp.	5.921.853.357,570
- Patent dan royalti (1% TPC)	= Rp.	0,01 TPC
- Biaya Produksi Langsung	= Rp.	148.609.041.693,990
		+ 0,01 TPC

b. Biaya Tetap (FC)

- Depresiasi alat (10% FCI)	= Rp.	49.348.777.979,751
- Depresiasi bangunan (3% FCI)	= Rp.	14.804.633.393,925
- Pajak kekayaan (4% FCI)	= Rp.	19.739.511.191,906
- Asuransi (1,0% FCI)	= Rp.	4.934.877.797,975
- Bunga bank (9,89% MP)	= Rp.	24.674.388.989,876
Biaya Tetap (Fixed Cost/FC)	= Rp.	212.762.453.067,676

c. Biaya Overhead Pabrik

Biaya Overhead = 70% TK + PP	= Rp.	34.321.715.668,661
------------------------------	-------	--------------------

d. Biaya pengeluaran umum (GE)

- Administrasi (15% PP)	= Rp.	5.921.853.357,570
-------------------------	-------	-------------------

- Distribusi dan pemasaran (10% TPC)	= Rp.	0,10 TPC
- Litbang (5% TPC)	= Rp.	0,05 TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)	= Rp.	5.921.853.357,570 + 0,15 TPC

e. Biaya produksi total (TPC)

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{Biaya Overhead} + \text{GE} \\ &= \text{Rp. } 401.615.063.787,897 + 0,16 \text{ TPC} \end{aligned}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 478.113.171.176,067$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, DPC} &= \text{Rp. } 148.609.041.693,990 + 0,01 \text{ TPC} \\ &= \text{Rp. } 153.390.173.405,751 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{GE} &= \text{Rp. } 5.921.853.357,570 + 0,015 \text{ TPC} \\ &= \text{Rp. } 77.638.829.033,980 \end{aligned}$$

11.2. Analisa Profitabilitas

Sesuai dengan Undang-Undang Pajak Penghasilan tahun 1984 (UU no. 7/1983) dan Undang-Undang ketentuan umum dan tata cara perpajakan (UU no.6/1983) :

- 10% untuk laba sampai Rp. 50.000.000
- 15% untuk laba Rp. 50.000.000 sampai Rp. 100.000.000,-
- 30% untuk laba sampai > Rp. 100.000.000

a. Bunga kredit = 10 % per tahun

b. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

c. Umur pabrik 10 tahun

d. Kapasitas produksi

Tahun I = 60 % dari produksi total

Tahun II = 80 % dari produksi total

Tahun III = 100 % dari produksi total

1. Laba Perusahaan

Total penjualan per tahun = Rp. 797.412.000.000,000 (kapasitas 100 %)

Lab a kotor = Harga jual – Biaya produksi

= Rp. 797.412.000.000,000 – Rp. 478.113.171.176,067

= Rp. 319.298.846.736,690

$$\begin{aligned} \text{Pajak penghasilan} &= 40\% \times \text{Laba kotor} \\ &= 40\% \times \text{Rp. 319.298.846.736,690} \\ &= \text{Rp. 127.719.538.694,676} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laba bersih} &= \text{Laba kotor} - \text{Pajak penghasilan} \\ &= \text{Rp. 319.298.846.736,690} - \text{Rp. 127.719.538.694,676} \\ &= \text{Rp. 191.579.308.042,014} \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak (C_A)

$$\begin{aligned} C_{Abt} &= \text{Laba kotor} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. 319.298.846.736,690} + \text{Rp. 49.348.777.979,751} \\ &= \text{Rp. 368.647.624.716,441} \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_A)

$$\begin{aligned} C_{Aat} &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. 127.719.538.694,676} + \text{Rp. 49.348.777.979,751} \\ &= \text{Rp. 240.928.086.021,765} \end{aligned}$$

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= 64,7\% \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal Tetap}} \times 100\% \\ &= 38,8\% \text{ (App. E)} \end{aligned}$$

3. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung, dikurangi penyusutan/waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\begin{aligned} POT &= \frac{\text{Modal Tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2,05 \text{ tahun (App. E)} \end{aligned}$$

4. Break Even Point (BEP)

Merupakan titik dimana jika kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FC + 0,3SVC}{S - (0,7SVC - VC)} \times 100\%$$

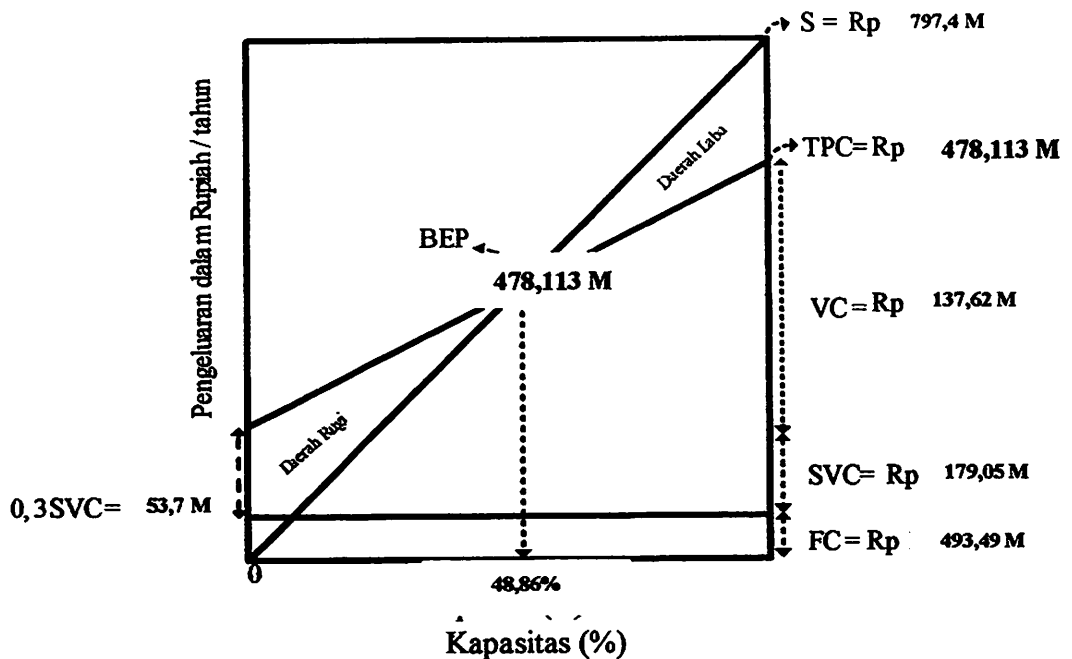
Maka, didapatkan :

$$BEP = 49,86 \% \text{ (App. E)}$$

$$\text{Titik BEP terjadi pada kapasitas} = 49,86 \% \times 80.000 \text{ ton/tahun}$$

$$= 39887,818 \text{ ton/tahun}$$

Nilai BEP untuk Pabrik Ftalat Anhidrida adalah 30% - 60%, sehingga nilai BEP diatas memadai.



Gambar 11.1. Break Even Point

Untuk produksi tahun I kapasitas pabrik 60% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{kapasitas})}{(100 - BEP)}$$

Dimana : PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

$\%Kap$ = % kapasitas yang tercapai

Maka, dari App. E diperoleh nilai,

PBi = Rp. 18.871.000.000.000,000

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun I adalah :

C_A = Laba bersih tahun pertama + depresiasi alat
 = Rp. 18.871.000.000.000,000 + Rp. 49.348.777.979,751
 = Rp. 18.920.374.506.557,500

Untuk produksi tahun II kapasitas pabrik 80% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \%kapasitas)}{(100 - BEP)}$$

Dimana : PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

$\%Kap$ = % kapasitas yang tercapai

Maka, dari App. E diperoleh nilai,

PBi = Rp. 18.871.400.000.000,000

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun I adalah :

C_A = laba bersih tahun kedua + depresiasi alat
 = Rp. 18.871.400.000.000,000 + Rp. 49.348.777.979,751
 = Rp. 18.920.759.585.166,700

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik yang masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

$$= 10 \% \text{ (App. E)}$$

Titik shut down point terjadi pada kapasitas penjualan
 = Rp. 80.143.192.846,000 (App.E)

6. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{A_0} (tahun ke-0) untuk masa konstruksi 2 tahun

$$C_{A-2} = 40\% \times FCI \times (1+i)^2$$

$$= \text{Rp. } 298.560.106.777,493 \text{ (App. E)}$$

$$C_{A-1} = 60\% \times FCI \times (1+i)^1$$

$$= \text{Rp. } 379.985.590.444,082 \text{ (App. E)}$$

$$C_{A-0} = -(C_{A-1} - C_{A-2})$$

$$= -\text{Rp. } 678.545.697.221,570$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

Dimana : $F_d = \text{faktor diskon} = 1/(1+i)^n$ $C_A = \text{cash flow setelah pajak}$
 $n = \text{tahun ke-n}$ $i = \text{tingkat bunga}$

Tabel 11.1 Cash flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke -	Cash Flow (C_A) (Rp)	F_d $i = 9,98\%$	NPV (Rp)
0	-678545697221,5750	1	-678545697221,58
1	18920374506557,5000	0,909090909	17200340460507
2	18920759585166,7000	0,826446281	15636991392699,8
3	240928086021,7650	0,751314801	181012836981,041
4	240928086021,7650	0,683013455	164557124528,219
5	240928086021,7650	0,620921323	149597385934,7440
6	240928086021,7650	0,56447393	135997623577,0400
7	240928086021,7650	0,513158118	123634203251,8550
8	240928086021,7650	0,46650738	112394730228,9590
9	240928086021,7650	0,424097618	102177027480,8720
10	240928086021,7650	0,385543289	92888206800,7925
WCI			123371944949,377
Total			33025980060486,9

Karena harga NPV = (+) maka pabrik Ftalat Anhidrida layak untuk didirikan

7. IRR (Internal Rate of Return)

Tabel 11.2 Cash flow untuk IRR

Tahun ke -	Cash Flow (C _A) (Rp)	NPV ₁ (Rp) i = 0,16	NPV ₂ (Rp) i = 0,17
0	-678545697221,5750	-678545697221,58	123371944949,377
1	18920374506557,5000	17045382438340,1	32853008046825,9
2	18920759585166,7000	15356512933338,8	123371944949,377
3	240928086021,7650	176164540012,449	32853008046825,9
4	240928086021,7650	158706792804,0080	123371944949,377
5	240928086021,7650	142979092616,2230	32853008046825,9
6	240928086021,7650	128809993347,9490	123371944949,377
7	240928086021,7650	116045039052,2060	32853008046825,9
8	240928086021,7650	104545080227,2130	123371944949,377
9	240928086021,7650	94184756961,4529	32853008046825,9
10	240928086021,7650	84851132397,7053	123371944949,377
WCI		123371944949,377	123371944949,4
Total		32853008046825,9	32087822709844

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

$$= 53,9 \%$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank (9,98 %) maka Pabrik Ftalat Anhidrida ini layak untuk didirikan.

BAB XII

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan Pra Rencana Pabrik Pulp dari Bagasse dapat diambil kesimpulan bahwa rencana pendirian ini adalah cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek :

1. Dari Segi Proses

Proses celdecor lebih menguntungkan karena hanya menggunakan 1 macam bahan pemasak dan menghasilkan persen yiel yang cukup tinggi.

2. Dari Segi Sosial

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan karena :

- Menciptakan lapangan kerja
- Memberi kesempatan kepala penduduk untuk memperoleh tambahan penghasilan

3. Dari Segi Lokasi

- Sarana penunjang untuk memperoleh bahan baku sangat memadai
- sarana penunjang utilitas sangat memadai

4. Ikut menunjang program pemerintah dalam usaha mewujudkan rencana jangka panjang pemerintah yaitu menjadikan negara Indonesia sebagai negara industri

5. Dari Segi Perhitungan Ekonomi

Setelah dilakukan analisa ekonomi terhadap pra rencana pabrik Pulp dari Bagasse dengan proses Celdecor dinilai cukup menguntungkan dengan berdasarkan data-data sebagai berikut :

- Rate of Return (ROI)
 - ROI sebelum pajak = 65%
 - ROI setelah pajak = 39%
- Lama pengambilan modal = 2,05 tahun
- Break Even Point (BEP) = 49,86%
- Internal Rate of Return (IRR) = 38,3%

DAFTAR PUSTAKA

- Austin, T. George, *Shreves Chemical Process Industries*, Fifth Edition, McGraw Hill Book Company, 1984.
- Badger and Banchero, *Introduction to Chemical Engineering*, Mc Graw Hill Book Company, 1955.
- Brownell E Lloyd and Edwin H Young, *Process Equipment Design*, Willwy Estern Limited, 1959.
- Casey J.P, *Pulp and Papper* vol I,II, 2nd edition, Interscience Publisher, Inc, New York, London, 1960.
- Chen J.P, *Cane Sugar Handbook*, 10th edition.
- Faith W L, Keyes, D.B and Dark, *Industrial Chemical*, 4th edition, A Willey Interscience Publication, New Jersey, 1975.
- Fongel. D. Wegener, D., "Kayu, Kimia Ultra, Struktur Reaksi –reaksi", 77-78, 509.513,531-540. UGM. Yogyakarta, 1995.
- Geankoplis, J Christie, *Transport Process and Unit Operation*, Third Edition, Prentice Hall, Inc, 1993.
- Hesse, H.C.,J.H. Rushton, *Process Equipment Design*, Van Nostrand Company Inc, Princeton, New Jersey, 1969.
- Hugot E, *Handbook of Cane Sugar Enggineering*, elsiever publishing company, Amsterdam, 1972.
- Kern, D.G, *Process Heat Transfer*, McGraw Hill Book Company, AS, 1950.
- Perry, Robert H, *Perry's Chemical Eng.Hanbook*, Fifth Edition, McGraw Hill Book Company, AS, 1999.
- Peter and Timerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engginer*, 4th edition, McGraw Hill Book Company, 1991.

Smith J M and Vanness HC, *Introduction to Chemical Eng Thermodynamics*, 4th edition, McGraw Hill Book Company, 1987.

Ulrich, D, Gael, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Willey and sons, 1984.