

## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berkaitan erat dengan kemudahan dalam mendapatkan bahan baku, prasarana air dan listrik, tenaga kerja, kemudahan akses transportasi, cuaca setempat, pengelolaan limbah dan perluasan pabrik. Dari hal-hal tersebut di atas, dengan pemilihan lokasi pabrik yang tepat akan mendapatkan produk yang efisien dengan harga yang dapat bersaing dipasaran. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan adalah lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi seminimal mungkin, kemudahan pengadaan bahan baku, tenaga kerja yang murah namun cukup terampil serta pengelolaan limbah yang sesuai dengan ketentuan pemerintah dan relatif mudah dilaksanakan.



Gambar 4.1 Peta Lokasi Pabrik

Dari pertimbangan beberapa faktor di atas, maka ditentukan rencana pembangunan pabrik Etanol dan Asam Asetat dengan kapasitas produksi 40.000 ton/tahun akan didirikan di Desa Beji Kulon, Kemiri Kab Karanganyar, Provinsi Jawa Tengah, wilayah sekitar pabrik tersebut telah banyak pabrik antara lain PT. Indo Acidatama, PT. Tiga Pilar Sejahtera, PT. Graha Farma, dan beberapa pabrik tekstil besar.

#### 4.1.1 Penyediaan Bahan Baku

Berdasarkan data dari Kementan, tanaman tebu dan pabrik gula yang masih aktif di Pulau Jawa terbanyak adalah di Jawa Timur dan Jawa Tengah, sehingga pemilihan lokasi di Kebakkramat Kabupaten Karanganyar dinilai cukup strategis yaitu wilayah Jawa Tengah bagian timur yang cukup dekat dengan wilayah Jawa Timur. Bahan baku utama pabrik etanol adalah tetes tebu dimana di sekitar wilayah tersebut yang meliputi Kabupaten Karanganyar (PG Tasikmadu), Kabupaten Sragen (PG Mojo), Kabupaten Kudus (PG Rendeng), Kabupaten Pati (PG Trangkil), dan Kabupaten Klaten (PG Gondangwinangun) banyak menghasilkan tetes tebu sehingga memudahkan perusahaan dalam pemenuhan kebutuhan bahan baku. Disamping itu tetes tebu juga relatif mudah di suport dari pabrik gula di Jawa Timur yang saat ini berjumlah 25 pabrik.

#### 4.1.2 Pemasaran Produk

Pemasaran etanol foodgrade tidak terlalu tergantung dengan lokasi pabrik, namun demikian untuk produk yang dipasarkan di

pasar lokal perlu pendekatan dengan berbagai pabrik makanan/minuman dan pabrik kimia lainnya di kota-kota yang memiliki kawasan industri tertentu atau dimana wilayah tersebut banyak tumbuh pabrik yang berbahan baku/bahan pendukung etanol seperti di Karanganyar, Sukoharjo, Semarang yang relatif dekat dengan wilayah Karanganyar. Untuk pemasaran ekspor dengan dibuatnya pabrik di Karanganyar juga relatif mudah akses pelabuhan laut di Semarang melalui jalan tol.

#### 4.1.3 Transportasi

Wilayah Karanganyar saat ini telah dilewati jalan tol trans Jawa dan di Kebakkramat telah tersedia pintu tol. Karanganyar juga dekat dengan berbagai moda transportasi lainnya yaitu pelabuhan udara Adi Sumarmo Solo +/- 15 km, pelabuhan laut Semarang +/- 80 km (lewat tol), stasiun kereta api Jebres Solo (khusus barang) +/- 5 km dan stasiun Balapan Solo (penumpang) +/- 10 km. Karanganyar juga sangat mudah di akses kendaraan pengangkut bahan baku dari Jawa Timur melalui jalur Surabaya-Solo. Dari berbagai prasarana tersebut akan sangat membantu kelancaran operasional pabrik baik dari sisi jalur produk maupun jalur perjalanan bisnis.

#### 4.1.4 Tenaga Kerja

Untuk tenaga terampil dapat dipenuhi dari perguruan tinggi setempat (Solo, Semarang, Yogyakarta), sedangkan untuk tenaga lainnya dipenuhi dari desa sekitar pabrik yang cukup banyak (lulusan SMK di Solo, Karanganyar, Boyolali, dll). Di Solo juga terdapat

politeknik swasta yang salah satunya sudah populer di Indonesia yaitu Politeknik ATMI (Akademi Teknik Mesin Indonesia).

#### 4.1.5 Keadaan Iklim dan Geografis

Iklim yang terlalu panas akan mengakibatkan perlunya peralatan pendingin yang lebih banyak, sedangkan iklim yang terlalu dingin/lembab akan bertambahnya biaya konstruksi pabrik karena diperlukan perlindungan khusus pada alat-alat proses. Kabupaten Karanganyar memiliki iklim yang kering dengan curah hujan yang cukup sehingga pendirian pabrik di Karanganyar sangatlah tepat untuk menjalankan proses produksi etanol.

Letak geografis pabrik yang akan didirikan juga telah mendapat persetujuan dari pemerintah daerah setempat, wilayah tersebut bukan merupakan daerah pertanian yang basah dan telah di alokasikan untuk daerah industri yang saat ini telah tumbuh subur berbagai industri.

#### 4.1.6 Faktor Penunjang

Kabupaten Karanganyar merupakan daerah kawasan industri, sehingga faktor-faktor seperti: tersedianya energi listrik, bahan bakar, air, iklim dan karakter tempat/lingkungan bukan merupakan suatu kendala karena semua telah dipertimbangkan pada penetapan kawasan tersebut sebagai kawasan industri.

#### 4.1.7 Faktor Lain-Lain

Faktor lain yang merupakan faktor non operasional namun keberadaannya sangat penting antara lain :

##### 4.1.7.1 Pengolahan Limbah

Limbah merupakan zat sisa yang tidak terpakai lagi di suatu industri atau zat yang tidak dapat diolah lagi menjadi produk utama namun dapat diolah menjadi produk lain. Pembuatan etanol berbahan tetes tebu terdapat residu berupa limbah padat cair berwarna coklat tua yang dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan biogas dan pupuk organik. Sedangkan limbah berupa gas CO<sub>2</sub> dapat dijual kepada perusahaan untuk dijadikan CO<sub>2</sub> cair. Terinformasi perusahaan yang memanfaatkan limbah ini adalah PT Sama Mandiri. Limbah-limbah tersebut di tampung pada bak beton yang harus ditutup karena menimbulkan bau yang cukup menyengat.

##### 4.1.7.2 Perizinan

Dasar hukum tentang pendirian dan perizinan bangunan atau gedung pabrik (abouturban.com):

- a. UU No 28 tahun 2002 tentang Bangunan Gedung.
- b. PP No 36 Th 2005 tentang Pelaksanaan UU No 28 Th 2002 tentang Bangunan Gedung
- c. Peraturan Kepala BKPM No 5 Th 2013 tentang Perka No.BKPM No 5 Th 2013.

## Persyaratan Perizinan Pabrik

### 1. Persyaratan Administrasi

- 1) Status hak atas tanah/izin pemanfaatan dan pemegang hak atas tanah (dalam bentuk tertulis)
- 2) Surat bukti kepemilikan gedung yang dikeluarkan oleh pemerintah daerah

3) IMB

### 2. Persyaratan Teknis

#### 1) Persyaratan tata bangunan

- Persyaratan intensitas bangunan gedung pabrik
- Persyaratan peruntukan bangunan gedung pabrik sesuai dengan RTRW (rencana tata ruang wilayah) atau RTBL (rencana tata bangunan dan lingkungan)
- Persyaratan pengendalian dampak lingkungan
- Arsitektur bangunan

#### 2) Persyaratan Keandalan bangunan gedung pabrik

- Persyaratan keselamatan
- Persyaratan kenyamanan
- Persyaratan kesehatan
- Persyaratan kemudahan

### 4.1.7.3 Sosial masyarakat

Pendirian pabrik dapat dikatakan bermanfaat bagi masyarakat sekitar apabila hubungan antara personal pabrik dengan masyarakat berjalan dengan

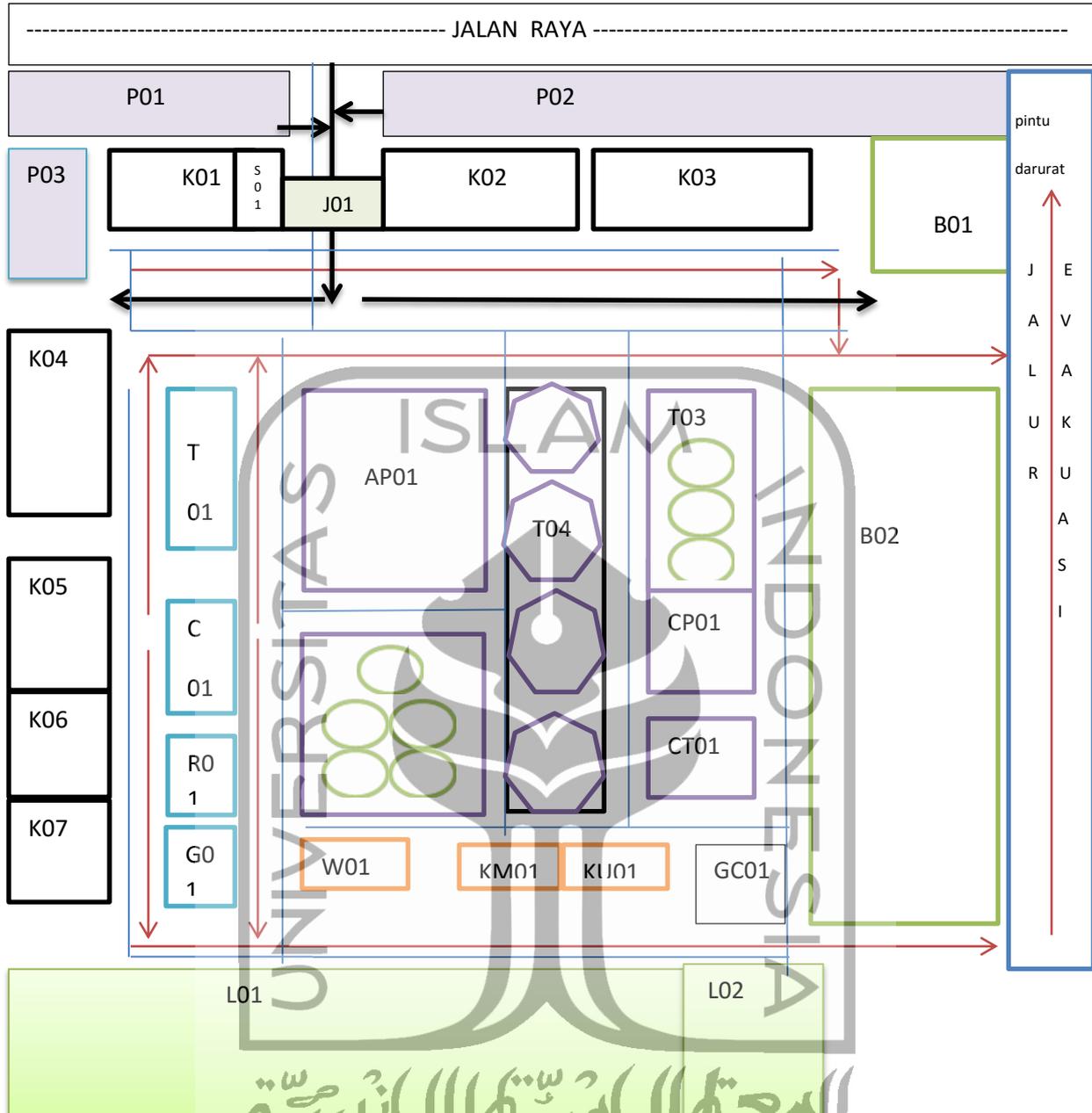
baik. Seperti terserapnya tenaga kerja lokal dan pembangunan infrastruktur jalan kampung sekitar sehingga masyarakat dapat merasakan dampak positif dengan adanya pabrik di daerah mereka,

Dengan pertimbangan di atas, maka dapat disimpulkan bahwa kawasan Kabupaten Karanganyar layak dijadikan pabrik etanol di Indonesia.

#### 4.2 Tata Letak Pabrik

Letak pabrik yang akan dibuat adalah tempat dimana lokasi pabrik tidak bersinggungan langsung dengan perkampungan. Luas tanah yang dialokasikan untuk pabrik 30.000 m<sup>2</sup> dengan bentuk tanah persegi panjang ukuran 150 m (panjang ke belakang) x 200 m (lebar). Bagian-bagian pabrik secara garis besar meliputi lapangan parkir truk pengangkut tetes dan tempat parkir karyawan/pabrik, kantor utama dan kantor produksi/laboratorium, gudang, fasilitas umum (mushola, kantin, mess, koperasi), area proses produksi (fermentasi, distilasi), kolam untuk menampung tetes dari supplier, tangki tetes, tangki hasil produk etanol, ditata sedemikian rupa sehingga proses produksi menjadi efisien dan keselamatan kerja terjaga.

Berikut visualisasi tata letak pabrik etanol yang akan dibuat (sumber layout pabrik PT Indo Acidatama disesuaikan bentuk dan luas tanah) :



Gambar 4.2 Tata letak pabrik

Skala 1 : 1000      → jalur mobil/truck

→ jalur evakuasi

→ jalur personal

Keterangan :

P01 = Parkir karyawan 450 m<sup>2</sup>

P02 = Parkir truck tangki pemasok 930 m<sup>2</sup>

P03	= Garasi 200 m <sup>2</sup>
S01	= Pos satpam 50 m <sup>2</sup>
J01	= Pintu Utama dan Jembatan timbang 120 m <sup>2</sup>
K01	= Kantor Utama 270 m <sup>2</sup>
K02	= Kantor Produksi dan Lab 320 m <sup>2</sup>
K03	= Mess 320 m <sup>2</sup>
K04	= Gudang produksi sdh dikemas 345 m <sup>2</sup>
K05	= Filling 300 m <sup>2</sup>
K06	= Kantin 225 m <sup>2</sup>
K07	= Mushola 225 m <sup>2</sup>
B01	= Bak pembongkaran tetes 400 m <sup>2</sup>
B02	= Bak penampungan tetes 2400 m <sup>2</sup>
CP01	= CO <sub>2</sub> plant 900 m <sup>2</sup>
AP01	= Area Produksi/Distilasi 810 m <sup>2</sup>
AP02	= Area produksi/fermentasi 729 m <sup>2</sup>
T01	= Tangki produk 480 m <sup>2</sup>
T02	= Tangki produk/fermentasi 900 m <sup>2</sup>
T03	= Tangki CO <sub>2</sub> 375 m <sup>2</sup>
T04	= Tangki tetes 975 m <sup>2</sup>
C01	= Compresor 180 m <sup>2</sup>
R01	= Ruang Kendali 180 m <sup>2</sup>
G01	= Power station 180 m <sup>2</sup>
W01	= Workshop 200 m <sup>2</sup>
KM01	= Kantor Mekanik 150 m <sup>2</sup>
KU01	= Kantor utility 150 m <sup>2</sup>
GC01	= Gudang Chemical 200 m <sup>2</sup>
CT01	= Sumber air/Cooling tower 150 m <sup>2</sup>

L01 = Penampungan limbah 840 m<sup>2</sup>

L02 = Pengolahan limbah 240 m<sup>2</sup>

Prasarana jalan/saluran/taman dll 10.661 m<sup>2</sup>

Tanah untuk perluasan pabrik 6000 m<sup>2</sup>

Total luas tanah +/- 30.000 m<sup>2</sup>

#### 4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Dalam pelaksanaan produksi etanol yang berbahan baku tetes tebu, diperlukan beberapa alat proses/mesin yang memiliki tata letak yang mampu mendukung proses produksi secara efisien dan aman. Dalam rancangan pabrik etanol ini alat-alat proses yang diperlukan meliputi :

##### 4.3.1. Unit Storage

Unit ini berfungsi untuk menampung bahan baku, bahan setengah jadi dan bahan jadi, selain berbentuk bak-bak beton juga berbentuk tangki-tangki silinder yang tertanam di tanah berbeton. Unit ini meliputi bak beton penampung bongkaran tetes tebu dari supplier, bak beton penampungan tetes tebu mentah dan tetes yang sudah dibersihkan, tangki-tangki penyimpan tetes tebu siap di proses ke unit produksi fermentasi termasuk tangki untuk menampung produk yang sudah jadi.

##### 4.3.2. Unit Fermentasi

Unit fermentasi berupa tangki-tangki silinder yang dibuat sedemikian rupa yang digunakan untuk menerima pasokan dari unit storage yang dipompakan melalui hopper berupa tetes tebu

yang sudah menjadi mash (semacam bubur) kemudian di beri ragi/yeast dengan penambahan nutrien yang mengandung unsur N (nitrogen) dalam hal ini urea dan unsur P (posfat/asam posfat).

Unit ini memiliki 3 bagian yaitu :

#### 4.3.2.1 Seed Fermenter (penyemaian)

Tangki seed fermenter merupakan tangki pertama yang berfungsi mengembang biakan yeast berupa *saccharomyces cereviseae* sehingga proses yang berlangsung didalamnya masih berupa reaksi aerob (akrobatik). Tangki ini berjumlah 3 unit serta memiliki kapasitas 2 m<sup>3</sup> setiap tangki. Tangki ini harus selalu dalam keadaan bersih sehingga sebelum digunakan harus dicuci dan disterilkan dahulu dengan menggunakan air dan steam. Tangki main fermenter berfungsi sebagai tempat fermentasi utama yaitu proses perubahan gula menjadi ethanol sehingga berlangsung secara anaerob. Tangki ini juga harus tetap dijaga kesterilannya yaitu didinginkan dengan blower kemudian dibersihkan.

#### 4.3.2.2. Pre Fermenter (pengembangbiakan)

Tangki untuk pre fermenter berfungsi sebagai tangki pengembangbiakan yeast dalam kapasitas yang lebih besar yaitu 50 m<sup>3</sup> per tangki. Tangki pre fermenter ini berjumlah 2 unit. Tangki ini harus selalu dijaga kebersihannya yaitu di sterilkan dahulu sebelum dipakai.

#### 4.3.2.3. Main Fermenter (proses perubahan utama)

Tangki main fermenter berfungsi sebagai tempat fermentasi utama yaitu proses perubahan gula menjadi etanol sehingga berlangsung secara anaerob. Tangki ini juga harus tetap dijaga kesterilannya yaitu didinginkan dengan blower kemudian dibersihkan. Kapasitas tangki tersebut juga lebih besar, yaitu 800-900 m<sup>3</sup>.

#### 4.3.3 Unit Distilasi (penyulingan)

Pada unit alkohol ini dilakukan proses destilasi (menyuling) mash hasil dari unit fermentasi untuk mendapatkan alkohol bekadar 96,50% bV, bebas methanol, *acetaldehyde* dan logam berat. Etanol tersebut dapat diproses untuk dibuat asetaldehid dan etil asetat.

Alat-alat utama pada unit destilasi antara lain :

##### 4.3.3.1 Mash Distilling Column/Menara Penyulingan Mash

Fungsi menara ini untuk memisahkan etanol dari pengotor (stillage) yang terdapat dalam mash. Umpan menara ini berasal dari tangki penyimpanan mash dimana hasil bawah yang diperoleh (stillage) dapat juga digunakan sebagai umpan mash dalam pre heater sebelum dibuang ke kanal/penampungan limbah. Menara ini merupakan menara distilasi vakum dengan 39 tray (baki) dan dengan sumber energi utama berupa steam sistem open steam.

#### 4.3.3.2 Rectifying Column/Menara Pemurnian

Menara ini merupakan menara pemurnian alkohol/etanol mentah dengan tray (baki) yang berfungsi untuk memisahkan *lutter water* dari alkohol (etanol) sebagai hasil dari menara hydroselection dan untuk pengambilan heads, feints serta fassel oil. Produk yang dihasilkan dari menara ini adalah etanol sebagai produk utama yang kemudian dimasukan ke dalam falling film heat exchanger untuk diembunkan. Hasil kondensasi tersebut diumpankan kembali ke menara recovery.

#### 4.3.3.3 Hydro Selection Column

Menara ini merupakan kolom dengan sieve tray (nampan saringan) yang menggunakan steam langsung sebagai sumber energi utama dan berfungsi untuk memisahkan etanol dari pengotor ringan yang berasal dari hasil cair kondensor dan absorber. Etanol diambil dari hasil samping menara rekoveri dan *lutter water* sebagai hasil bawah. *Lutter water* dari menara ini bersama etanol yang terserap (crude etanol) sebagian dikembalikan ke menara hydroselection dan sebagian lagi diumpankan ke menara pemurnian.

Hasil atas menara hydroselection column yang berupa etanol dengan pengotor ringan diumpankan ke menara rekoveri (recovery column) untuk diambil etanolnya

sekaligus diambil energi (panas) sebagai sumber panas pada menara tersebut. Sebagai media pemisah pada menara hydroselection digunakan dengan energi panas dari:

4.3.3.3.1 Sistem open steam dengan pembawa panas steam dari unit ketel.

4.3.3.3.2 Memanfaatkan panas dari luter water (hasil bawah yang mana akan dikembalikan lagi ke menara hydroselection setelah melewati heat exchange dengan pemanas refluks dari fermentor.

4.3.3.3.3.Recovery Column

Menara ini merupakan menara recovery dengan tray yang berfungsi untuk mengambil etanol yang masih terbawa pengotor ringan dari menara hydroselection. Etanol diambil dengan pemurnian yang tidak diembunkan. Energi yang digunakan pada kolom ini berasal dari uap hasil atas menara hydroselection yang dimasukkan pada dasar bawah recovery column ini. Cairan yang berasal dari tray ke 20 pada menara pemisahan produk, yang mana masih mengandung fassel oil, feints, dan head alkohol, juga dimasukkan ke dalam menara rekoverti.

Hasil atas menara ini diembunkan dalam kondensor, dimana air pendingin berasal dari

menara pendingin. Sebagian hasil kondensasi tersebut dikembalikan sebagai refluks dan sisanya diambil sebagai heads etanol, sedangkan gas yang tak dapat dikondensasikan dibuang ke udara. Hasil samping menara rekoveri berupa feints dan fassel oil. Fassel oil dicuci dalam menara pencucian sebelum diambil produk etanol yang terserap dikembalikan ke menara rekoveri. Hasil bawah menara rekoveri yang berupa litter water dibuang ke kanal.

#### 4.3.4 Unit Pengolahan Limbah

Pengolahan limbah merupakan rangkaian proses yang wajib dilaksanakan oleh perusahaan. Limbah yang dihasilkan sebagian besar berupa *stillage*. *Stillage* merupakan limbah dari unit alkohol yang mana berwarna coklat dan memiliki spesifikasi sebagai berikut:

- |           |                               |
|-----------|-------------------------------|
| a. Debit  | : 1.000 m <sup>3</sup> /hari  |
| b. Suhu   | : > 50°C                      |
| c. pH     | : 4,5 – 5                     |
| d. BOD    | : 50.000 – 70.000 ppm         |
| e. COD    | : 100.000 – 120.000 ppm       |
| f. TSS    | : 7.000 – 10.000              |
| g. TDS    | : 90.000 – 120.000 ppm; serta |
| h. Sulfat | : > 2.500 ppm                 |

Sebelum dibuang, limbah terlebih dahulu dilakukan proses pengolahan limbah dengan tujuan mengembalikan kualitas buangan agar memenuhi persyaratan limbah buangan plastik. Unit pengolahan limbah tetes tebu dibagi menjadi empat bagian, yaitu:

#### 4.3.4.1 Bak Persiapan, terdiri dari:

1. Bak berjumlah 2 buah, bak ini bertujuan untuk mengendapkan lumpur yang terbawa limbah. Bak ini bekerja setiap 2 minggu.
2. Bak penetralan, bak ini bertujuan untuk menetralkan limbah dengan bubuk kapur hingga dicapai pH yang cukup netral.

#### 4.3.4.2 Bak penguraian

Terdiri dari 4 bak, yaitu bak anaerob I ( $36.215 \text{ m}^3$ ), bak anaerob II ( $38.680 \text{ m}^3$ ), bak anaerob III ( $29.296 \text{ m}^3$ ), dan bak maturasi IV ( $12.543 \text{ m}^3$ ). Stillage murni dari area

alkohol diencerkan empat kali dari bak IV dan masuk ke bak anaerob I, II, dan III secara paralel. Dalam bak anaerob I, II, dan III, limbah didiamkan supaya mengalami

degradasi secara biologis. Spesifikasi limbah keluar dari bak anaerob I, II, dan III adalah:

pH	: 7 – 7,5;
COD	: 12.000 ppm;
BOD	: 4.000 ppm; serta

TSS : 10.000 ppm.

Dari bak anaerob I, II, dan III, kemudian masuk ke bak maturasi IV. Pada bak maturasi IV, limbah juga mengalami proses yang sama dengan yang ada di bak anaerob. Dari bak IV, limbah di-recycle sebagian ke bak anaerob sebagai pengencer sejumlah 3.000 m<sup>3</sup>/hari dan sisanya didistribusikan ke lahan pertanian dan untuk pupuk sebesar 10.000 m<sup>3</sup>/hari.

#### 4.3.4.3 Bak kontrol

Dari bak kontrol limbah yang sudah dinetralkan, sebagian lagi dialirkan ke bak pembuangan dan sebagian lagi dialirkan ke kolom anaerob. Di dalam kolom ini, limbah dibiarkan mengalami proses anaerob oleh bakteri sehingga menghasilkan gas H<sub>2</sub>S (hidrogen sulfida) dan CH<sub>4</sub> (metana) yang berbau serta penurunan BOD atau COD. Ke dalam kolom anaerob I, ditambah nutrisi seperti urea dan TSP untuk kelangsungan hidup bakteri. Waktu tinggal di kolom ini adalah selama 35 hari. Penambahan limbah ke dalam kolom anaerob I terjadi secara terus-menerus sehingga terjadi aliran secara overflow menuju kolom anaerob II. Di dalam kolom anaerob II, terjadi proses yang sama dengan kolom anaerob I, tetapi waktu tinggalnya hanya 20 hari, begitu pula dengan kolom anaerob III. Setelah terjadi overflow pada bak III, limbah masuk ke bak IV. Di sini terjadi proses anaerob dengan

bantuan aerator. Waktu tinggal di kolom anaerob IV adalah selama 14 hari. Dari bak ini, limbah mengalir secara overflow ke bak V yang bertugas sebagai bak maturasi. Spesifikasi limbah yang keluar dari bak adalah:

pH : 6,8 – 7;  
 COD : 100 – 200 ppm (maksimal 300 ppm);  
 BOD : 40 – 80 ppm (maksimal 100 ppm); serta  
 TSS : 80 – 100 ppm.

Limbah yang telah diolah dapat digunakan untuk pupuk karena mengandung unsur-unsur nitrogen (N), fosfor (P), dan kalium (K) yang tinggi, dimana unsur N dan P berasal dari penambahan nutrisi pada fermentasi alkohol, sedangkan unsur K berasal dari tanaman tebu.

#### 4.3.4.4 Unit Evaporator Plant

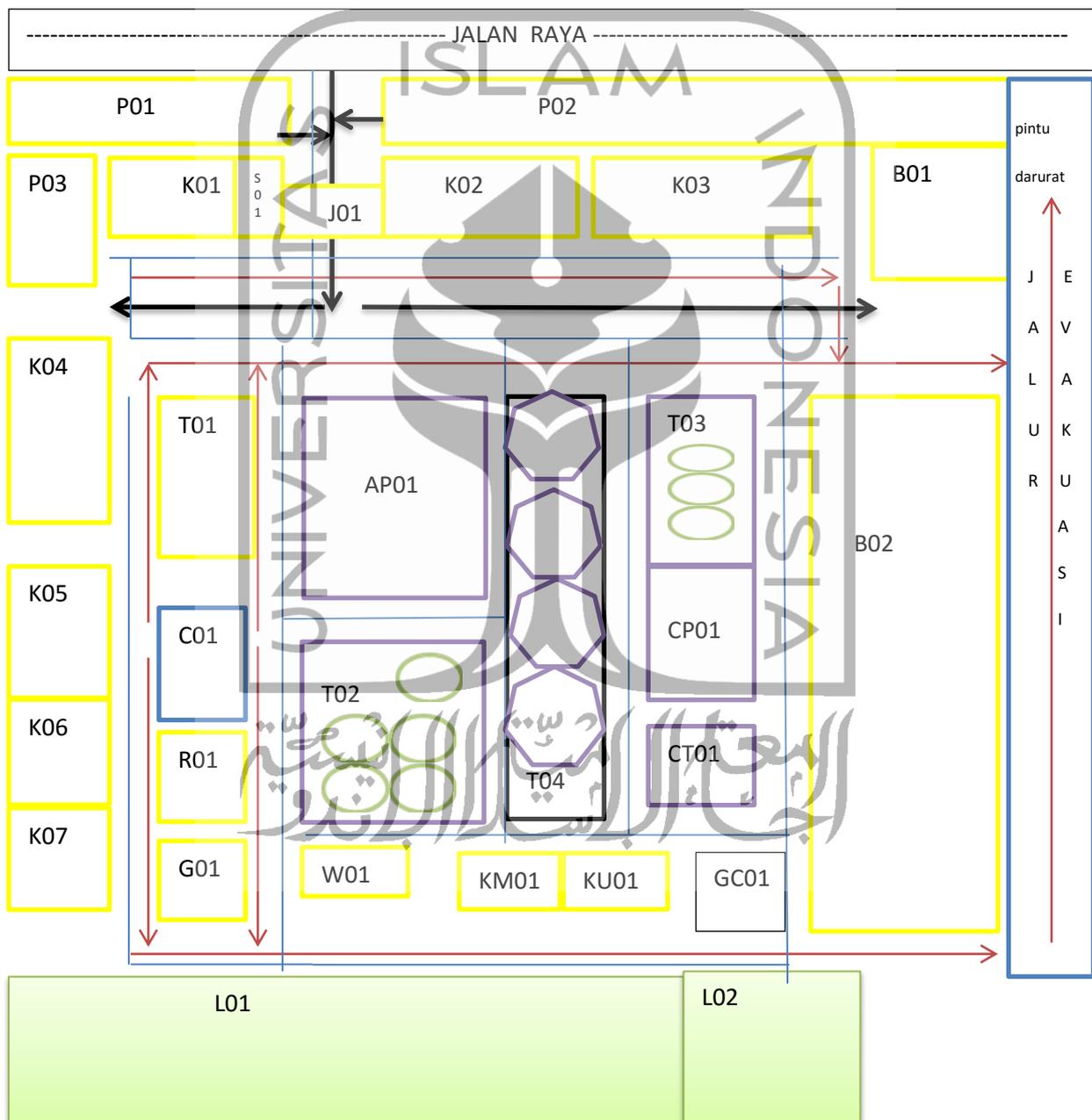
Stillage dengan konsentrasi 5% TS dari alcohol plant dipekatan di unit evaporator plant dengan 3 stage dan dihasilkan stillage dengan konsentrasi 65% TS dan water dari hasil produk atau stillage dengan konsentrasi 65% TS digunakan untuk:

- a. Pembuatan pupuk cair Pupuk Organik.
- b. Pembuatan briket sebagai bahan baku boiler.
- c. Pembuatan makanan ternak dengan stillage waste unit fermentasi

#### 4.3.5 Unit CO<sub>2</sub> & Biogas Plant

Dari pengolahan limbah tersebut dapat dibagi menjadi 2 jenis limbah yaitu limbah cair yang dapat diolah menjadi biogas dan limbah gas berupa CO<sub>2</sub>. Kedua limbah tersebut dapat diolah sendiri atau dijual.

##### Tata Letak Mesin/Alat Proses



Gambar 4.3 Tata Letak Mesin/Alat proses

Skala 1 : 1000

 jalur mobil/truck

 jalur evakuasi

 jalur personal

Keterangan :

P01 = Parkir karyawan 450 m<sup>2</sup>

P02 = Parkir truck tangki pemasok 930 m<sup>2</sup>

P03 = Garasi 200 m<sup>2</sup>

S01 = Pos satpam 50 m<sup>2</sup>

J01 = Pintu Utama dan Jembatan timbang 120 m<sup>2</sup>

K01 = Kantor Utama 270 m<sup>2</sup>

K02 = Kantor Produksi dan Lab 320 m<sup>2</sup>

K03 = Mess 320 m<sup>2</sup>

K04 = Gudang produksi sdh dikemas 345 m<sup>2</sup>

K05 = Filling 300 m<sup>2</sup>

K06 = Kantin 225 m<sup>2</sup>

K07 = Mushola 225 m<sup>2</sup>

B01 = Bak pembongkaran tetes 400 m<sup>2</sup>

B02 = Bak penampungan tetes 2400 m<sup>2</sup>

CP01 = CO2 plant 900 m<sup>2</sup>

AP01 = Area Produksi/Destilasi 810 m<sup>2</sup>

AP02 = Area produksi/fermentasi 729 m<sup>2</sup>

T01 = Tangki produk 480 m<sup>2</sup>

T02 = Tangki produk/fermentasi 900 m<sup>2</sup>

T03 = Tangki CO2 375 m<sup>2</sup>

T04 = Tangki tetes 975 m<sup>2</sup>

C01 = Compresor 180 m<sup>2</sup>

R01 = Ruang Kendali 180 m<sup>2</sup>

G01	= Power station	180 m <sup>2</sup>
W01	= Workshop	200 m <sup>2</sup>
KM01	= Kantor Mekanik	150 m <sup>2</sup>
KU01	= Kantor utility	150 m <sup>2</sup>
GC01	= Gudang Chemical	200 m <sup>2</sup>
CT01	= Sumber air/Cooling tower	150 m <sup>2</sup>
L01	= Penampungan limbah	840 m <sup>2</sup>
L02	= Pengolahan limbah	240 m <sup>2</sup>
Prasarana jalan/saluran/taman dll		10.661 m <sup>2</sup>
Tanah untuk perluasan pabrik		6000 m <sup>2</sup>
Total luas tanah +/-		30.000 m <sup>2</sup>

#### 4.4 Alir Proses dan Material

Alir proses dalam pembuatan etanol berbahan tetes tebu dimulai dari penerimaan bahan baku dari supplier yang ditampung dalam bak penampungan tetes tebu mentah dengan kekentalan minimal 85° bx, proses ini akan dijelaskan dengan diagram alir dua tahap, yang pertama alir proses fermentasi dan yang kedua alir proses penyulingan/distilasi hingga menghasilkan produk yang diinginkan.

#### 4.4.1 Neraca Massa

##### 4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.1. Neraca Massa Total

No	Komponen	Laju Alir (kg/jam)							
		1	2	3	4	5	6	7	8
1	C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	19.021,09	-	1.012,54	-	-	-	-	-
2	H <sub>2</sub> O	8.120,25	-	7.176,39	-	7.123,22	201,62	6.920,49	-
3	CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	-	922,81	922,81	-	922,81	-	922,81	-
4	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	8,86	8,86	-	8,86	-	8,86	-
5	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	-	27,69	27,69	-	27,69	-	27,69	-
6	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (glukosa)	-	-	9.476,20	-	1.054,63	-	1.054,63	-
7	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (fruktosa)	-	-	9.476,20	-	9.476,10	-	9.476,21	-
8	Ragi/yeast	-	-	-	18,83	18,83	-	18,83	-
9	CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	4.639,51
10	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	-	-	-	-	4.858,88	4.848,88	-	-
Total		27.141,34	959,36	28.100,68	18,83	23.480,03	5.050,5	18.429,52	4.639,51

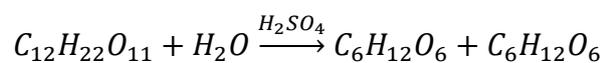
## 4.4.1.2 Neraca Massa per Alat

## 4.4.1.2.1 Mixer (M-01)

Tabel 4.2 Mixer

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	1	2	
C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	19.021,09	-	1.012,54
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (glukosa)	-	-	9.476,20
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (fruktosa)	-	-	9.476,20
H <sub>2</sub> O	8.120,25	-	7.176,39
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	8,86	8,86
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	-	27,69	27,69
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	-	922,81	922,81
Total	27.141,34	959,36	28.100,7
	28.100,7		

Reaksi kimia:



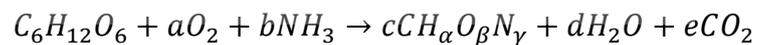
4.4.1.2.2 *Seed fermentor (SF-01), pre fermentor (PF-01), dan main fermentor (MF-01)*

Tabel 4.3 *Seed fermentor (SF-01), pre fermentor (PF-01), dan main fermentor (MF-01)*

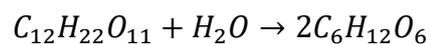
Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	3	4	5	8
C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	1.012,54	-	-	
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (glukosa)	9.476,2	-	1.054,63	
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (fruktosa)	9.476,2	-	9.475,1	
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	-	-	4.858,88	
H <sub>2</sub> O	7.176,39	-	7.123,22	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	8,86	-	8,86	
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	27,69	-	27,69	
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	922,81	-	922,81	
Ragi/yeast	-	18,83	18,83	
CO <sub>2</sub>	-	-	-	4.639,51
Jumlah	28.100,7	18,83	23.480,03	4.639,51
	28.119,53		28.119,53	

Reaksi kimia:

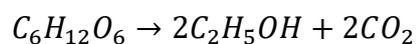
- Reaksi pertumbuhan ragi/yeast di *seed fermentor* dan *pre fermentor*



- Reaksi hidrolisa



- Reaksi fermentasi



## 4.4.1.2.3 Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.4 Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	5	6	7
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (glukosa)	1.054,63	-	1.054,63
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (fruktosa)	9.475,1	-	9.476,2
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	4.858,88	4.848,88	-
H <sub>2</sub> O	7.123,22	201,62	6.920,49
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	8,86	-	8,86
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	27,7	-	27,7
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	922,81	-	922,81
Ragi/yeast	18,83	-	18,83
Jumlah	23.480,03	5.050,5	18.429,52
		23.480,03	

## 4.4.2 Neraca Panas

## 4.4.2.1 Mixer

Tabel 4.5 Mixer

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)
	1	2	
C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	7.578.230.509	-	403.408.086,5
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (glukosa)	-	-	1.726,247767
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (fruktosa)	-	-	1.249.342,208
H <sub>2</sub> O	3.369.903.750	-	2.978.201.850
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	3.882,2748	3.882,2748
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	-	7.244,941573	7244,941573
CO(NH <sub>2</sub> ) <sub>2</sub>	-	11.598.337,49	11.598.337,49
Total	10.948.134.259	11.609.464,7	3.394.470.470
	10.959.743.724		3.394.470.470

4.4.2.2 *Seed fermentor (SF-01), pre fermentor (PF-01), dan main fermentor (MF-01)*

Tabel 4.6 *Seed fermentor, pre fermentor dan main fermentor*

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
	3	4	5	8
$C_{12}H_{22}O_{11}$	403.408.086,5	-	-	-
$C_6H_{12}O_6$ (glukosa)	1.726,247767	-	192,1184317	-
$C_6H_{12}O_6$ (fruktosa)	1.249.342,208	-	1.249.197,184	-
$C_2H_5OH$	-	-	2.397.989,844	-
$H_2O$	2.978.201.850	-	2.956.136.300	-
$H_2SO_4$	3.882,2748	-	3.882,2748	-
$H_3PO_4$	7244,941573	-	7.244,941573	-
$CO(NH_2)_2$	11.598.337,49	-	11.598.337,49	-
Ragi/yeast	-	147.325,92	147.325,92	-
$CO_2$	-	-	-	95.286,25638
Total	3.394.470.470	147.325,92	2.971.540.470	95.286,25638
	3.394.617.796		2.971.635.756	

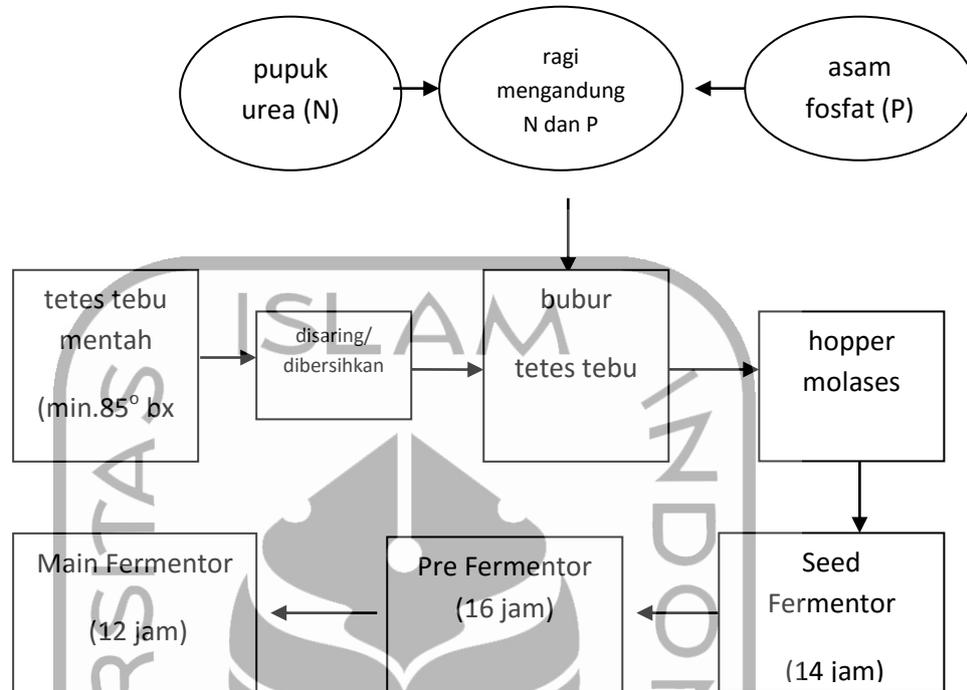
4.4.2.3 Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.7 Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	5	6	7
$C_6H_{12}O_6$ (glukosa)	192,1184317	-	192,1184317
$C_6H_{12}O_6$ (fruktosa)	1.249.197,184	-	1.249.343,526
$C_2H_5OH$	2.397.989,844	2.397.989,844	-
$H_2O$	2.956.136.300	83.672.300	2.872.003.350
$H_2SO_4$	3.882,2748	-	3.794,6388
$H_3PO_4$	7.244,941573	-	7.244,941573
$CO(NH_2)_2$	11.598.337,49	-	11.598.337,49
Ragi/yeast	147.325,92	-	147.325,92
Total	2.971.540.470	86.070.289,84	2.885.009.589
		2.971.079.878	

#### 4.4.3 Proses Fermentasi

Diagram alir proses Fermentasi



Gambar 4.4 Alur Proses Material Fermentasi

Penjelasan :

Tetes tebu mentah dengan kekentalan minimal 85 °brix disaring/dibersihkan, kemudian setelah menjadi semacam bubur tetes dicampur ragi/yeast yang mengandung unsur N dan unsur P kemudian dimasukkan ke molasses hopper (gerobak tetes tebu).

Dari hopper dipompakan ke dalam tangki Seed Fermentor untuk pembuatan media yang berfungsi mengembangbiakan yeast berupa *Saccharomyces cereviseae* (ragi yang dapat merubah glukosa menjadi alkohol) sehingga proses yang berlangsung masih berupa reaksi aerob (akrobatik). Proses ini Gambar Flow diagram proses

fermentasi dengan mengisi mash  $0,5 \text{ m}^3$  dicampur air  $1,7 \text{ m}^3$  kemudian diukur kekentalanya dengan brix weigher antara 16-18 °bx dan selalu dijaga ke sterilnya. Selain itu media harus tetap dijaga pada suhu  $32-35 \text{ }^\circ\text{C}$  dengan menggunakan jaket cooler. Sebelum di transfer ke pre fermenter, terlebih dahulu diambil kulturnya 16 liter yang akan diunakan sebagai inokolumbatch berikutnya. Waktu inkubasi 14-16 jam dan maksimal 28 jam, brix akhir 9-10 °bx, TS akhir  $3,5-4,0 \times 10^8$  kadar alkool 3-5%.

Tangki kedua yaitu pre fermentor, tangki ini berfungsi sebagai tangki pengembangbiakan yeast dalam kapasitas yang lebih besar yaitu  $50 \text{ m}^3$ , tangki harus dalam kondisi steril. Proses ini dilakukan selama 16 jam dan alkohol yang terbentuk masih berkisar 3-4%.

Tangki ketiga adalah tangki main fermentor yang merupakan tempat fermentasi utama yaitu proses perubahan glukosa menjadi ethanol sehingga berlangsung secara anaerob. Kapasitas tangki ini lebih besar yaitu  $800-900 \text{ m}^3$  dan lamanya proses 12 jam. Alkohol yang dihasilkan dalam proses ini antara 10-12%.

#### 4.4.4 Hasil Pengamatan dan Pembahasan

- a. Neraca Panas pada Tangki Seed Fermentor, Pre Fermentor, dan Main Fermentor

Tabel 4.8. Neraca Panas Tangki Seed Fermentor

No	Jam analisis	pH	°Bx	Jumlah sel 10 <sup>8</sup>	Alkohol (%)
1	08.00	4,78	18,6	0,03	
2	12.00	4,80	18,5		
3	16.00	4,79	18,0		
4	20.00	4,74	17,5		
5	22.00	4,71	14,5	3	2,3

Tabel 4.9 Neraca Panas Tangki Pre Fermentor

No	Jam analisis	pH	°Bx	Jumlah sel 10 <sup>8</sup>	Alkohol (%)
1	22.00	4,64	16,2	0,09	
2	24.00	4,63	16,2		
3	04.00	4,56	14,5		
4	08.00	4,64	12,2		
5	11.30	4,46	6,1	4,6	5,0

Tabel 4.10 Neraca Panas Tangki Main Fermentor

No	Jam	Udara, m <sup>3</sup> /jam	Suhu, °C	pH	Bx	% Alc	Jumlah sel × 10 <sup>8</sup>
1	22.35	200	35,4	4,77	17,2		1,8
2	24.00	200	35,6	4,76	15,6		
3	04.00	200	36,8	4,64	11,5		
4	08.00	200	37,8	4,65	8,5		
5	12.00	200	35,9	4,69	8,1		
6	16.00	200	33,9	4,71	8,0		
7	20.00	200	33,8	4,71	8,0		
8	24.00	200	33,7	4,68	7,8		

Tabel 4.10 Neraca Panas Tangki Main Fermentor (lanjut)

No	Jam	Udara m <sup>3</sup> /jam	Suhu, oC	pH	Bx	% Alc	Jumlah sel x 10 <sup>8</sup>
9	04,00	200	33,7	4,63	7,8		
10	08.00	200	33,7	4,60	7,8		
11	12.00	200	33,8	4,57	7,8		
12	16.00	200	33,8	4,52	7,4	8,7	
13	20.00	200	33,8	4,46	7,4		
14	20.50	200	33,8	4,46	7,4	8,8	2,05

Catatan : Data diambil saat prakek kerja di PT Indo Acidatama pada saat

produksi tanggal 17 Juni 2017

#### 4.5 Pelayanan Teknik

##### 4.5.1 Unit Air/Cooling Tower

Unit ini bertugas untuk memasok kebutuhan air baik untuk cooling water, process water, service water dan soft water. Sumber kebutuhan air diambilkan dari air bawah tanah (ABT) yang berkedalaman 150-250 meter, kedalaman ini dimaksudkan untuk menjaga kualitas air yang dihasilkan baik dan berdebit besar, selain itu juga untuk menjaga agar tidak mengganggu siklus air permukaan (sumur, sungai, kolam dll) yang berada di lingkungan sekitar. ngan menggunakan pompa air deep well (well pump) yang berkekuatan 11 kw dan berdebit antara 20-303/jam. Air ini masih mengandung pengotor untuk itu dilakukan proses penyaringan dialirkan ke sandfilter dengan menggunakan media pasir silika, sistem ini digunakan beberapa pabrik serupa karena :

- a. Pre treatment dapat dilakukan dalam waktu singkat;
- b. Dapat menghilangkan bakteri dan turbiditas semaksimal mungkin
- c. Waktu penyaringan cepat
- d. Pemakaian air pencuci (wash water) sedikit
- e. Sebagai langkah awal proses pengolahan air yang berlanjut ke proses pelunakan air (soft water).

Sandfilter dioperasikan secara batch dengan sistem kontrol berupa kontrol tekanan. Setelah melewati proses filtrasi air ditampung dalam bak yang disebut dengan water pit.

Unit ini dilengkapi dengan bak Cold Basin sebagai penampung air yang sudah didinginkan dan bak Heat Basin sebagai penampung air balik dari plant. diperlukan 2 unit cooling tower untuk melayani kebutuhan air di plant dengan menggunakan beberapa pompa distribusi yang berkekuatan 37,5 – 90 kw.

Sistem kerja dari cooling tower bermula dari air dingin di cold basin dialirkan ke plant dengan bantuan pompa distribusi, setelah melalui proses pertukaran panas (menyerap panas dari plant) air kembali ke unit cooling tower dan ditampung di bak hot basin. Dari sini, air dialirkan ke atas dengan pompa sirkulasi berkekuatan 30 kW menuju dek atas cooling water dan dijatuhkan untuk dibuat seperti titik-titik air oleh kisi-kisi kayu, karena udara di dalam ruang cooling tower dihisap oleh fan berkekuatan 55 kW maka terjadi perbedaan tekanan udara luar dan udara di dalam cooling tower sehingga udara luar masuk melewati kisi-kisi.

Dengan begitu, akan terjadi persinggungan antara titik-titik air yang masih bersuhu panas dengan udara luar yang masuk melalui kisi-kisi sehingga air akan menjadi lebih dingin, dan air hasil pendinginan tersebut ditampung di cold basin untuk didistribusikan lagi ke plant.

Oleh karena bersifat open cooling system, cooling tower ini akan sangat rentan terhadap mikroorganismenya, yang mana jika tidak dikontrol, akan menyebabkan terjadinya biofouling. Beberapa jenis fouling yang sering ditemukan adalah:

- a. Inorganic fouling (scale/bentuk kristal  $\text{CaCO}_3$ /kalsium karbonat,  $\text{CaSO}_4$ /kalsium sulfat,  $\text{CaSiO}_3$ /wollastonit,  $\text{MgSiO}_3$ /enstatit);
- b. Sedimentasi fouling (pasir/lumpur);
- c. Organic fouling (minyak/waxes); serta
- d. Mikrobial fouling (algae, fungi, bakteri)

Dalam sistem pendinginan di cooling tower, biofouling memiliki pengaruh yang mana dapat dilihat pada tabel berikut

Tabel 4.11 Pengaruh Biofouling di Cooling System

Bentuk biofouling	Efek
1. Pertumbuhan algae cooling tower	Distribusi aliran tidak rata Tidak enak dilihat Potensial menambah nutrisi air

Tabel 4.11 Pengaruh Biofouling di Cooling System (lanjut)

Bentuk biofouling	Efek
2. Biofilm di pipa dan pompa	Menurunkan flow rate Meningkatkan turbulensi Meningkatkan kebutuhan energi untuk pompa
3. Biofilm di distribution deck	Distribusi aliran tidak rata
4. Biofilm yang Terkelupas	Menyumbat pipa/pompa/filter
5. Biofilm di heat Exchanger	Sebagai bahan isolasi panas Menurunkan efisiensi HE Mencegah aksi inhibitor korosi
6. Mikroba pembentuk korosi	Korosi logam
7. Pertumbuhan fungi	Menyumbat pipa/filter Merusak kayu cooling tower

Oleh karena itu, diperlukan treatment yang baik agar tidak terjadi fouling di cooling system, dimana penjagaan tersebut dilakukan dengan menjaga parameter standar yang dapat dilihat pada berikut

Tabel 4.12 Parameter Standar Cooling Tower

Parameter	Unit	Nilai
pH		7,5 – 8,5

Tabel 4.12 Parameter Standar Cooling Tower (lanjut)

Parameter	Unit	Nilai
Konduktivitas	ms/cm	Maks 1.500
M. Alkalinity	ppm CaCO <sub>3</sub>	150 – 400
Ca Hardness	ppm CaCO <sub>3</sub>	100 – 300
Total Hardness	ppm CaCO <sub>3</sub>	Maks 350
Total Iron	ppm Fe	Maks 2
Chloride	ppm Cl	Maks 350
Silica	ppm SiO <sub>2</sub>	Maks 180
Ortho Phosphate	ppm PO <sub>4</sub>	4 – 9
O-PO <sub>4</sub> (unfiltered-filtered)		Maks 2
Zinc	ppm Zn	0,1 – 0,5
Free residual halogen	ppm Cl <sub>2</sub>	0,2 – 0,5
COD	Ppm	Maks 100
Cycle of cone – Silica		2,5
Total Aerobic Bacteria	cfu/ml	1×10 <sup>6</sup>
Slime Former Bacteria	cfu/ml	5×10 <sup>5</sup>

#### 4.5.2 Biogas Plant

Biogas merupakan hasil samping dari pengolahan limbah (Waste Water Treatment/WWT) yang berasal dari stillage area 300, dimana sistem operasi biogas plant dapat dilakukan dengan:

- a. Gas dari bak anaerob dialirkan melalui pipa PVC menuju biogas plant dengan cara dihisap oleh blower 951
- b. Masuk ke kolom scrubber 1 dimana didalamnya terdapat media air yang disemprotkan untuk memisahkan/menangkap partikel-partikel kotoran dan unsur sulfur yang terbawa oleh gas metana agar tidak mengganggu pernafasan, sedangkan airnya sendiri setelah terpakai dialirkan ke WWT sebagai pengencer
- c. Kemudian dilewatkan ke kolom scrubber 2 yang mana didalamnya dilengkapi plat besi dengan posisi diagonal yang berfungsi untuk menangkap kandungan air yang ikut lolos dari kolom scrubber 1 agar pembakaran di dalam boiler menjadi sempurna; serta
- d. Gas akan dihisap oleh blower 952 sehingga tekanan biogas menjadi 0,6 bar dan didapatkan pembakaran biogas di boiler mencapai 48.000 m<sup>3</sup>N/hari.

#### 4.5.3 Boiler

Boiler memiliki tugas sebagai penyedia steam dengan cara memanaskan soft water agar menjadi uap/steam untuk melayani kebutuhan plant. Adapun boiler memiliki bagian-bagian sebagai berikut:

- a. Dapur pembakaran

Tempat bertemunya udara/oksigen yang dihembuskan oleh blower, bahan bakar (solar, batubara, dan gas metana), dan api-

api sehingga terjadi pembakaran. Bagian ini juga disebut lorong api.

b. Pipa api

Di dalam boiler, terdapat pipa-pipa api tersusun sejajar dan terendam feed water yang mana berfungsi sebagai jalannya gas panas yang dihasilkan dari pembakaran di lorong api, sehingga suhu feed water menjadi naik dan akhirnya akan menguap.

c. Heat exchanger (HE)

Sebagai pemanas awal soft water dengan menggunakan sistem cell and tube. Sumber panas berasal dari air blowdown.

d. Deareator

Alat yang berfungsi untuk membuang sisa-sisa oksigen yang ikut terbawa bersama feed water boiler agar tidak terjadi korosi dalam boiler.

e. Feed water tank

Tempat lanjutan pemanas feed water dimana feed water mendapat perlakuan panas dari steam header dan tempat untuk

menampung feed water boiler.

f. Economizer

Bagian terakhir sistem pemanas awal feed water sebelum masuk ke ruang boiler dengan memanfaatkan panas dari gas bekas pembakaran sebelum masuk ke cerobong.

g. Blower

Kipas/fan yang berputar untuk menghembuskan udara tekan ke dalam ruang bakar. Air pada boiler harus dijaga parameter kontrolnya dengan cara menggunakan bahan kimia yang

diinjeksikan secara kontinyu dan dengan dosis tertentu agar tidak terjadi gangguan dalam peralatan sistem pemanas air di boiler. Parameter kontrol tersebut dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 4.13 Parameter kontrol air di boiler

Parameter	Unit	Nilai
pH		10,0 – 12,0
Alkalinitas	ppm $\text{CaCO}_3$	Maks $2,5 \times \text{SiO}_2$
Kesadahan	ppm $\text{CaCO}_3$	Trace
Chlorine	ppm Cl	Maks 200
Silika	ppm $\text{SiO}_3$	Maks 450
Besi	ppm Fe	Maks 1,0
Konduktivitas	Uscm-	Maks 5000
/TDS	1/ppm	
Sulfit	ppm $\text{SO}_3$	20 – 40
Kenampakan		Jernih

Dibutuhkan tiga unit boiler dengan sistem kerja pembakaran yang berbeda:

a. Boiler Omnical

Pada boiler ini, selain dilengkapi dengan alat-alat sebelumnya, juga dilengkapi dengan:

1) Burner, berbentuk double cup berfungsi sebagai injektor masuknya bahan bakar residu ke dalam ruang pembakaran. Burner ini digerakkan oleh motor dan berputar cepat sekali sehingga residu yang tadinya berbentuk cairan kental berubah seperti kabut agar mudah meledak.

2) Busi-ignition, berfungsi sebagai alat pemicu api dan hanya bekerja sekali saja di awal pembakaran pada ruang pembakaran.

3) Selenoid Valve Gas, berfungsi sebagai pintu masuk gas metana yang digerakkan secara otomatis. Gas metana ini berasal dari biogas plant.

#### b. Boiler Alstom

Peralatan utama boiler ini pada umumnya sama, di dalam ruang bakar/furnace terdapat dua stocker triumph dan dua lorong api. Forced draft fan ada di kedua sisi stocker dan induced draft fan sebagai blower penyeimbang tekanan pembakaran. Boiler Alstom menggunakan batubara sebagai

bahan bakarnya, sehingga sistem pembakaran dan peralatannya pun berbeda. Pada boiler jenis ini juga dilengkapi oleh alat-alat sebagai berikut:

- 1) Silo dan coal hopper, sebagai tempat menampung batubara sebelum masuk ke ruang bakar;
- 2) Swing Chute, berbentuk lorong karena berfungsi sebagai jalan batubara dan bergerak mengayun untuk membagi batubara di atas stocker;

3) Guillotine, merupakan alat semacam pintu yang bisa dinaikkan dan diturunkan dan berfungsi untuk meratakan/mengatur ketebalan batubara di atas stocker;

4) Stocker/Chain Grate, berbentuk bed sebagai tempat diletakkannya batubara dan bergerak berputar untuk membawa batubara masuk ke dalam lorong api/dapur pembakaran;

5) Bak Pendingin, berisi air untuk mendinginkan abu batubara bersuhu panas yang baru keluar dari ruang pembakaran; serta

6) Ash Collector, penangkap partikel abu hasil pembakaran batubara yang terakhir agar tidak mencemari udara sebelum keluar dari cerobong.

#### c. Boiler Basuki

Boiler ini merupakan kombinasi dari boiler pipa api dan pipa air. Pembakarannya menggunakan batubara jenis bituminous.

Di dalam ruang bakarnya terdapat pipa-pipa air atau inbed tubes yang ditanamkan dalam pasir (bed) dan juga di dinding bagian atasnya atau membran wall. Sedangkan di boiler shell-nya terdapat pipa api atau fire tube. Media pembakarannya menggunakan pasir silika berukuran 0,8 – 1,2 mm.

Sistem pembakaran di Boiler Basuki berbeda dengan dua jenis boiler sebelumnya, dimana pada Boiler Basuki pembakaran dilakukan dengan sistem sebagai berikut:

Arang kayu dibakar di atas media pasir silika di dalam ruang bakar hingga panas didapatkan sekitar 500 °C, bersamaan

dengan itu aliran udara dari blower (forced draught fan) melewati celah tumpukan pasir dan arang kayu sehingga pasir berhamburan bergerak bebas atau terjadi pemisahan partikel (fluidisasi). Setelah proses pemanasan awal ini, batubara dari Screw Feed dimasukkan ke ruang bakar atau furnace secara bertahap hingga pembakaran dengan fluidisasi dicapai suhu  $800 - 900 \text{ }^{\circ}\text{C}$ . Pada setiap pembakaran umumnya terdapat partikel yang tidak terbakar sekitar 5%, terdiri dari pasir silika dan abu batubara. Sisa pembakaran dikeluarkan melalui pipa drain atau ash screw.

#### 4.5.4 Power Station

Unit ini bertugas untuk mensuplai kebutuhan tenaga listrik di seluruh perusahaan.

Sumber tenaga listrik ini berasal dari:

PLN kapasitas : 2 trafo  $\times$  1090 kw = 2180 kw terpasang

Diesel/genset MaK : 3 unit  $\times$  900 kw = 2700 kw

Total tenaga listrik yang dibutuhkan adalah 4880 kw. Untuk pendistribusian tenaga listrik ke unit pengguna diatur dengan kode COS (Change Over Switch) yang dibagi dalam 8 panel COS di ruang central power. Peralatan yang ada di ruang ini adalah 2 buah transformator, cubicle, beberapa panel power COS yang berisi ACB (Air Circuit Breaker) yang berfungsi sebagai penghubung dan pemutus tenaga listrik.

#### 4.5.5 Kompresor

Unit kompresor disini berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk proses produksi di area 400, 450, dan udara kering/instrumen untuk penggerak pneumatik peralatan di semua area dimana pengguna terbesar adalah di plant. Terdapat dua jenis kompresor, yaitu kompresor turbo dan piston.

#### 4.5.4.1 Kompresor Turbo

Ada dua unit masing-masing dengan kapasitas udara terpasang 4800 kg/jam, digerakkan oleh motor yang berkekuatan 500 kW/unit, udara di kompresor ini mengalami perlakuan penempatan sampai 3 kali oleh turbo dimana setiap selesai dimampatkan, udara akan menjadi panas dan didinginkan di inter cooler sedangkan pendinginan udara yang paling akhir adalah di after cooler. Hal ini dilakukan agar didapatkan udara tekan dengan tekanan, suhu, dan aliran yang sesuai dengan kebutuhan plant.

#### 4.5.4.2 Kompresor Piston

Ada 4 unit dengan kapasitas terpasang per unit 1250 kg/jam. Kompresor ini dilengkapi dengan motor berkekuatan 160 kW yang menggerakkan 2 buah piston secara horizontal, yaitu piston low pressure (LP) dan piston high pressure (HP). Sistem kerja kompresor piston adalah sebagai berikut:

- a. Udara bebas/atmosfer dengan tekanan 1 atm dihisap oleh suction valve dan dimampatkan oleh delivery valve cylinder low pressure sehingga tekanan udara

naik dari 1 atm menjadi 2,5 bar yang ditampung dalam tangki LP.

- b. Kenaikan udara kemudian diikuti oleh kenaikan suhu udara dari suhu kamar  $30^{\circ}\text{C}$  menjadi  $64^{\circ}\text{C}$ .
- c. Karena tekanan udara masih rendah maka udara dihisap dan dimampatkan lagi di HP cylinder menjadi 5,5 – 7,2 bar dan suhunya  $64 - 72^{\circ}\text{C}$ .

- d. Seperti pada kompresor turbo, setiap udara mengalami pemampatan dan bersuhu panas maka didinginkan di intercooler dan paling akhir di after cooler agar tercapai suhu maksimum  $60^{\circ}\text{C}$ , sesuai persyaratan sebagai udara proses.

Udara dari 2 jenis kompresor ini kemudian ditampung di tangki stabilizer FA 550 A, B, D yang akan didistribusikan ke plant A dan plant B, sedangkan tangki FA 550 C untuk menampung udara instrumen. Udara instrumen merupakan udara proses dari tangki FA 550 D yang dialirkan ke air dryer,

alat dimana udara mengalami proses pengeringan dan pendinginan dari suhu  $60^{\circ}\text{C}$  menjadi  $10^{\circ}\text{C}$  agar kandungan air di dalam udara terkondensasi, sehingga tidak mengakibatkan

peralatan di plant maupun di control room tidak cepat korosif.

Tahap akhir perjalanan udara instrumen ini adalah melalui Hyper Filter S dan Q sebagai alat untuk memastikan bahwa kandungan air dalam udara instrumen ini sudah sangat minimal.

## 4.6 Organisasi Perusahaan

Sebelum didirikan pabrik, pendiri dan pemegang saham sepakat membuat badan hukum perusahaan berupa Perseroan Terbatas (PT) sesuai undang-undang yang berlaku. Mengingat perusahaan masih baru, organisasi perusahaan dibuat relatif ramping, hal ini disamping belum optimalnya operasional pabrik juga untuk menekan beban biaya tenaga kerja. Organisasi perusahaan mengikuti sistem garis sesuai bagan dengan penjelasan sebagai berikut:

### 4.6.1 Direktur Utama

Direktur Utama yang ditunjuk merupakan salah satu pemegang saham mayoritas yang dipilih oleh rapat umum pemegang saham (RUPS), bertindak sebagai pimpinan tertinggi dan bertanggung jawab terhadap seluruh hasil kegiatan usaha perusahaan kepada dewan komisaris. Direktur Utama dibantu oleh seorang Wakil Direktur Utama yang merangkap sebagai Direktur Operasional. Tugas-tugas pokok seorang Direktur Utama

- a. Menentukan sasaran akhir bagi perusahaan dan merumuskan berbagai kebijaksanaan, sehingga organisasi dapat mengarah dan mencapai sasaran akhir yang diinginkan;
- b. Menentukan strategi perusahaan;
- c. Memilih dan mengangkat direktur/manager;
- d. Memberikan pertimbangan-pertimbangan penting dalam pengambilan keputusan yang mana akan berdampak pada seluruh usaha perusahaan

- e. Mengevaluasi hasil kerja direktur dan manajer selama periode tertentu dan mengambil kebijakan yang diperlukan.

#### 4.6.2 Direktur Operasional

Direktur Operasional merangkap sebagai Wakil Direktur Utama merupakan pimpinan yang membawahi bidang proses dan produksi, bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama. Direktur Operasional membawahi 3 Departmen Head, 6 Section Head dan 12 supervisor. Tugas-tugas pokok Direktur Operasional sebagai berikut:

- a. Merencanakan kegiatan operasional plant (pabrik)
- b. Memimpin dan mengkoordinasikan bawahannya
- c. Bertanggung jawab atas kelancaran proses dan produksi
- d. Mengendalikan kegiatan operasional proses dan produksi dengan mengadakan evaluasi terhadap hasil kegiatan yang diikuti dengan pengambilan tindakan yang diperlukan; serta
- e. Ikut melaksanakan dan memupuk kekompakan di antara karyawan.

#### 4.6.3 Direktur Komersial

Direktur komersial membidangi bagian pemasaran, mengatur arus barang masuk (bahan baku) dan barang keluar (penjualan) menetapkan distribusi barang a. Direktur Komersial bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama dan membawahi 3 departemen head, 4 section head dan 8 supervisor dengan tugas-tugas pokok sebagai berikut:

- a. Merencanakan kegiatan operasional di bidang pemasaran, merencanakan investasi yang harus dilakukan perusahaan;
- b. Mengendalikan aliran barang masuk dan keluar.
- c. Mengevaluasi kegiatan pendistribusian barang dari dan ke dalam perusahaan.
- d. Ikut memupuk kekompakan dan kerjasama antar karyawan.

#### 4.6.4 Direktur Keuangan

Direktur keuangan bertugas untuk mengendalikan aliran kas keluar dan masuk, melakukan kegiatan keuangan sehari-hari dan pemeliharaan/pengawasan keuangan sehari-hari serta membawahi 2 departemen head, 4 section head dan 8 supervisor.

Direktur Keuangan memiliki tugas-tugas pokok antara lain:

- a. Pengawasan Akuntansi
- b. Pengendalian Keuangan
- c. Sumber Daya Manusia
- d. Bagian Umum.

#### 4.6.5 Personalia

Personalia perusahaan dirancang memiliki 4 Direktur, 6 Departemen Head, 10 Section Head, 20 Supervisor, 120 operator dan tenaga umum 15 orang. Tenaga kerja dengan status staff/officer diambil dari lulusan sarjana sedangkan operator dapat diambil dari sekolah menengah atas atau kejuruan.

Penggolongan personalia berdasarkan level jabatan

Tabel 4.14 Rincian Personalia berdasar level jabatan

Level	Peg. Tetap	Peg.Kontrak/	Total
Komisaris	2		2
Direktur Utama	1		1
Direktur	3		3
Dept. Head	7		7
Section Head	16		16
Supervisor	28		28
Operator	92	19	111
Seksi Umum		34	34
<b>Total</b>	<b>149</b>	<b>53</b>	<b>202</b>

Penggolongan personalia berdasarkan pendidikan

Tabel 4.15 Penggolongan personalia berdasarkan pendidikan

Jabatan	Jenjang pendidikan	Jumlah
Komisaris	S1-S3	2
Direktur Utama/Direktur	S1-S3	4
Departmen,Head	S1-S3	7
Section Head	D3-S1	16
Supervisor	D3-S1	28
Operator	SLTA	111
Seksi Umum	SLTP-SLTA	34
Jumlah		202

## Penggolongan personalia berdasarkan unit kerja

Tabel 4.16 Penggolongan personalia berdasarkan unit kerja

Jabatan	Tanggung Jawab	Jumlah
Komisaris	Komisaris Utama	1
	Komisaris	1
Direktur Utama	Direktur Utama	1
Direktur Opr./ Wakil Direktur	Seluruh Unit Produksi	1
Direktur Komersial	Pengadaan, penjualan, dan marketing	1
Direktur Keuangan	Akutansi, pengawasan keuangan dan umum	1
Kepala Departemen	Unit Fermentasi	1
	Unit Distilasi	1
	Unit Bahan Baku	1
	Unit Marketing	1
	Unit Akuntansi	1
	Unit peralatan pendukung	1
	Unit Limbah dan umum	1
	Seksi Kebersihan alat/ reaktor fermentasi	1
Kepala Seksi	Seksi produksi fermentasi	2
	Seksi kebersihan alat distilasi	1
	Seksi produksi distilasi	2
	Seksi bahan baku	1
	Seksi pencampuran/mixer	1
	Seksi Akuntansi	1
	Seksi Keuangan	1
	Seksi alat pendukung	1
Seksi Limbah	1	
Seksi Produk jadi	1	
Seksi Penjualan	1	

Tabel 4.16 Penggolongan personalia berdasarkan unit kerja (lanjut)

Jabatan	Tanggung Jawab	Jumlah
Kepala Seksi	Seksi Marketing	1
	Seksi Umum	1
Pengawal	Seksi Kebersihan alat/ reaktor fermentasi	2
	Seksi produksi fermentasi	4
	Seksi kebersihan alat distilasi	2
	Seksi produksi distilasi	4
	Seksi bahan baku	4
	Seksi pencampuran/mixer	1
	Seksi Akuntansi	1
	Seksi Keuangan	1
	Seksi Alat Pendukung	2
	Seksi Limbah	2
	Seksi Produk Jadi	2
	Seksi Umum	1
	Seksi Marketing	2
	Operator	Seksi Kebersihan alat/ reaktor fermentasi
Seksi produksi fermentasi		16 (2 shift)
Seksi kebersihan alat distilasi		8 (2 shift)
Seksi produksi distilasi		14 (2 shift)
Seksi bahan baku		10 (2 shift)
Seksi pencampuran/mixer		6 (2 shift)
Seksi Akuntansi		4
Seksi Keuangan		4
Sekretaris		2
Seksi alat pendukung		8 (2 shift)
Seksi Limbah		
• Pengolahan	5	
• Penjualan/pembuangn	4	
Seksi Produk jadi/gudang	8 (2 shift)	

Tabel 4.16 Penggolongan personalia berdasarkan unit kerja (lanjut)

Jabatan	Tanggung Jawab	Jumlah
Operator	Seksi Umum	
	- Satpam	12 (3 shift)
	- Humas	2
	- Cleaning Serv	8
	- Sopir	8 (2 shift)
	- Tenaga Medis	2
	- Teknisi Listrik	2
	Seksi Marketing	10

#### 4.6.6. Sistem Pengupahan

Upah Tenaga Kerja disesuaikan dengan golongan dan jabatan, seluruh gaji menggunakan sistem gaji bulanan, hal ini karena tidak ada pekerjaan borongan maupun kerja harian. Upah yang diterima oleh setiap karyawan terdiri dari :

- a) Gaji pokok.
- b) Tunjangan jabatan.
- c) Tunjangan kehadiran (transportasi) bagi staf non-*shift*.
- d) Upah lembur

#### 4.6.7. Penggolongan gaji/upah berdasarkan jabatan

Tabel 4.17 Penggolongan Pegawai berdasarkan jabatan

Jabatan	Jumlah pegawai	Gaji/bulan	Total gaji
Komisaris	2	50.000.000	100.000.000
Direktur Utama	1	60.000.000	60.000.000

Tabel 4.17 Penggolongan Pegawai berdasarkan jabatan (lanjut)

Jabatan	Jumlah pegawai	Gaji/bulan	Total gaji
Direktur	3	50.000.000	150.000.000
Depart.Head	7	20.000.000	140.000.000
Section Head	15	15.000.000	225.000.000
Supervisor	28	10.000.000	280.000.000
Operator produksi	49	6.000.000	294.000.000
Marketing	10	8.000.000	80.000.000
Operator alat	28	5.000.000	140.000.000
Gudang/b baku	14	4.000.000	56.000.000
Sekretaris	2	4.500.000	9.000.000
Akuntansi	4	5.000.000	20.000.000
Keuangan	4	5.500.000	22.000.000
Humas	2	6.000.000	12.000.000
Satpam	12	1.800.000	21.600.000
Cleaning Service	8	1.600.000	12.800.000
Sopir	8	1.800.000	14.400.000
Jumlah	197		1.636.800.000
Per tahun			19.641.600.000



Karyawan yang tidak berhubungan dengan proses produksi (day shift), seperti karyawan administrasi, sekretaris, perbekalan, pergudangan dan sebagainya. Jam kerja di atur sebagai berikut:

Senin – Jumat : Jam 08.00 - 16.00

Jam istirahat 12.00-13.00

Sabtu – Minggu dan hari besar : Libur

Perusahaan akan memberikan fasilitas umum/sosial kepada karyawannya berupa:

- a. Sarana kesehatan berupa poliklinik dan sarana ibadah mushola;
- b. Sarana K3 (Kesehatan dan Keselamatan Kerja) yang meliputi perlengkapan sarana kerja dan safety wear
- c. Transportasi karyawan dengan sistem pole
- d. Menyelenggarakan jaminan sosial BPJS ketenagakerjaan
- e. Rekreasi dan olah raga
- f. Pakaian kerja 2 (dua) set per tahun serta
- g. Makan siang bagi karyawan day shift dan jatah sekali makan bagi karyawan shift.

Selain itu perusahaan juga membentuk berbagai jenis organisasi, antara lain:

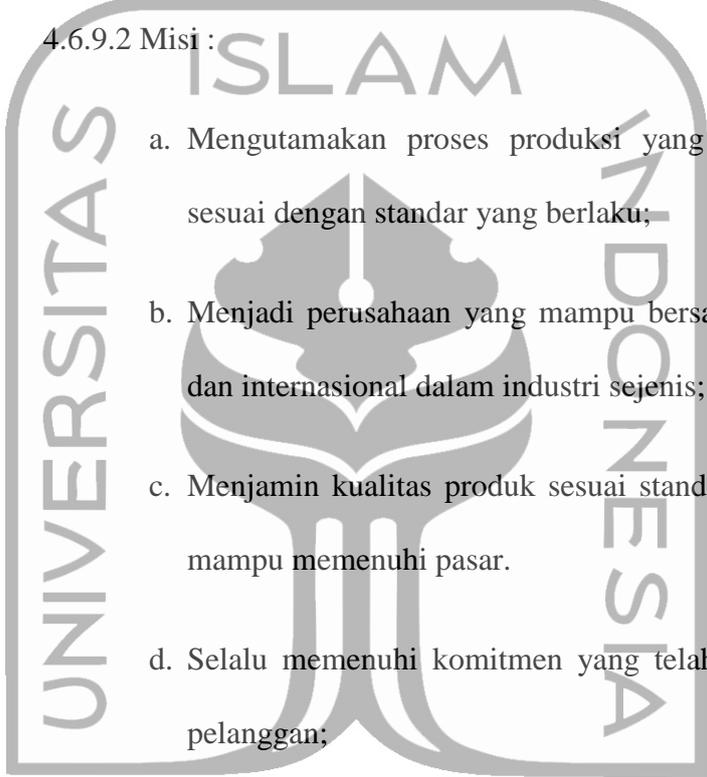
- a. SPKEP (Serikat Pekerja Kimia Energi dan Penambangan);
- b. P2K3 (Panitia Pembina Keselamatan dan Kesehatan Kerja); serta
- c. Koperasi Karyawan

#### 4.6.9 Visi dan Misi

##### 4.6.9.1 Visi :

Menjadi perusahaan industri etanol terpercaya, ramah lingkungan dan bertaraf international.

##### 4.6.9.2 Misi :

- 
- a. Mengutamakan proses produksi yang ramah lingkungan sesuai dengan standar yang berlaku;
  - b. Menjadi perusahaan yang mampu bersaing secara nasional dan internasional dalam industri sejenis;
  - c. Menjamin kualitas produk sesuai standar internasional dan mampu memenuhi pasar.
  - d. Selalu memenuhi komitmen yang telah disepakati dengan pelanggan;

e. Secara terus menerus akan melakukan inovasi untuk meningkatkan efisiensi dalam segala bidang;

f. Meningkatkan kualitas ketrampilan dan pengetahuan sumber daya manusia berdasarkan moralitas dan mentalitas yang baik; serta

g. Selalu berupaya meningkatkan profitabilitas dan pertumbuhan usaha demi mencapai kemakmuran bagi investor, karyawan dan masyarakat.

#### 4.7. Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh.

Faktor-faktor yang ditinjau dalam evaluasi ekonomi adalah:

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

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

Total Investasi meliputi :

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

Total biaya produksi total (*Total Production Cost*)

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)

- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, diperlukan perkiraan terhadap :

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

#### 4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Sehubungan dengan hal tersebut penaksiran harga peralatan akan dihitung dengan indeks yang lazim digunakan yaitu Chemical Engineering Plant Cost Index dengan data indeks th 1975-1990 sebagai berikut :

Tabel 4.18 Chemical Engineering Plant Cost Index

Chemical Engineering Plant Cost Index (197-1959=100)

Tahun	Y (indeks)	X (tahun ke)	X <sup>2</sup>	X*Y
1975	182	1	1	182
1976	192	2	4	384
1977	204	3	9	612
1978	219	4	16	876
1979	239	5	25	1195
1980	261	6	36	1566
1981	297	7	49	2079
1982	314	8	64	2512

Tabel 4.18 Chemical Engineering Plant Cost Index (lanjut)

Tahun	Y (indeks)	X (tahun ke)	X <sup>2</sup>	X*Y
1983	317	9	81	2853
1984	323	10	100	3230
1985	325	11	121	3575
1986	318	12	144	3816
1987	324	13	169	4212
1988	343	14	196	4802
1989	355	15	225	5325
1990	356	16	256	5696
	4.569	136	1.496	42.915

Based on this value of the Marshall and Swift index

Atas dasar perhitungan menggunakan regresi diperoleh hasil sbb :

$$a = 183,59$$

$$b = 11,996$$

$$Y = a + b(x)$$

Sehingga indeks tahun 2011 dan seterusnya dapat diperoleh sbb :

$$Y = 183,59 + 11,996(21) = 435,51$$

Tabel 4.19 Hasil indeks tahun 2011-2023

Indeks tahun 2011-2023

Tahun	Y (indeks)
2011	435,51
2012	447,50
2013	459,50
2014	471,49
2015	483,49

Tabel 4.19 Hasil indeks tahun 2011-2023 (lanjut)

Tahun	Y (indeks)
2016	495,49
2017	507,48
2018	519,48
2019	531,47
2020	543,47
2021	555,47
2022	567,46
2023	579,46

PT Molindo Raya Industrial (MRI) tahun 2018 berinvestasi Rp.500 milyar untuk pabrik etanol berbahan baku tetes tebu dan jagung di Lampung dengan kapasitas 50 juta ton/tahun (Bisnis.com 26 Juli 2018). Dengan basis biaya investasi PT MRI tersebut maka perkiraan besaran investasi tahun 2023 adalah

$$500 \times \frac{579,46}{519,48} = \text{Rp.557,73 milyar}$$

#### 4.7.2 Dasar Perhitungan Harga Pokok dan Penjualan

Biaya Bahan Baku dan Bahan Pembantu

Tabel 4.20 Daftar Harga Bahan Baku dan Bahan Pembantu

Bahan	Kebutuhan		Harga	Biaya	
	Per Jam	Per tahun		Rp/jam	Rp.000/tahun
Tetes tebu (kg)	84.175	444.444.000	2.500	210.437.500	1.111.110.000
Yeast (kg)	84	443.520	15.000	1.260.000	6.652.800
Urea (kg)	4.209	22.223.520	1.800	7.576.200	40.002.336
Asam Sulfat (kg)	42	221.760	24.000	1.008.000	5.322.240
Asam Pospat (kg)	126	665.280	35.000	4.410.000	23.284.800
Listrik (Kwa)	900	4.752.000	1.467	1.320.300	6.971.184
BBM (kg)	90	475.200	9.600	864.000	4.561.920
Jumlah				226.876.000	1.197.905.280

Kapasitas produksi etanol : 40.000 juta ton/tahun

Waktu operasi : 330 hari

Umur pabrik : 10 tahun

Pabrik didirikan tahun : 2023

Perkiraan kurs US\$ th 2023 : Rp.15.000/dolar

Biaya produksi : Rp.1.217.546.880.000,-

Harga Pokok Penjualan Rp.35.500/kg: Rp.1.420.000.000.000,-

#### 4.7.3 Perhitungan Biaya

##### 4.7.3.1 Capital Investment (nilai investasi)

1. Fixed Capital Investment (modal tetap) yaitu modal untuk pengadaan tanah, mesin, bangunan, listrik dan alat pendukung lainnya.

2. Working Capital Investment (modal kerja), yaitu modal yang digunakan untuk keperluan produksi mulai dari pembelian bahan baku hingga biaya operasional pada masa tertentu.

4.7.3.2 Manufacturing Cost (biaya produksi), adalah sejumlah modal yang digunakan untuk proses produksi untuk menghasilkan barang. Biaya produksi dibagi menjadi 3 bagian yaitu :

1. Direct Manufacturing Cost, yaitu biaya yang besar kecilnya dipengaruhi oleh kapasitas produksi yang digunakan.
2. Indirect Manufacturing Cost (biaya tidak langsung), ialah biaya overhead untuk semua satuan output yang diproduksi.
3. Fixed Manufacturing Cost (Biaya produksi tetap), yaitu biaya yang dikeluarkan tidak tergantung pada besarnya produksi umumnya setiap ahun biaya ini besarnya tetap.

4.7.3.3 General Expans (pengeluaran umum), ialah biaya yang dikeluarkan berhubungan dengan operasi harian, biaya yang berhubungan dengan penjualan dan administrasi.

#### 4.7.4 Analisa Kelayakan

Untuk menentukan besaran keuntungan apakah pabrik menghasilkan keuntungan yang cukup besar atau tidak perlu dikakukan analisa kelayakan dengan menghitung :

1. Present Profit On Sales (POS) mencari keuntungan kotor dibandingkan nilai penjualan dengan rumus

$$POS = \frac{\text{profit}}{\text{harga pokok penjualan}} \times 100 \%$$

2. Present Return On Investment (ROI) yaitu mencari keuntungan kotor dibandingkan nilai investasi dengan rumus

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

3. Pay Out Time (POT) yaitu mencari waktu pengembalian modal dibandingkan keuntungan dengan rumus

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{\text{keuntungan} + 0,1 \text{ FCI} \times 100 \%} \times 100\%$$

4. Break Even Point (BEP) mencari titik dimana biaya dan pendapatan jumlahnya sama dengan rumus

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

dimana: Fa = fixed manufacturing cost;  
 Ra = Regulated cost;  
 Va = Variabel cost; dan  
 Sa = penjualan produk

5. Shut Down Point (SDP) mencari titik dimana produksi harus dihentikan karena harga tidak dapat menutup biaya produksi dengan rumus

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

6. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) yaitu menghitung :
- Menghitung nilai investasi yang tidak kembali pada akhir tahun periode/umur pabrik dikaitkan dengan perubahan nilai mata uang
  - Kemampuan pabrik/proyek membayar bunga dan pokoknya kepada bank selama umur proyek.
  - Menghitung perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun periode selama umur pabrik dengan rumus :

$$(FC + WC)x(1 + i)^n = \frac{\Sigma CF}{(1+i)^{n-1}} + (WC + SV)$$

#### 4.7.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan biaya investasi pendirian pabrik etanol memerlukan rencana perhitungan biaya (1 US\$ = Rp 15.000, Bank Indonesia, tanggal 10 September 2018), dimana masing-masing dibuatkan tabel sebagai berikut :

Tabel 4.21 Physical Plant Cost

Physical Plant Cost (PPC)

No.	Component	Range %	Price (US\$)	Price (Rp) (dalam satuan 1000)
1	Purchased Equipment	15-40	11.680.367	175.205.505
2	PE Installation	6-14	852.877	12.793.155
3	Piping Installed	3-20	2.363.375	35.450.625
4	Electrical Installed	2-10	531.455	7.971.825
5	Instrumen & control Installed	2-8	1.177.786	17.666.790
6	Building (inc.services)	3-18	5.830.353	87.455.295
7	Yard improvements	2-5	474.364	7.115.460
8	Service facilities	8-20	297.456	4.461.840
9	Land	10-20	6.166.667	92.500.005
	<b><u>Total direct costs</u></b>		<b>29.374.700</b>	<b>440.620.500</b>
	Engineering and supervision	4-21	1.593.607	23.904.105
	Contruction expense	4-16	4.222.684	63.340.260
	Contractors fee	10-15	2.697.345	40.460.175

Tabel 4.21 Physical Plant Cost (lanjut)

No.	Component	Range %	Price (US\$)	Price (Rp) (dalam satuan 1000)
	Contingency	5-15	666.666	9.999.990
	<u>Tot. fixed capital investment</u>		38.555.002	<b>578.325.030</b>

Tabel 4.22 Direct Manufacturing Cost

## Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of expenses	Price US\$	Price (Rp) (dalam satuan 1000)
1	Raw Material	1.599.206,13	23.988.092
2	Labor	1.069.440,00	16.041.600
3	Supervision	240.000,00	3.600.000
4	Maintenance	55.773,00	836.595
5	Plant Supplies	86.288,33	1.294.325
6	Royalties Patents	557.730,00	8.365.950
7	Utilities	167.319,00	2.509.785
	<b>Total DMC</b>		<b>56.636.347</b>

Tabel 4.23 Indirect Manufacturing Cost

## Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No.	Type of expenses	Price US\$	Price (Rp) (dalam satuan 1000)
1	Payroll overhead	99.621,67	1.494.325
2	Laboratory	37.182,00	557.730
3	Plant Overhead	1.301.370,00	9.520.550
4	Packing and shipping	18.591,00	278.865
	Total IMC		<b>21.851.470</b>

Tabel 4.24 Fixed Manufacturing Cost

## Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of expenses	Price US\$	Price (Rp) (dalam satuan 1000)
1	Depreciation/penyusutan	2.522.163	37.832.445
2	Property taxes/PBB	7.966	119.494
3	Insurance/Asuransi	318.650	4.779.746
	Total FMC	2.848.779	<b>42.731.685</b>

Tabel 4.25 Manufacturing Cost (Total MC)

## Manufacturing Cost (TMC)

No	Type of expenses	Price US\$	Price (Rp) (dalam satuan 1000)
1	Direct Manufacturing Cost	3.777.090	56.656.350
2	Indirect Manufacturing Cost	1.456.765	21.851.475
3	Fixed Manufacturing Cost	2.848.779	42.731.685
	<b>Total TMC</b>	<b>8.082.634</b>	<b>121.239.510</b>

Tabel 4.26 Working Capital

## Working Capital (WC)

No	Type of expenses	Price US\$	Price (Rp) (dalam satuan 1000)
1	Raw Material Inventory	3.555.557	53.333.355
2	In Process Inventory	825.000	12.375.000
3	Product Inventory	4.633.367	69.500.505
4	Extended Credit	6.668.000	100.000.000
5	Available cash	1.000.000	15.000.000
	<b>Total WC</b>	<b>16.681.924</b>	<b>250.228.860</b>

Tabel 4.27 General Expenses

## General Expense (GE)

No	Type of expenses	Price US\$	Price (Rp) (dalam satuan 1000)
1	Administration	585.000	8.775,000
2	Sales Expense	2.456.000	36.840.000
3	Research	503.334	7.550.010
4	Finance	1.361.333	20.419.995
	Total GE	4.905.667	<b>73.585.005</b>

Tabel 4.28 Total Product Cost

## Total Product Cost (TPC)

No	Type of expenses	Price US\$	Price (Rp) (dalam satuan 1000)
1	Manufacturing Cost (MC)	7.152.385,80	107.285.787
2	General Expense (GE)	2.035.333,33	30.530.000
	Total TPC		<b>137.815.787</b>

Tabel 4.29 Fixed Capital

## Fixed Capital (FC/Fa)

No	Type of expenses	Price US\$	Price (Rp) (dalam satuan 1000)
1	Depreciation/penyusutan	2.522.163	37.832.445
2	Property taxes/PBB	7.966	119.490
3	Insurance	318.650	4.779.750
	Total FC (Fa)	2.848.779	<b>42.731.685</b>

Tabel 4.30 Variable Cost

## Variable Cost (VC/Va)

No	Type of expenses	Price US\$	Price (Rp) (dalam satuan 1000)
1	Raw Material	74.074.000	1.111.110.000
2	Utilitas	167.319	2.509.785
3	Packing & Transportation	18.591	278.865
4	Royalties & Patents	557.730	8.365.950
	Total VC (Va)	74.817.640	<b>1.122.264.600</b>

Tabel 4.31 Regulated Cost

## Regulated Cost (RC/Ra)

No	Type of expenses	Price US\$	Price (Rp) (dalam satuan 1000)
1	Labor Cost	1.069.440	16.041.600
2	Payroll overhead	99.622	1.494.330
3	Supervision	240.000	3.600.000
4	Laboratory	37.182	557.730
5	Sales Expense	2.456.000	36.840.000
6	Plant Supplies	220.500	3.307.500
7	Plant overhead	1.301.370	19.520.550
8	Research	503.334	7.550.010
9	Maintenance	520.002	7.800.030
10	Finance	1.361.333	20.419.995
11	Administration	585.000	8.775.000
	<b>Total RC (Ra)</b>	<b>8.393.783</b>	<b>125.906.745</b>

## 4.7.6 Keuntungan (Profit)

Keuntungan = Harga Pokok Penjualan (HPP) – Biaya Produksi

HPP (Rp.000) = Rp.1.420.000.000,00

Biaya produksi (bahan+cost) (Rp.000) = Rp.1.217.546.880,00

Keuntungan sebelum pajak (Rp.000) = Rp. 202.453.120,00

Pajak 20 % = Rp. 40.490.624,00

Keuntungan setelah pajak (Rp.000) = **Rp. 161.962.496,00**

#### 4.7.7 Analisa Kelayakan

##### a. Profit On Sales (POS)

$$\text{POS} = \frac{\text{profit}}{\text{HPP}} \times 100 \%$$

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{202.453.120}{1.420.000.000} \times 100 \% = 14,26 \%$$

$$\text{Setelah pajak} = \frac{161.962.496}{1.420.000.000} \times 100 \% = 11,41 \%$$

##### b. Return Of Investment (ROI)

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{202.453.120}{578.325.030} \times 100 \% = 35,00 \%$$

$$\text{Setelah pajak} = \frac{161.962.496}{578.325.030} \times 100 \% = 28,00 \%$$

##### c. Pay Out Time (POT)

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{Keuntungan} + \text{depresiasi}}$$

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{578.325.030}{240.285.565} = 2,41 \text{ tahun}$$

$$\text{Setelah pajak} = \frac{578.325.030}{199.794.941} = 2,89 \text{ tahun}$$

##### d. Break Even Point (BEP)

diketahui Fixed Cost (Fa) = Rp. 42.731.685

Variable Cost (Va) = Rp.1.122.264.600

Regulated Cost (Ra) = Rp. 125.906.745

Penjualan (Sa) = Rp.1.420.000.000

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{Fa} + 0,3\text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7\text{Ra}} \times 100 \% \\ &= \frac{42.731.685 + 0,3(125.906.745)}{1.420.000.000 - 1.164.284.539 - 0,7(125.906.745)} \times 100 \% \\ &= \frac{80.503.708}{167.580.739} \times 100 \% = 48,04 \% \end{aligned}$$

e. Shut Down Point (SDP)

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3\text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7\text{Ra}} \times 100 \% \\ &= \frac{37.772.023}{167.580.739} \times 100 \% = 22,54 \% \end{aligned}$$

f. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

$$(\text{FC} + \text{WC}) \times (1 + i)^n = \frac{\sum \text{CF}}{(1+i)^{n-1}} + (\text{WC} + \text{SV}) \text{ dimana}$$

Umur Pabrik = 10 th

Fixed Capital Investment (FC) = 578.325.030

Working Capital (TMC+GE) = 194.804.507

**Total Investment** = 773.129.537

Annual Profit 10 th = 1.619.624,960

Depreciation 10 th = 378.324.450

Finance = 20.419.995

**CF (Cash flow)** = 2.018.369.405

Salvage value (SV)/nilai sisa = 50.000.000

Working Capital = 250.228.860

$$\text{Rumus DCFR} = (\text{FC} + \text{WC})(1+i)^n - \sum \text{CF} / (1+i)^{n-1} = (\text{WC} + \text{SV})$$

$$(773.129.537)(2,58197) = (2.018.369.405 / 2,348319) + (300.228.860)$$

$$1.996.197.270 - 1.159.724.271 = 836.472.998$$

$$\frac{836.472.998}{1.996.197.270} \times 100\% = 41,90\%$$

$$1.996.197.270$$

DCFR = 41,90 % (min.1,5 kali bunga bank, Aries Newton)

Bunga bank (Mandiri Credit Corporate, Des 2018) = 9,95 %

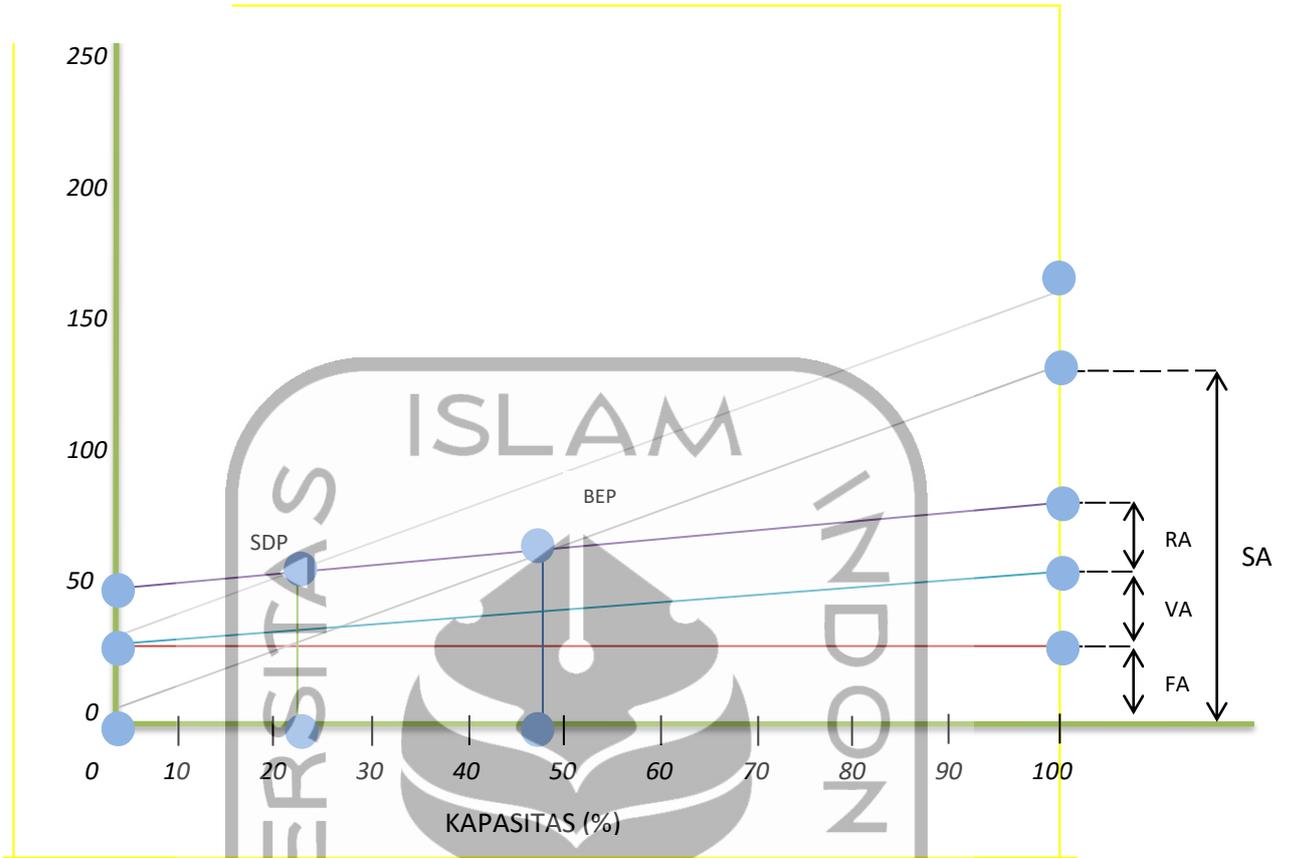
Kesimpulan =

Memenuhi syarat (41,90 % > 14,92 % (9,95% x 1,5))

Tabel 4.32 Summary Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi
ROI sebelum pajak	35,00%	ROI before taxes	Aries Newton
ROI setelah pajak	28,00%	minimum low 11%, hight 44%	
POT sebelum pajak	2,41 th	POT before taxes	Aries Newton
POT setelah pajak	2,89 th	maksimum low 5th ,hight 2 th	
BEP	48,04%	Berkisar 40%-60%	
SDP	22,54%	Berkisar 20%-30%	
DCFR	41,90%	>1,5 x bunga bank, minimal 10,11%	

BIAYA (RP.  
MILIAR)



Gambar 4.6 Grafik Analisa BEP

الجامعة الإسلامية  
الاستدراكية