

**PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI  
AMPAS TAPIOKA DENGAN KAPASITAS 45.000  
TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

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



Oleh :

**Agil Albertini**

**(17521025)**

**Nur Ramdhanía Thamrin**

**(17521041)**

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

**2022**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL**  
**PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI AMPAS TAPIOKA DENGAN**  
**KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertandatangan di bawah ini :

<b>Nama</b>	<b>: Agil Albertini</b>	<b>Nama</b>	<b>: Nur Ramdhania Thamrin</b>
<b>NIM</b>	<b>: 17521025</b>	<b>NIM</b>	<b>: 17521041</b>

Yogyakarta, 19 Maret 2022

Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya saya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apa pun.

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



Agil Albertini

NIM : 17521025



Nur Ramdhania Thamrin

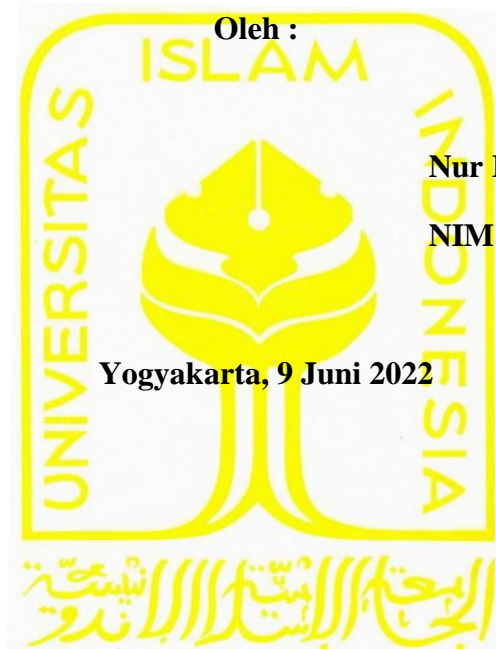
NIM : 17521041

**LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING**  
**PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI AMPAS TAPIOKA**  
**DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN**  
**TUGAS AKHIR**

Oleh :

<p><b>Agil Albertini</b> NIM : 17521025</p>	<p><b>Nur Ramdhanisa Thamrin</b> NIM : 17521041</p>
---	---

Yogyakarta, 9 Juni 2022



**Pembimbing 1,**

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

**Pembimbing 2,**

**Umi Rofiqah, S.T., M.T.**

## LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

### PRARANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI AMPAS TAPIOKA DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

#### PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Agil Albertini  
NIM : 17521025

Nama : Nur Ramdhania Thamrin  
NIM : 17521041

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 9 Juni 2022

Tim Penguji

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., MSc  
Ketua Penguji

16 Juli 2022

Dr. Diana, S.T., M.Sc  
Penguji I

14 Juli 2022

Ajeng Yulianti DL, S.T., M.T  
Penguji II

Mengetahui,  
Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Indonesia  
Universitas Islam Indonesia



Suharno Rusdi, Ph.D.

## LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillah puji syukur kepada Allah SWT puji syukur kepada Allah SWT, dan shalawat serta salam kepada Nabi Muhammad SAW.

Hasil karya tugas akhir ini saya persembahkan kepada :

***Kepada Orangtua (Bapak Taryana. & Ibu Mia Leksmiani S.Pd) dan Adik-Adik saya*** , Besar rasa syukur saya kepada mereka yang selalu memberikan doa, kasih sayang,cinta serta motivasi yang tak henti-henti hingga kini.

***Kepada Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., MSc. & Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.T.*** selaku Dosen Pembimbing 1 & 2 Tugas Akhir. Terimakasih telah dengan sabar membimbing saya dan partner saya dalam menyelesaikan tugas akhir.

***Nur Ramdhania Thamrin***,Partner Tugas Akhir yang sudah berusaha dengan baik, walaupun ada drama didalamnya tapi tetap selalu membantu dan berusaha dalam menyelesaikan tugas ini. Maaf atas segala kekurangan

***Deby,Saras,Erina,Rizqal,Fibri,Ali,Lika,Aton,Meli,Ratih,Bebi*** . Sahabat sekaligus keluarga yang selalu memberikan *support* dan teman main,teman gabut, hingga temen gibah saya selama ini

***Red Velvet, Bright Win,BTS*** selaku idola saya yang sudah memberikan motivasi atau sebagai pelarian dikala pusing mengerjakan Tugas Akhir melanda.

Terima kasih untuk ***Rizqal, Saras, Deby, Erina, Ali, Fibri, Luthfir dan semua Angkatan 2017*** telah membantu saya selama kuliah dan juga membantu dalam mengerjakan Tugas Akhir ini

- Agil Albertini -

## LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillah puji syukur kepada Allah SWT puji syukur kepada Allah SWT, dan shalawat serta salam kepada Nabi Muhammad SAW.

Hasil karya tugas akhir ini saya persembahkan kepada :

**Ibuk dan Papa** tercinta yang selalu meyakinkan kalau aku pasti bisa menyelesaikan tugas akhir ini, **Adek Silva** tersayang yang juga selalu menyemangati, **Adek Ais** yang juga selalu mendoakan, terimakasih atas segala dukungan dan kasih sayang yang tak terhingga.

Dosen pembimbing saya **Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., MSc. & Ibu Umi Rofiqah, S.T.,M.T.** terimakasih telah dengan sabar membimbing saya dan partner saya dalam menyelesaikan tugas akhir.

**Pak Win** yang terhormat, terimakasih atas support yang diberikan, terimakasih telah banyak membantu saya dan partner saya.

Partner tugas akhir saya **Agil Albertini**, terimakasih sudah berjuang bersama, meluangkan waktu dan pikiran untuk menyelesaikan rangkaian menuju kelulusan kita berdua. Maaf atas segala kekurangan.

Sahabat-sahabat serta keluarga baruku di Jogja **Isti, Zara, Siti, Ega, Dappa, Salsha, Diah**, terimakasih telah memberikan semangat, persahabatan, dan ilmu dan setiap kebersamaan yang tak akan terlupakan bagiku.

Partner bisnisku dan keluargaku **Mbak Alya, Mbak Pupah, Mbak Fara, Kak Suci, Astri, Della, Hida, Mbak Vio, Mbak Shofi, Kak Aca, Kak Ia, Mbak Ilmi**, terimakasih telah memberikan semangat yang sangat berarti buat aku.

**Seluruh teman-teman Teknik Kimia 2017**, terimakasih untuk segala pengalaman dan supportnya dalam menjalani masa-masa kuliah.

**BTS**, terimakasih sudah memberikan motivasi lewat lagu-lagu kalian. Itu sangat berarti bagiku.

**Aje** tercinta, seseorang yang selalu mewarnai hari-hari selama waktu perkuliahanku dan memberi motivasi serta dukungan yang tiada henti. . **-Nur Ramdhania Thamrin-**

## KATA PENGANTAR

*Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.*

Alhamdulillah puji syukur kepada Allah SWT yang telah melimpahkan segala rahmat dan hidayah-Nya, serta tidak lupa shalawat dan salam kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW sehingga penulis dapat menyelesaikan seluruh rangkaian pelaksanaan tugas akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabri Bioetanol dari Ampas Tapioka dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun”.

Pra rancangan pabrik merupakan salah satu syarat wajib yang harus ditempuh untuk menyelesaikan Program Sarjana di Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia. Pra rancangan pabrik bertujuan untuk mendidik mahasiswa agar mampu menerapkan teori-teori yang diperoleh di kampus serta menyelesaikan permasalahan yang terjadi di lapangan dan dapat menjembatani antara sisi akademis dengan realita lapangan.

Penulisan laporan tugas akhir ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT, yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya. Serta telah memberikan nikmat kesehatan, panjang umur, kesabaran, dan kemudahan dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kedua orang tua kami, Ibu dan Bapak tercinta. Serta segenap keluarga kami tersayang yang telah mendoakan dan memberikan semangat yang tidak pernah padam dalam mencari ilmu.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi, Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.



4. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing 1 atas semua ilmu dan kesabaran dalam menghadapi mahasiswa bimbingannya.
5. Ibu Umi Rofiqah, ST., M.T. selaku Dosen Pembimbing 2 atas semua ilmu dan kesabaran dalam menghadapi mahasiswa bimbingannya.
6. Teman-teman jurusan Teknik Kimia Tahun Angkatan 2017 Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang selalu memberikan semangat dan dukungan.
7. Dan pihak-pihak lainnya yang telah terlibat dalam proses penyusunan dan penyelesaian laporan tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa laporan tugas akhir ini terdapat kesalahan dan kekurangan, maka penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang membangun untuk menyempurnakan laporan tugas akhir ini. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Akhir kata, penulis ucapkan terima kasih.

Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 28 Maret 2022

Penulis



## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK ...	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	iv
KATA PENGANTAR .....	vii
DAFTAR ISI .....	ix
DAFTAR TABEL .....	xv
DAFTAR GAMBAR .....	xix
ABSTRACT .....	xx
ABSTRAK .....	xxi
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas.....	2
1.2.1 Kebutuhan Impor Bioetanol .....	3
1.2.2 Kebutuhan Ekspor Bioetanol.....	4
1.2.3 Konsumsi Bioetanol di Indonesia .....	5
1.2.4 Produksi Bioetanol di Indonesia .....	5
1.3 Tinjauan Pustaka .....	6
1.3.1 Tepung Tapioka.....	6
1.3.2 Ampas Tapioka.....	9
1.3.3 Bioetanol .....	12
BAB II PERANCANGAN PRODUK .....	16

2.1 Spesifikasi Produk.....	16
2.1.1 Spesifikasi Produk Utama .....	16
2.1.1.1 Etanol .....	16
2.1.2 Spesifikasi Produk Samping.....	17
2.1.2.1 Karbondioksida .....	17
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	17
2.2.1 Ampas Tapioka.....	17
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu .....	18
2.3.1 Enzim $\alpha$ -Amilase .....	18
2.3.2 Enzim Glukoamilase .....	19
2.3.3 <i>Saccharomyces Cerevisae</i> .....	19
2.4 Pengendalian Kualitas .....	20
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	20
2.4.2 Pengendalian Proses Produk.....	21
2.4.3 Pengendalian Waktu.....	23
2.4.4 Pengendalian Proses .....	23
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES.....</b>	<b>24</b>
3.1 Uraian Proses.....	24
3.1.1 Persiapan Bahan Baku.....	24
3.1.2 Proses Pembentukan Proses .....	25
3.1.3 Pemurnian Produk .....	25
3.2 Spesifikasi Alat.....	26
3.3 Perencanaan Produksi.....	45
3.3.1 Analisis kebutuhan bahan baku .....	45

3.3.2	Analisis kebutuhan alat proses .....	45
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....</b>		<b>46</b>
4.1	Lokasi Pabrik.....	46
4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....	46
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	48
4.2	Tata Letak Pabrik .....	48
4.3	Tata Letak Alat Proses .....	52
4.3.1	Aliran Bahan Baku dan Produk.....	52
4.3.2	Aliran udara.....	52
4.3.3	Pencahayaan .....	52
4.3.4	Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan.....	52
4.3.5	Pertimbangan Ekonomi .....	52
4.3.6	Jarak antar Alat Proses .....	52
4.3.7	Perluasan dan pengembangan pabrik .....	53
4.4	Alir Proses dan Material.....	54
4.4.1	Neraca Masa .....	54
4.4.1.1	Neraca Massa Alat.....	54
4.4.2	Neraca Panas .....	58
4.5	Pelayanan Teknik (Utilitas).....	63
4.5.1	Unit Penyedia Air dan Pengolahan Air .....	63
4.5.2	Unit Pengolahan Air.....	65

4.5.3	Unit Penyedia Listrik.....	70
4.5.4	Unit Penyedia Steam .....	70
4.5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar .....	71
4.5.6	Unit Penyedia Udara Tekan.....	71
4.5.7	Unit Pengolahan Limbah.....	72
4.5.8	Spesifikasi Alat Utilitas.....	72
4.5.8.1	Penyedia Air .....	73
4.5.8.2	Pengolahan Air .....	73
4.5.8.2.1	Air Sanitasi .....	73
4.5.8.2.2	Pengolahan Air Pendingin .....	74
4.5.8.2.3	Steam .....	75
4.5.8.3	Penyedia Kebutuhan Listrik .....	79
4.5.8.4	Penyedia Bahan Bakar.....	80
4.5.8.5	Penyedia Udara Tekan.....	80
4.5.8.6	Pompa Utilitas .....	82
4.6	Organisasi Perusahaan.....	83
4.6.1	Bentuk Perusahaan .....	83
4.6.2	Struktur Organisasi.....	84
4.6.3	Tugas dan Wewenang.....	88
4.6.3.1	Direkrut Utama .....	88
4.6.3.2	Kepala Bagian.....	88
4.6.3.3	Kepala Seksi .....	94
4.6.3.4	Status Karyawan .....	94
4.6.3.5	Pembagian Jam Kerja .....	94

4.7 Evaluasi Ekonomi.....	99
4.7.1 Penaksiran Harga Alat.....	100
4.7.2 Dasar Perhitungan .....	102
4.7.3 Perhitungan Biaya .....	103
4.7.3.1 Modal ( <i>Capital Investment</i> ).....	103
4.7.3.2 Biaya Produksi ( <i>Manufacturing Cost</i> ).....	104
4.7.3.3 Pengeluaran Umum ( <i>General Expense</i> ) .....	106
4.7.4 Analisis Resiko.....	107
4.7.5 Analisis Kelayakan.....	108
 BAB V PENUTUP.....	 112
5.1 Kesimpulan.....	112
5.2 Saran.....	113
 DAFTAR PUSTAKA.....	 114
LAMPIRAN A.....	119
LAMPIRAN B .....	140
LAMPIRAN C .....	142

## DAFTAR TABEL

Tabl 1.1 Data Impor Bioetanol di Indonesia .....	3
Tabel 1.2 Data Ekspor Bioetanol di Indonesia.....	4
Tabel 1.3 Data Konsumsi Bioetanol di Indonesia.....	4
Tabel 1.4 Pabrik Bioetanol yang Beroperasi di Indonesia .....	5
Tabel 1.5 Data Beberapa Pabrik Tepung Tapioca di Lampung .....	7
Tabel 1.7 Kelebihan dan Kekurangan Metode Sintesis dan Fermentasi.....	15
Tabel 2.1 Komposisi Nutrisi Ampas Tepung Tapioka.....	16
Tabel 2.2 Spesifikasi Karbondioksida.....	17
Tabel 2.3 Spesifikasi Ampas Tapioka.....	17
Tabel 2.4 Spesifikasi Alfa Amilase .....	18
Tabel 2.5 Spesifikasi Enzim Glukoamilase.....	19
Tabel 2.6 Klasifikasi <i>Saccharomyces cerevisiae</i> .....	20
Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpan Bahan Baku .....	26
Tabel 3.2 Spesifikasi Tangki Penyimpan Produk .....	27
Tabel 3.3 Spesifikasi Bucket Elevator .....	28
Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Silo.....	29
Tabel 3.5 Spesifikasi Screw Conveyor.....	30
Tabel 3.6 Spesifikasi Belt Conveyor.....	31
Tabel 3.7 Spesifikasi Vibrating Screen .....	31
Tabel 3.8 Spesifikasi Filter Press .....	32
Tabel 3.9 Spesifikasi Mixing Tank .....	32
Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Reaktor.....	34

Tabel 3.11 Spesifikasi Menara Destilasi .....	35
Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Condensor) .....	36
Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Reboiler).....	37
Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Cooler) .....	38
Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Cooler) .....	39
Tabel 3.16 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Heat Exchanger).....	40
Tabel 3.17 Spesifikasi Alat Mengalirkan Fluida (Pompa).....	42
Tabel 3.18 Kebutuhan Bahan Baku.....	45
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah sebagai Bangunan Pabrik .....	49
Tabel 4.2 Neraca Massa Vibrating Screen .....	54
Tabel 4.3 Neraca Massa Mixer-01 (M-0).....	54
Tabel 4.4 Neraca Massa Mixer-02 (M-02).....	54
Tabel 4.5 Neraca Massa Mixer-03 (M-03).....	55
Tabel 4.6 Neraca Massa Reaktor-01 (R-01).....	55
Tabel 4.7 Neraca Massa Reaktor-02 (R-02).....	56
Tabel 4.8 Neraca Massa Filter Press (FP-01).....	56
Tabel 4.9 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-01).....	57
Tabel 4.10 Neraca Massa Condensor (CD-01) .....	57
Tabel 4.11 Neraca Massa Reboiler (RB-01) .....	57
Tabel 4.12 Neraca Panas Mixer-01 (M-01).....	58
Tabel 4.13 Neraca Panas Mixer-02(M2).....	58
Tabel 4.14 Neraca Panas Cooler-01 (CO-01) .....	58
Tabel 4.15 Neraca Panas Reaktor-01 (R-01).....	59
Tabel 4.16 Neraca Panas Cooler-02 (CO-02) .....	59
Tabel 4.17 Neraca Panas Reaktor-02 (R-02).....	59



Tabel 4.18 Neraca Panas Filter press.....	59
Tabel 4.19 Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01).....	60
Tabel 4.20 Neraca Panas Menara Destilasi .....	60
Tabel 4.21 Neraca Panas Cooler-03 (CO-03).....	60
Tabel 4.18 Neraca panas fermentor .....	65
Tabel 4.19 Neraca panas heater .....	66
Tabel 4.20 Neraca panas menara destilasi .....	66
Tabel 4.21 Neraca panas cooler.....	66
Tabel 4.22 Kebutuhan air pembangkit <i>steam</i> .....	69
Tabel 4.23 Kebutuhan air pendingin .....	69
Tabel 4.24 Kebutuhan air proses .....	70
Tabel 4.25 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga.....	70
Tabel 4.26 Kebutuhan listrik .....	70
Tabel 4.27 Bak Air Bersih.....	72
Tabel 4.28 Bak Air Rumah Tangga dan Kantor .....	73
Tabel 4.29 <i>Cooling Tower</i> .....	74
Tabel 4.30 <i>Blower Cooling Tower</i> .....	74
Tabel 4.31 Tangki Kation .....	75
Tabel 4.32 Tangki NaCl .....	75
Tabel 4.33 Tangki Anion.....	76
Tabel 4.34 Tangki NaOH .....	76
Tabel 4.35 Tangki Umpan Boiler .....	77
Tabel 4.36 Boiler .....	78
Tabel 4.37 Condensat .....	79

Tabel 4.38 <i>Generator</i> .....	79
Tabel 4.39 Tangki Bahan Bakar .....	80
Tabel 4.40 Tangki Silika.....	80
Tabel 4.41 Tangki Udara Tekan .....	81
Tabel 4.42 Kompresor Udara .....	81
Tabel 4.43 Pompa Utilitas (PU-01).....	82
Tabel 4.44 Pompa Utilitas (PU-02).....	82
Tabel 4.45 Pompa Utilitas (PU-03).....	83
Tabel 4.46 Pembagian Jam Kerja Shift.....	95
Tabel 4.47 Daftar Gaji Karyawan .....	96
Tabel 4.48 CEPCI.....	101
Tabel 4.49 PPC .....	103
Tabel 4.50 DPC .....	104
Tabel 4.51 FCI.....	104
Tabel 4.52 TWCI.....	104
Tabel 4.53 DMC.....	105
Tabel 4.54 IMC .....	105
Tabel 4.55 FMC.....	106
Tabel 4.56 TMC .....	106
Tabel 4.57 GE.....	106
Tabel 4.58 TPC.....	107
Tabel 4.59 Keuntungan Sebelum Pajak .....	107
Tabel 4.60 Keuntungan Setelah Pajak .....	107

Tabel 4.61 <i>Annual Fixed Cost (Fa)</i> .....	109
Tabel 4.62 <i>Annual Variable Cost (Va)</i> .....	109
Tabel 4.63 <i>Annual Regulated Cost (Ra)</i> .....	109
Tabel 4.64 <i>Annual Sales Cost(Sa)</i> .....	110



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Hubungan tahun dengan impor bietanol	3
Gambar 1.2 Hubungan tahun dengan ekspor bioetanol	4
Gambar 1.3 Hubungan tahun dengan konsumsi bioetanol	5
Gambar 4.1 Peta lokasi pabrik	46
Gambar 4.2 Layout pabrik	51
Gambar 4.3 Layout alat proses	53
Gambar 4.4 Diagram alir kualitatif	61
Gambar 4.5 Diagram alir kuantitatif	62
Gambar 4.6 Contoh Reaksi di dalam Kation Exchanger	66
Gambar 4.7 Contoh Reaksi di dalam Anion Exchanger	67
Gambar 4.8 Diagram Alir Proses Pengolahan Air	68

Gambar 4.9 Struktur Organisasi

87

Gambr 4.10 Analisis Kelayakan Ekonomi

111



## ABSTRAK

Bioetanol merupakan zat yang bersifat mudah menguap, mudah terbakar, dan tak berwarna. Dalam kimia, bioetanol adalah pelarut yang penting sekaligus sebagai stok umpan untuk sintesis senyawa kimia lainnya. Pabrik pembuatan etanol dari ampas tapioka ini direncanakan beroperasi dengan kapasitas 45.000 ton/tahun. Bioetanol dibuat dengan menggunakan metode hidrolisis dan fermentasi dengan bantuan enzim alfa amilase, enzim gluoamilase dan mikroorganisme *Saccharomyces Cerevisiae*. Reaksi beroperasi pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan konversi 78%. 1 kg etanol diperoleh dari 4 kg amilum dan membutuhkan 18 kg/jam air utilitas. Pabrik pembuatan etanol ini direncanakan berlokasi di Cilegon, Banten, Jawa Barat. Dari hasil analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan pada pabrik ini didapatkan hasil keuntungan sebelum pajak) sebesar Rp. 1.050.919.534.000 keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 66.356.282.000. Return on Investment sebelum pajak sebesar 39,5%, Return on Investment setelah pajak sebesar 19,752 %, Pay Out Time sebelum pajak selama 2 tahun, Pay Out Time setelah pajak selama 1 tahun, Break Even Point sebesar 48,15%, Shut Down Point sebesar 32,40%, dan Discounted Cash Flow Rate of Return sebesar 55,528 %. Berdasarkan analisa ekonomi tersebut, pra rancangan pabrik bioetanol dari ampas tapioka dengan kapasitas 45.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

Kata-kata kunci : Ampas tapioka, fermentasi, bioetanol, hidrolisis, enzim alfa amilase, enzim gluoamilase, *Saccharomyces Cerevisiae*

## ABSTRACT

*Bioethanol is volatile substance, flammable substance, and colorless. In chemistry, bioethanol is an important solvent as well as a feed stock for the synthesis of other chemical compounds. This Ethanol Production Plant from tapioca pulp is planned operate with capacity 45.000 ton/year. Bioethanol can be made by hydrolysis and fermentation process using Enzyme Alfa amylase, Enzyme Glukoamylase and Saccharomyces Cerevisiae at 30°C and 1 atm with 78% conversion. . 1 kg was obtained from 4 kg starch and needs 18 kg/hour utility water. This Ethanol Plant is planned located in Tulangbawang, Lampung. The result of factory economic analysis shows that profit before tax is Rp 1.050.919.534.000 profit after tax is Rp 66.356.282.000. Return on Investment before tax is 39,55%, Return on Investment after tax is 19,752%. Pay out Time before tax is 2 years, Pay out Time after tax is 1 years. Break Even Point is 48,15%, Shut Down Point is 32,4% and Discounted Cash Flow Rate is 55,528%. Based on the economic analysis, this pre-designed Bioethanol from tapioca pulp with capacities of 45.,000 ton/year is feasible to be established.*

*Keywords : tapioca pulp, fermentation, bioethanol, hydrolysis, enzyme alfa amylase, enzyme gluoamylase, Saccharomyces Cerevisiae*



# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Kebutuhan energi mengalami peningkatan seiring dengan perkembangan teknologi yang juga meningkat, tetapi tidak diiringi dengan ketersediaan sumber daya yang ada. Manusia terlihat masih sangat bergantung dengan bahan bakar minyak sebagai sumber energi. Sedangkan, minyak bumi jika dicari dan diambil terus menerus ketersediaannya akan menurun. Krisis energi pun akan terjadi.

Menurut data Kominfo konsumsi BBM pada tahun 2014 mencapai 1,5 juta barel/hari, sedangkan produksi dalam negeri hanya mencapai 794 ribu barel/hari. Terjadi ketidak seimbangan diantara kebutuhan dan produksi. Untuk itu perlu adanya pengembangan sumber energi lain sebagai alternatif yang murah dan diperbaharui guna mengurangi ketergantungan pada BBM. Apalagi dengan dikeluarkannya Peraturan Presiden Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional untuk Mengembangkan Sumber Energi Alternatif sebagai Pengganti BBM dan Instruksi Presiden Nomor 1 Tahun 2006 tanggal 25 Januari 2006 tentang Penyediaan dan Pemanfaatan Bahan Bakar Nabati (Biofuel) sebagai bahan bakar lain.

Bioetanol merupakan suatu bentuk energi alternatif, karena dapat mengurangi ketergantungan terhadap BBM dan sekaligus sebagai pemasok energi nasional. Bioetanol dapat diproduksi dari berbagai bahan baku yang banyak terdapat di Indonesia, sehingga dapat diolah dan dikembangkan karena bahan bakunya mudah didapatkan. Tumbuhan yang biasanya dipakai untuk pembuatan bioetanol adalah tanaman yang memiliki karbohidrat tinggi, seperti ubi kayu, tebu, jagung, sorgum, batang pisang (Hambali, 2007).

Bahan baku bioetanol harus mudah diperoleh dan yang tersedia dalam jumlah besar sepanjang tahun. Selain itu, substrat harus mengandung gula sederhana yang cukup tinggi, yaitu glukosa, fruktosa, atau sukrosa. Kemudian,

dapat difermentasi dengan *Saccharomyces cerevisiaies*, *Rhizopus oryzae*, atau *Zymomonas mobilis* (Rama, 2008).

Bioetanol memiliki perbedaan dengan etanol. Etanol dibuat dengan cara hidrasi etena, sedangkan bioetanol diproduksi dengan bahan baku nabati. Kelebihan dari bioetanol yaitu menggunakan bahan baku hasil pertanian yang dapat diperbaharui, seperti singkong, ubi, kentang, jagung, dll. Tanaman-tanaman tersebut merupakan pengganti makanan pokok beras di Indonesia. Sehingga kita tidak bisa selamanya mengandalkan dari bahan baku tersebut, mengingat sangat besarnya kebutuhan penduduk Indonesia terhadap tanaman-tanaman tersebut untuk dijadikan makanan pokok. Sehingga bahan baku bioetanol sebaiknya berasal dari tanaman yang tidak digunakan untuk bahan pangan atau menggunakan limbah hayati.

Maka dari itu, perlu dicari bahan baku alternatif yang dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan bioetanol, yaitu dengan memanfaatkan limbah industri yang dapat diperbaharui. Ampas pabrik tepung tapioka merupakan alternatif yang tepat, karena masih mengandung karbohidrat sekitar 68,3% (Nurhasanah, 1993). Hal ini juga dapat membantu pemerintah dalam menangani masalah limbah padar hasil industri.

Pemanfaatan nabati sebagai bahan bakar diharapkan memberikan keuntungan dalam nilai ekonomi di bidang pertanian, yaitu :

- a. Meningkatkan penghasilan para petani
- b. Meningkatkan nilai tambah produk pertanian
- c. Menciptakan lapangan pekerjaan baru
- d. Mencegah terjadinya eksese produk pertanian

## **1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik**

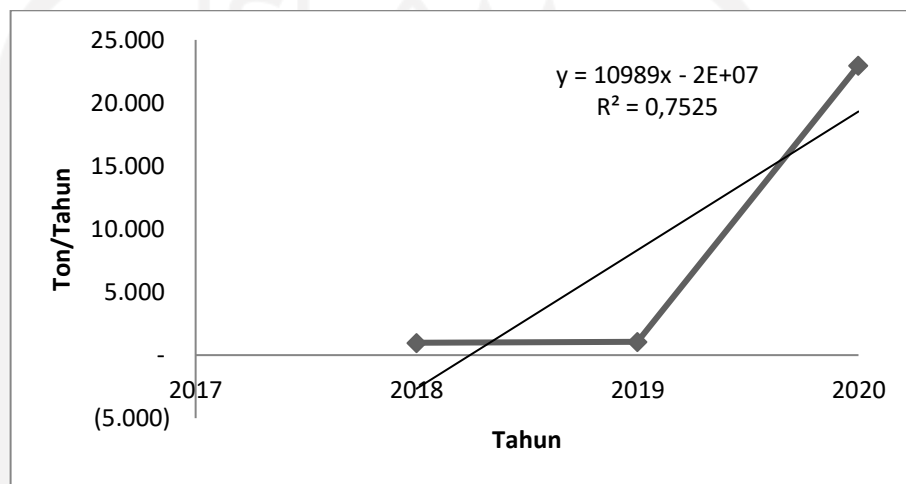
### **1.2.1 Kebutuhan Impor Bioetanol**

Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik, selama 3 tahun impor bioetanol di Indonesia diperkirakan akan semakin meningkat. Seperti yang dapat diamati pada Tabel 1.1 Data impor bioetanol di Indonesia berikut :

Tabel 1.1 Data Impor Bioetano di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)
2018	983
2019	1.056
2020	22.961

Sumber : Badan Pusat Statistika 2021



Gambar 1.1 Hubungan dengan Impor Bioetanol

Melalui perhitungan persamaan garis lurus di atas diperoleh persamaan  $y = 989x - 2E+06$  yang dapat digunakan untuk memprediksi kebutuhan impor bioetanol di Indonesia pada tahun 2025. Dengan persamaan garis lurus tersebut didapatkan prediksi impor bioetanol di Indonesia sebesar 22.869 ton/tahun.

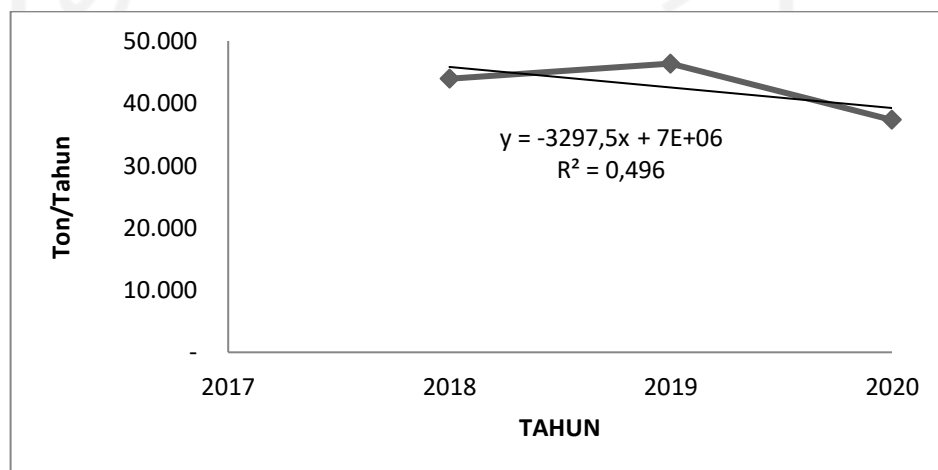
### 1.2.2 Kebutuhan Ekspor Bioetanol

Berikut data ekspor bioetanol di Indonesia:

Tabel 1.2 Data Ekspor Bioetanol di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)
2018	43.910
2019	46.370
2020	37.315

Sumber : Badan Pusat Statistika 2021



Gambar 1.2 Hubungan Tahun Ekspor dengan Bioetanol

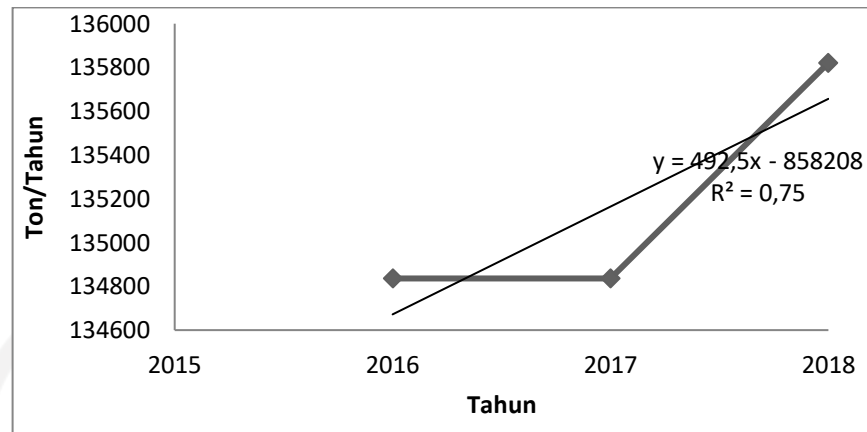
Melalui perhitungan persamaan garis lurus di atas diperoleh persamaan  $y = -3297,5x - 7E+06$  yang dapat digunakan untuk memprediksi kebutuhan ekspor bioetanol di Indonesia pada tahun 2025. Dengan persamaan garis lurus tersebut didapatkan prediksi ekspor bioetanol di Indonesia sebesar 62.878 ton/tahun.

### 1.2.3 Kebutuhan Konsumsi Bioetanol

Berikut data konsumsi bioetanol di Indonesia:

Tabel 1.3 Data Konsumsi di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)
2018	134.836
2019	134.836
2020	135.821



Gambar 1.3 Hubungan Tahun dengan Konsumsi Bioetanol

Melalui perhitungan persamaan garis lurus di atas diperoleh persamaan  $y = 492,5x - 858208$  yang dapat digunakan untuk memprediksi konsumsi bioetanol di Indonesia pada tahun 2025. Dengan persamaan bioetanol di Indonesia sebesar 395.225 ton/tahun.

#### 1.2.4 Kebutuhan Produksi Bioetanol

Berikut ini adalah produksi bioetanol di Indonesia:

Tabel 1.4 Pabrik Bioetanol yang berdiri

Pabrik Bioetanol	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Molindo Raya	40.000
PT. Indo Lampung Distillery	31.000
PT. Medco	64.000

Informasi di atas dapat digunakan untuk mengetahui jumlah kebutuhan bioetanol sebagai perhitungan lanjutan dalam menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan.

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah peluang} &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\
 &= (395.225 + 62.878) - (135.000 + 25.000) \\
 &= 298.103 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Dari persamaan di atas diketahui bahwa kebutuhan bioetanol di Indonesia pada tahun 2025 berdasarkan pertimbangan di atas, analisis potensi ketersediaan bahan baku Provinsi Lampung dan berdasarkan kapasitas pabrik yang paling besar

yaitu 64.000, sehingga untuk meminimalisir resiko diambil kapasitas di bawah pabrik yang memiliki kapasitas terbesar tersebut, maka diputuskan akan dibuat pabrik bioetanol dengan kapasitas sebesar 45.000 ton/tahun. Dari pertimbangan di atas dengan kapasitas produksi bioetanol sebesar 45.000 ton/tahun diharapkan :

- Dapat memenuhi kebutuhan bioetanol di Indonesia sehingga mengurangi impor dari luar negeri.
- Membantu memenuhi kebutuhan bioetanol sebagai bahan tambahan pada industri-industri kimia di Indonesia.
- Memperluas lapangan kerja dalam negeri yang dapat memberikan lapangan pekerjaan dan pemerataan ekonomi.

### **1.3 Tinjauan Pustaka**

#### **1.3.1 Tepung Tapioka**

Indonesia merupakan negara terbesar keempat penghasil utama ubi kayu setelah Thailand. Pada tahun 2013 luas lahan perkebunan ubi kayu di Indonesia adalah 4.324.800 Ha dengan jumlah produksi 4.110.280 ton (BPS, 2013). Dengan produksi ubi kayu sebesar itu menghasilkan sehingga mendorong lahirnya lebih dari 70 industri tapioka yang ada di Indonesia dengan skala produksi dan tingkatan teknologi yang beragam yaitu mekanika sederhana, semi modern, dan memperlihatkan bahwa full otomatis yang tersebar di Sumatera, Jawa, dan Kalimantan.

Tabel 1.5 Beberapa Industri Tepung Tapioka di Lampung

No	Nama Industri	Alamat
1	PT. BUDI ACID JAYA	Ds Labuhan Ratu, Lampung Timur, Lampung Telp. (0721) 486122
2	PT. BUDI ACID JAYA	Desa Terbanggi Besar, Lampung Tengah, Lampung
3	PT. BUDI ACID JAYA	Desa Gunung Batin Udik Ph : (0721) 486122 Fax : (0721) 486754 Kecamatan : Terbanggi Besar Kabupaten : Tanggamus Provinsi : Lampung
4	PT. BUDI ACID JAYA	Desa Buyut Ilir, Lampung Tengah, Lampung Telp. (0725) 26491
5	PT. BUDI ACID JAYA	Desa Gunung Agung Km 87, Lampung Tengah, Lampung Telp.
6	PT. BUDI ACID JAYA	Desa Gunung Ketapang Ph : (0721) 486122 Fax : (0721) 486754 Kecamatan : Bukit Kemuning Kabupaten : Lampung Selatan Provinsi : Lampung
7	PT. BUDI ACID JAYA	Pakuon Agung Dusun 1, Lampung Utara,Lampung Telp.



\*Lanjutan Tabel 1.5

8	PT. BUDI ACID JAYA	Jln. Trans Sumatera Km. 223, Ds Way Giham, Kec. B.Umpu, Way Kanan, Lampung Telp. 0828-722162
9	PT. BUDI ACID JAYA	Desa Bujuk Agung Ph : 0721-486122 Fax : 0721-486754 Kecamatan : Banjar Agung Kabupaten : Lampung Utara Provinsi : Lampung
10	PT. BUDI ACID JAYA	Desa Kibang Yekti Jaya Unit VI Ph : 0721-486122 Fax : 0721-486754 Kecamatan : Tulang Bawang Tengah Kabupaten : Tulang Bawang Provinsi : Lampung
11	PT. BUDI ACID JAYA	DESA PENUMANGAN Ph : 0721-486122 Fax : 0721-486754 Kecamatan : Tulang Bawang Tengah Kabupaten : Tulang Bawang

(Sumber : <https://kemenperin.go.id/>)

Dari jumlah 11 industri pabrik tapioka dari PT. Budi Acid Jaya yang berlokasi di Lampung memiliki kapasitas produk sebesar 645.000 ton/tahun tepung tapioka dan menghasilkan limbah sebesar 75% dari jumlah kapasitas produksi. Dimana ampas yang dihasilkan oleh PT. Budi Acid Jaya sebesar 483.750 ton/tahun, dan *annual* bahan baku pabrik bioetanol yang akan didirikan sebesar 155.442 ton/tahun.

### 1.3.2 Ampas Tapioka

Ampas tapioka berasal dari proses penyaringan dan pemerasan bubur singkong yang mengandung pati dan serat. Komposisi ampas tiap-tiap daerah berbeda-beda tergantung pada keadaan proses, peralatan yang dipakai dan faktor kehilangan selama pengambilan pati dan pengeringannya. Selama ini pemanfaatan ampas tapioka oleh penduduk di sekitar industri digunakan untuk pakan ternak (Nurhasanah, 1993):

- Limbah baru (1-3 hari) digunakan untuk makanan ternak, seperti sapi, babi, kambing, kerbau, ayam dan lainnya.
- Limbah antara 1-2 bulan digunakan sebagai bahan pembuat terasi
- Limbah lebih dari 6 bulan digunakan sebagai bahan bakar atau obat nyamuk.

Selama ini limbah padat tersebut dijual ke penduduk dengan harga di lokasi industri berkisar antara Rp.1000 sampai Rp.3000 per kg. Untuk memenuhi kebutuhan ampas tapioka sebagai bahan baku pabrik bioetanol diperoleh dari industri tapioka yang berada di Lampung. Ampas tapioka yang berumur 1-5 hari diperoleh dari industri-industri tersebut yang telah dikeringkan, sehingga dapat diangkut dengan menggunakan truk.

Proses fermentasi bioetanol dari bahan baku yang mengandung pati tidak bisa langsung diproses. Diperlukan *preteratment* dengan proses hidrolisis terlebih dahulu untuk menghasilkan gula. Hidrolisis pati merupakan proses pemecahan molekul amilum menjadi komponen sederhana penyusunnya seperti dekstrin, maltotriosa, maltosa, dan glukosa. Berdasarkan prosesnya hidrolisis terdiri dari :

#### 1. Hidrolisis pati dengan asam

Proses hidrolisis asam menggunakan senyawa asam sebagai katalisnya. Asam yang digunakan dapat berupa asam lemah ataupun asam kuat. Secara umum hidrolisis asam encer terdiri dari dua tahapan. Tahap pertama sebagian besar pati akan terhidrolisis menjadi maltosa. Selanjutnya, pada tahap kedua dioptimasi untuk menghidrolisis maltosa sehingga menghasilkan dekstroza. Jenis asam encer yang biasanya digunakan untuk hidrolisis adalah HCl encer. Kelemahan dari hidrolisis

asam encer adalah degradasi gula hasil di dalam reaksi hidrolisis dan pembentukan produk samping yang tidak diinginkan. Hidrolisis pati dengan katalis asam ini memerlukan energi yang sangat besar untuk proses pemanasannya. Hidrolisis ini memerlukan peralatan yang tahan dengan korosi. Dekstrosa yang dihasilkan dari proses hidrolisis ini adalah 30-55% dan gula yang dihasilkan sebagian besar merupakan gula pereduksi (*International Starch Institute*, 1999).

## 2. Hidrolisis pati menggunakan enzim

Enzim dapat mempercepat reaksi atau kata lainnya sebagai katalis. Enzim tidak diubah oleh reaksi yang dikatalisnya dan enzim tidak mengubah kedudukan normal dari keseimbangan kimia. Dengan kata lain enzim dapat membantu mempercepat pembentukan produk, tetapi akhirnya jumlah produk tetap sama dengan produk yang diperoleh tanpa enzim. Kondisi yang mempengaruhi aktifitas enzim diantaranya konsentrasi enzim, konsentrasi substrat, pH, dan suhu. *Alpha amylase* banyak terdapat pada tanaman dan hewan. *Amylase* dapat dikelompokkan menjadi 3 golongan enzim, yaitu:

- a.  *$\alpha$ -amylase* (EA) yang memecah pati secara acak dari tengah atau dari bagian molekul.
- b. *Glukoamilase* (EG) yang dapat memisahkadeksrosa dari terminal gulan non pereduksi substat pati (Winarno, 1995).

Menurut Purba (2009) proses hidrolisis enzimatis dipengaruhi oleh beberapa faktor, yaitu jenis enzim, ukuran partikel, suhu, pH, waktu hidrolisis, perbandingan cairan terhadap bahan baku (volume substrat), dan pengadukan. Enzim yang dapat digunakan adalah  $\alpha$ -amilase,  $\beta$ -amilase, amiloglukosidase, glukosa isomerase, dan isoamilase. Enzim  $\alpha$ -amilase akan memotong ikatan amilosa dengan cepat pada pati kental yang telah mengalami gelatinisasi. Kemudian enzim glukoamilase akan mengurai pati secara sempurna menjadi glukosa pada tahap sakarifikasi.

Hidrolisis secara enzimatis memiliki perbedaan mendasar dengan hidrolisis asam. Hidrolisis asam memutus rai pati secara acak, sedangkan hidrolisis secara

enzimatis memutus rantai pati secara spesifik pada percabangan tertentu. Hidrolisis enzim menghasilkan konversi yang lebih besar jika dibandingkan dengan hidrolisis asam. Hidrolisis enzim juga dapat mencegah adanya reaksi efek samping karena sifat katalis enzim yang sangat spesifik, sehingga dapat mempertahankan *flavor* dan aroma bahan dasar (Winarno, 1995). Hidrolisis pati dari ampas tapioka ini menggunakan proses hidrolisis enzimatis karena lebih menguntungkan dibandingkan dengan hidrolisis asam.

Hidrolisis pati menjadi glukosa melalui tiga tahapan yaitu gelatinase, likuifikasi, dan sakarifikasi.

1. Gelatinase merupakan proses awalan sebelum likuifikasi. Gelatinisasi adalah proses pembengkakan granula pati akibat pemanasan yang memutus ikatan hydrogen pada ikatan glikosida pati. Pembengkakan granula tersebut bersifat irreversible atau tidak bisa kembali lagi ke bentuk semula. Proses gelatinasi dilakukan dengan cara mengalirkan steam 140C. Likuifikasi yang dilakukan tanpa gelatinasi terlebih dahulu akan membutuhkan waktu yang lebih lama dibandingkan dengan substrat yang telah mengalami gelatinasi (Mitsuiki, 2005).
2. Likuifikasi merupakan proses hidrolisis pati menjadi molekul-molekul yang lebih kecil seperti maltose, glukosa, dan dekstrin dengan menggunakan enzim  $\alpha$ -amylase. Enzim ini akan bekerja lebih cepat jika menggunakan substrat yang berbentuk gel atau sebelumnya telah digelatinisasi. Enzim  $\alpha$ -amylase dicampur sebanyak 0,05% berat dari berat bahan yang masuk (Wang, I.C, dkk 1979). Likuifikasi dapat dilakukan pada suhu 84°C dan pH 6 selama 1 jam, pH dapat diperoleh dari penambahan larutan H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>. Enzim  $\alpha$ -amylase ini memecah ikatan  $\alpha$ -(1,4), glikosidik secara acak pada bagian dalam substrat dan menghasilkan gula reduksi dan dekstrin dengan rantai glukosa jumlah kecil (Norman dan Vang, 2001).
3. Sakarifikasi merupakan tahap hidrolisis lanjutan dari tahap likuifikasi dengan menggunakan enzim glucoamilase. Enzim

glukoamilase merupakan salah satu contoh eksoenzim yang mampu menghidrolisis ikatan  $\alpha$ -(1,4) dan sedikit pada ikatan  $\alpha$ -(1,6) pada titik percabangan. Glukoamilase ditambahkan sebanyak 0,01% berat dari berat *broth* yang masuk ke dalam kolom (Wang, I.C, dkk, 1979). Enzim ini akan menghidrolisis pati menjadi oligosakarida, matotriosa menjadi maltose dan menghidrolisis maltose menjadi glukosa. Sakarifikasi dapat dilakukan pada suhu antara 55-60°C dengan pH 4,5 (Goodfrey, 1996).

### 1.3.3 Bioetanol

Bioetanol (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH) merupakan etanol yang dihasilkan dari fermentasi glukosa dan dilanjutkan dengan proses destilasi. Bioetanol yang disebut juga etil alkohol mempunyai karakteristik sebagai berikut, yaitu mempunyai titik didih 78,4°C, tidak berwarna, mudah menguap (volatile), mudah terbakar, larut dalam air, mempunyai bau tajam (menyengat). Bioetanol juga dapat bereaksi secara dehidrasi, dehidrogenasi, oksidasi, esterifikasi (Dea, 2009).

Proses pembuatan etanol dapat dilakukan dengan berbagai proses, baik dalam skala laboratorium maupun skala industri dimana biasanya pembuatan dalam skala industri diawali dengan skala laboratorium adalah sebagai berikut (Kirk Orthmer, 1980):

- Hidrasi etilena dengan menggunakan asam encer
- Hidrasi etil eter
- Hidrolisa etil ester
- Hidrogenasi asetaldehid
- Oksidasi hidrokarbon

Proses-proses tersebut di atas merupakan alternatif pembuatan etanol, proses lain yang dianggap dapat menguntungkan adalah (Ullmans, 1999):

#### 1. Metode sitiesis

Metode sintesis dilakukan dengan menggunakan reaksi kimia yang mengubah bahan baku menjadi alkohol, contohnya reaksi hidrasi etilen. Bahan dasar yang dipakai adalah gas *cracking* minyak bumi.

Pada proses ini pembentukan etanol berlangsung melalui satu tahap reaksi, yaitu sebagai berikut :



## 2. Metode fermentasi

Produksi etanol melalui fermentasi tergolong memiliki selektivitas tinggi (kecilnya akumulasi produk samping, tingginya yield etanol). Metode fermentasi ini dibuat dari substrat yang mengandung karbohidrat (gula, pati, dan glukosa). Fermentasi etanol terjadi pada kondisi anaerob dengan menggunakan khamir tertentu yang dapat mengubah glukosa menjadi etanol.



Bahan pangan yang difermentasi prosesnya dikontrol oleh aktivitas dari mikroorganisme yang digunakan untuk mengubah bahan pangan tersebut, mengawetkan bahan pangan dengan memproduksi asam atau alkohol, atau memproduksi aroma yang dapat meningkatkan kualitas bahan pangan tersebut (Fellows, 2000). Seperti halnya makhluk hidup lain, mikroorganisme juga membutuhkan asupan nutrisi yang cukup sebagai sumber energi untuk pertumbuhannya. Dengan kata lain, mikroorganisme memerlukan substrat yang mengandung nutrisi sesuai dengan kebutuhan yang diperlukan untuk pertumbuhannya.

Proses fermentasi ini menggunakan mikroba yang berfungsi sebagai katalis dan membantu proses fermentasi anaerob. *Saccharomyces cerevisiae* adalah salah satu spesies khamir yang memiliki daya konversi gula menjadi etanol sangat tinggi. Mikroba ini biasanya dikenal dengan *baker's yeast* dan metabolismenya telah dipelajari dengan baik. Produk metabolik utama adalah etanol, CO<sub>2</sub>, dan air, sedangkan beberapa produk lain dihasilkan dalam jumlah sangat sedikit. Khamir ini bersifat fakultatif anaerob.

*Saccharomyces cerevisiae* membutuhkan nitrogen. Sumber N digunakan sebagai substrat pertumbuhan sel. Menurut Wang *et al.*, (2012) nitrogen mempunyai peranan yang sangat besar dalam penyusunan struktur sel dan fungsinya. Nutrisi yang biasa digunakan adalah  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  karena menurut Miranda *et al.*, (2012) sumber nitrogen yang dapat digunakan untuk golongan yeast adalah ammonium, asparagin, glutamin, dan glutamat.

Dalam prakteknya, proses fermentasi dipengaruhi oleh berbagai faktor yang harus dikontrol agar proses berlangsung optimal, antara lain suhu, pH, oksigen, dan substrat (Subekti, 2006). Dalam proses fermentasi, suhu perlu dikontrol karena sangat mempengaruhi pertumbuhan mikroorganisme yang berperan dalam proses fermentasi. Di samping suhu, pH juga merupakan variable pertumbuhan mikroorganisme yang sangat penting, karena mikroorganisme hanya dapat tumbuh pada kisaran pH tertentu. *Saccharomyces cerevisiae* memerlukan suhu 30°C dan pH 4-4,5 agar dapat tumbuh dengan baik. Selama proses fermentasi akan timbul panas. Bila tidak dilakukan dengan pendinginan suhu akan terus meningkat sehingga proses fermentasi terhambat (Oura, 1983).

Tabel 1.6 Parameter-parameter Pembuatan Bioetanol

Parameter	Metode Fermentasi	Metode Sintesis
Suhu	25°C - 37°C	300°C
Tekanan	1 atm	60-70 atm
Konversi	95-99%	

Tabel 1.7 Kelebihan dan Kekurangan Metode Sintesis dan Metode Fermentasi

Metode	Kelebihan	Kekurangan

Fermentasi	Etanol dari metode fermentasi dibuat dari bahan yang dapat diperbarui	Menghasilkan karbon dioksida
	Bahan baku murah dan dapat didapatkan	
	Tidak membutuhkan energi yang besar karena fermentasi dilakukan pada temperature rendah dan akan membutuhkan biaya produksi yang rendah juga.	
Sintesis	Menggunakan proses kontinyu	Menggunakan bahan baku yang berasal dari turunan produk petroleum, yang ketersediannya semakin terbatas seiring berjalannya
	Tidak menggunakan bahan baku dari tanaman panganan	

Maka metode yang dipilih dalam pra rancangan pabrik bioethanol ini adalah metode fermentasi, karena metode fermentasi merupakan proses yang paling baik menurut segi kondisi operasi. Pertimbangan bahan baku juga mengarah pada proses fermentasi, yaitu mengandung karbohidrat (gula, pati, atau glukosa).



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 2.1.1 Spesifikasi Produk Utama

###### 2.1.1.1 Etanol

Tabel 2.1 Spesifikasi Etanol

Komponen	Sifat
Rumus Molekul	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH
Wujud	Cairan tidak berwarna
Massa Molekul Relatif	46,07 g/mol
Titik didih normal	78,32°C
Titik beku	-114,1°C
Densitas pada 20°C	0,7893g/mol
Kelarutan dalam air 20°C	Sangat larut
Viskositas pada 20°C	1,17 cP
Kalor spesifik pada 20°C	0,579 kal/g
Kalor pembakaran pada 25°C	7092,1 kal/g
Kalor penguapan 78,32°C	200,6 kal/g

*(Sumber : Rizana,2000)*

## 2.1.2 Spesifikasi Produk Samping

### 2.1.2.1 Karbondioksida

Tabel 2.2 Spesifikasi Karbondioksida

Komponen	Sifat
Rumus molekul	CO <sub>2</sub>
Wujud	Gas, tidak berwarna
Berat molekul	44,02 gr/mol
Densitas pada 0°C dan 1 atm	1,98 x 10 <sup>-3</sup>
Titik didih	-78,5°C
Tekanan uap pada 20°C	57,249 hPa

(Sumber : MSDS Karbondioksida)

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

### 2.2.1 Ampas Tapioka

Ampas tapioka atau onggok merupakan limbah padat hasil dari pembuatan tepung tapioka. Menurut Tabyoyan (1935) dalam Nurasanah (1993), angka konversi singkong menjadi onggok atau ampas berkisar 42,2-62%. Sedangkan menurut Titis (1981) dalam Nurhasanah berkisar 40-50%. Onggok memiliki kandungan karbohidrat cukup tinggi protein, lemak, serat, dan air (Nurhasah, 1993).

Berikut zat penyusun ampas tapioka :

Tabel 2.3 Spesifikasi Ampas Tapioka

Kandungan	Jumlah (%)
Karbohidrat	68,30 - 67,93
Protein	1,70 - 1,45
Lemak	0,22 - 0,3
Serat	9,42 - 10,54
Air	19,7 - 20,20

(Sumber : Nurhasanah, 1993)

## 2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

### 2.3.1 Enzim Alfa Amilase

Enzim  $\alpha$ -amilase merupakan endoamilase yang membelah ikatan  $\alpha$ -1,4 glikosidik rantai amilosa atau amilopektin untuk menghasilkan produk dengan konfigurasi  $\alpha$  (Martinez *et al*,2015). Aktivitas enzim ini dipengaruhi oleh keberadaan kofaktor kalsium sehingga disebut juga sebagai metalloenzim. Meskipun dapat memutus ikatan  $\alpha$ -1,4 glikosidik, alfa amilase tidak bisa memutus  $\alpha$ -1,6 glikosidik (Junliang *et al*,2010).

Daya kerja  $\alpha$ -amilase sangat dipengaruhi oleh suhu dan pH. pH optimum  $\alpha$ -amilase adalah 7, akan tetapi nilai ini berbeda-beda untuk setiap sumber amilase.  $\alpha$ -amilase dari *Bacillus amyloliquefaciens* bekerja optimum pada pH 7 sedang  $\alpha$ -amilase dari *Thermococcus profundus* bekerja optimum pada pH 5. Enzim  $\alpha$ -amilase juga memiliki sifat *thermostability* yang berbeda tergantung pada sumber enzimnya. *Bacillus amyloliquefaciens* adalah salah satu mikroba yang menghasilkan  $\alpha$ -amilase dengan *thermostability* yang baik. *Thermostability* ini diperlukan pada pemilihan enzim untuk modifikasi pati singkong dilakukan pada suhu tinggi, yaitu sekitar 100-110°C (Sundarram *et al*, 2014).

Enzim  $\alpha$ -amilase dapat diisolasi dari bakteri *Bacillus subtilis*, enzim yang diisolasi melalui bakteri tersebut amat stabil pada suhu tinggi, dengan suhu optimum pemanfaatannya berada pada suhu 70-90°C. Enzim ini masih cukup stabil dalam suhu rendah pada pH dibawah 6, walaupun demikian enzim tersebut tidak dapat bekerja pada pH dibawah 5. Pada suhu 70°C, enzim ini kehilangan aktivitasnya dengan cepat pada pH di bawah 6, namun cukup stabil dikisaran pH 6-10 (Sutanto, 2001).

Tabel 2.4 Spesifikasi Enzim Alfa Amilase

Komponen	Sifat
Karakteristik	Cair
Struktur molekuler	$\alpha$ -1,4 glukon 4-glukanohidrolase
Suhu optimum	70-110°C
pH optimum	6-10

### 2.3.2 Enzim Glukoamilase

Enzim glukoamilase dikenal dengan amiloglukosidase, pada hidrolisis pati enzim glukoamilase berfungsi untuk memecah ikatan  $\alpha$ -(1,4) glikosidik dan  $\alpha$ -(1,6) glikosidik pada pati. Glukoamilase dapat dihasilkan dari jamur: *Aspergillus sp*, *Rhizopus oryzae*, *Rhizopus niveus*, dari yeast: *Saccharomycopsis fibuligera*, *Saccharomyces diasticus*, dan dari bakteri: *Clostridium acetobutylicum* (Relly, 2003). Glukoamilase murni banyak digunakan untuk pembuatan sirup glukosa dari maltodekstrin yang diproduksi oleh  $\alpha$ -amilase dari pemurnian pati (Rahmawati, dkk 2015).

Glukoamilase berfungsi sebagai katalis yang memecahkan maltooligosakarida menjadi glukosa. Glukoamilase merupakan enzim persiapan untuk mendekomposisi zat tepung menjadi glukosa oleh pemecahan unit-unit glukosa dari rantai polisakarida. Enzim glukoamilase digunakan untuk sakarifikasi dari cairan karbohidrat salah satunya pada persiapan hidrolisis amylase (Handoko,2009).

Kerja enzim glukoamilase dipengaruhi oleh beberapa faktor yaitu suhu dan pH yang diperlukan. Suhu optimum untuk kerja enzim adalah 40-60°C, dengan nilai pH optimum 4-5 (Rahmawati,dkk 2015).

Tabel 2.5 Spesifikasi Enzim Glukoamilase

Komponen	Sifat
Karakteristik	Cair
Struktur molekuler	$\alpha$ -(1,4) glikosidik
Suhu optimum	40-60°C
pH optimum	4-5

### 2.3.3 *Saccharomyces Cerevisiae*

*Saccharomyces cerevisiae* merupakan salah satu jenis ragi yang banyak digunakan karena memiliki banyak kegunaan sejak dulu kala dalam industri roti dan bir. *Saccharomyces cerevisiae* merupakan jenis organisme eukariotik yang umum digunakan dalam berbagai jenis fermentasi. Ragi jenis ini berbentuk

memiliki dinding yang tebal, bulat oval, dan memiliki diameter 5-10 $\mu$ m. *Saccharomyces* memiliki pH optimum 5 dan memiliki rentang suhu 30-37°C dan akan mulai sangat terganggu di atas suhu 37°C (Handoko,2009).

Tabel 2.6 Klasifikasi *Saccharomyces cerevisiae*

Filum	Ascomycota
Subfilum	Saccharomycotina
Class	Saccharomycetes
Ordo	Saccharomycetales
Family	Saccharomycetaceae
Genus	<i>Saccharomyces</i>
Species	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>

( Sumber : Agustining, 2012)

## 2.4 Pengendalian Kualitas

Kualitas suatu bahan mempengaruhi daya jual suatu produk tertentu semakin baik dan bagus kualitas suatu produk maka akan menjadi nilai tambah dalam proses penjualan. Hal penting dalam dunia industri dan memerlukan perhatian khusus dari perusahaan adalah mempertahankan mutu suatu barang atau produk.

### 2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk menentukan kualitas bahan baku yang digunakan dan apakah memenuhi spesifikasi pabrik untuk diolah menjadi produk. Kualitas bahan baku ampas tapioka yang dihasilkan dari proses penyaringan dan pemerasan bubur singkong.

Maka dari itu sebelum proses produksi dilakukan pengujian terhadap bahan baku pembuatan etanol dan bahan-bahan lain seperti katalis dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses dengan baik di dalam pabrik sehingga produk yang dihasilkan sesuai dengan yang diinginkan.

### 2.4.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan dan ini sudah seharusnya dilakukan dari bahan baku hingga menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pemantauan operasi dilakukan dengan alat kendali terletak di *control room*, dimana kendali dilakukan dengan kendali otomatis dengan menggunakan indikator. Dengan adanya sistem tersebut maka bagian-bagian penting dari pabrik yang memerlukan pengawasan rutin setiap saat dapat dikontrol dengan baik karena proses tersebut dilakukan secara *automatic control* dengan indikator. Instrumentasi memiliki 3 fungsi utama, yaitu sebagai alat pengukur, alat analisa, dan alat kendali. Instrumen ini harus ada dan harus berfungsi sebagaimana mestinya sesuai dengan kebutuhan dimana ditempatkannya instrumen tersebut. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dalam proses produksi, maka indikator akan mengirimkan sinyal atau tanda berupa nyala lampu, bunyi alarm, dan sebagainya. Saat terjadi penyimpangan harus segera dikembalikan pada set atau kondisi semula baik secara manual ataupun otomatis. Oleh karena itu, instrumen merupakan salah satu faktor penting dalam menentukan mutu dan kualitas dari suatu hasil produksi. Pengendalian proses produksi meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

Aliran sistem kontrol :

1. Aliran pneumatis (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari controller ke actuator.
2. Aliran electric (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke controller.
3. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk flow dari sensor ke controller.

Alat sistem control :

Alat sistem control ini yang akan mengendalikan jalannya proses produksi. Alat control yang harus dipasang antara lain :

1. Level controller (LC)

Alat ini dipasang pada bagian atas tangki dengan tujuan untuk memastikan bahwa tinggi cairan yang berada di dalam tangki tidak melebihi batas maksimum dari batas yang diperbolehkan. Apabila tinggi cairan di dalam tangki sudah melebihi batas maka *Level Controller* akan memberikan isyarat atau tanda berupa nyala lampu atau suara. Dalam keadaan seperti ini, ada 2 kemungkinan yang bisa dilakukan yaitu dengan mengecilkan valve yang mengarah masuk ke tangki atau membesarkan valve yang mengarah ke luar tangki agar tangki cairan kembali ke keadaan normal.

2. Pressure controller (PC)

Pemasangan *Pressure Controller* bertujuan untuk mengetahui dan mengendalikan tekanan operasi yang sedang berjalan sesuai dengan tekanan operasi yang digunakan pada alat. Apabila tekanan operasi melebihi tekanan seharusnya akan berakibat fatal, seperti terjadinya ledakan. Maka *Pressure Controller* harus dipasang pada alat proses yang membutuhkan tekanan seperti alat yang menggunakan aliran steam atau gas bertekanan tinggi.

3. Flow Controller (FC)

Alat ini dipasang pada alir masuk dan keluar suatu alat proses untuk mengetahui dan mengendalikan debit aliran. Debit aliran yang akan masuk dan keluar proses harus sesuai dengan yang sudah ditetapkan, karena debit aliran ini akan berpengaruh pada proses selanjutnya. Apabila debit aliran terlalu kecil proses akan menjadi lambat. Sebaliknya, jika debit aliran masuk terlalu besar, bahan yang masuk akan menumpuk di dalam alat proses.

4. Temperature Controller (TC)

Alat yang dipasang di setiap alat proses dengan tujuan untuk mengetahui dan mengendalikan suhu operasi alat berdasarkan suhu operasi yang sudah ditetapkan pada alat proses sesuai dengan kebutuhan.

#### **2.4.3 Pengendalian Waktu**

Perlu waktu tertentu untuk mencapai suatu kualitas tertentu sesuai dengan yang diinginkan. Oleh karena itu, diperlukan pengendalian waktu untuk mempermudah waktu yang digunakan dalam proses produksi.

#### **2.4.4 Pengendalian Bahan Proses**

Apabila ingin mencapai kapasitas produksi yang dibutuhkan, bahan yang dibutuhkan untuk proses tersebut harus cukup. Oleh karena itu, perlu dilakukan pengendalian terhadap bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.



## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan etanol terdiri dari beberapa tahap proses, yaitu:

1. Persiapan bahan baku
2. Proses Pembentukan Produk
3. Pemurnian Produk

##### 3.1.1 Persiapan Bahan

Proses produksi bioetanol dari ampas tapioka meliputi beberapa tahapan diantaranya persiapan bahan baku. Bahan baku ampas tapioka diperoleh dari limbah produsen tepung tapioka. Ampas tapioka diangkut menggunakan truk kemudian ditampung ke silo penyimpanan (SL-01) menggunakan *Bucket Elevator* (BE-01). Bahan baku disaring menggunakan *Vibrating screening* (VS-01) untuk memisahkan bahan baku dari kotoran dan untuk menyamakan ukuran ampas tapioka.

Proses selanjutnya yaitu proses hidrolisis pati. Hidrolisis pati menjadi glukosa melalui tiga tahapan yaitu gelatinisasi, likuifikasi, dan sakarifikasi. Sebelum proses gelatinisasi, ampas tapioka yang berada di *Mixer Tank* 01 (M-01) ditambahkan air proses sebanyak 40% agar menjadi *slurry* dan  $H_3PO_4$  untuk mencapai pH 6. Gelatinisasi dilakukan dengan mengalirkan steam  $140^\circ C$  ke dalam *Mixer Tank*-02 (M-02) selama 60 menit. Setelah proses gelatinisasi selesai, *slurry* dialirkan menuju di *Mixer Tank*-03 (M-03) dengan pompa dan ditambahkan enzim *Alpha* amilase sebanyak 0,05 % berat dari berat bahan yang masuk sebagai katalisator untuk mempercepat proses likuifikasi juga ditambahkan  $H_3PO_4$  untuk mencapai pH 4,5. Likuifikasi dilakukan pada suhu  $84^\circ C$  selama 1 jam. Selanjutnya Sakarifikasi terjadi di dalam reaktor hidrolisis (R-01) dengan suhu  $60^\circ C$  dan ditambahkan enzim glucoamilase sebanyak 0,1 % dari berat umpan yang masuk selama 1 jam. Proses sakarifikasi akan menghasilkan panas, maka perlu ada jaket

pendingin pada reaktor untuk menjaga agar suhu reaksi terjaga pada 60 °C

### 3.1.2 Proses Pembentukan Proses

Setelah proses hidrolisis selesai, larutan ampas tapioka dialirkan menuju reaktor fermentasi (R-02). Reaktor fermentasi berjumlah 6 buah dan direaksikan secara batch selama 11 jam. Proses fermentasi ini menggunakan mikroba *Saccharomyces cerevisiae* sebanyak 10% dari total substrat yang berfungsi sebagai katalis. Selain itu, Amonium sebanyak 0,4% juga ditambahkan sebagai nutrisi yeast. *Saccharomyces cerevisiae* dan Amonium sulfat dalirkan menuju reaktor fermentasi (R-02) menggunakan *Screw Conveyo-01* (SC-01) dan *Screw Conveyo-02* (SC-02)

Kondisi optimum untuk proses fermentasi ini berjalan pada suhu 30<sup>0</sup> C. Reaksi fermentasi ini berlangsung secara eksotermis, sehingga proses ini membutuhkan tangki fermentor dengan *coil* pendingin untuk mempertahankan suhu 30<sup>0</sup> C.

### 3.1.3 Pemurnian Produk

Proses pemurnian adalah proses untuk memisahkan campuran etanol, glukosa dan air untuk mendapatkan kadar komponen yang lebih murni. Proses pemurnian dilakukan dalam *Filter Press-01* (FP-01) dan Menara Distilasi-MD (MD-01). Larutan ampas tapioka yang telah di fermentasi dialirkan ke *Filter Press-01* (FP-01) hingga diperoleh campuran bioetanol, air dan glukosa yang dikemudian dialirkan untuk proses pemurnian kedua dalam Menara Distilasi -01 (MD-01), dalam proses ini campuran dipisahkan berdasarkan titik didihnya. Bioetanol yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap terlebih dahulu dan uap tersebut akan dikondensasikan di *Condenser-01* (CD-01) untuk mengubah fase gas menjadi fase cair. Bioetanol dengan kemurnian 96% yang telah terkondensasi kemudian di tampung di tangki penyimpanan produk (T-04).

## 3.2 Spesifikasi Alat

### 3.2.1 Tangki Penyimpanan

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan Bahan Baku

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat		
		Tangki Penyimpanan (T-01)	Tangki Penyimpanan (T-02)	Tangki Penyimpanan (T-03)
1	Fungsi :	Menyimpan Asam Fosfat	Menyimpan Alfa Amilase	Menyimpan Gluko Amilase
2	Tipe :	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak	Tangki silinder tegak
3	Bahan konstruksi :	Stainless steel 304	Stainless steel 304	Stainless steel 304
4	Temperature :	30°C	30°C	30°C
5	Tekanan :	1 atm	1 atm	1 atm
6	Waktu penyimpanan :	15 Hari	15 Hari	15 Hari
7	Spesifikasi ukuran :			
	- Volume tangki :	16,2005 m <sup>3</sup>	12,2736 m <sup>3</sup>	6,9965 m <sup>3</sup>
	- Tinggi Tangki:	3,6576 m	3,6576 m	3,6576 m
	- Diameter Shell :	3,048 m	3,048 m	3,048 m
8	Tebal Shell			
	- Course 1	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in
	- Course 2	0,1875in	0,1875 in	0,1875 in
9	Harga	\$28.438	\$23.239	\$17.105

Tabel 3.2 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan Produk

No	Spesifikasi Alat	Tangki Produk Bioetanol (T-04)	Accumulator (ACC-01)
1	Fungsi :	Menyimpan Produk Hasil yaitu Bioetanol	Menampung embunan yang berasal dari kondensor (CD-01) yang berupa campuran etoksi etan, etanol dan air
2	Tipe :	Tangki silinder tegak	Tangki silinder horizontal
3	Bahan konstruksi :	Stainless steel 304	Carbon steel
4	Temperature :	30°C	80°C
5	Tekanan :	1 atm	1 atm
6	Waktu penyimpanan :	30 Hari	10 Menit
7	Volume bahan :	5.163 m <sup>3</sup>	0,86212 m <sup>3</sup>
8	Spesifikasi ukuran :		
	Volume tangki :	6.196 m <sup>3</sup>	1,0345 m <sup>3</sup>
	Tinggi Tangki :	10,9728 m	3 m
	Diameter <i>Shell</i> :	27,432 m	1 m

\*Lanjutan Tabel 3.2

9	Tebal shell		
	- Course 1-3	0,25 in	
	- Course 4	0,31 in	
	- Course 5	0,38 in	
	- Course 6	0,46 in	
10	Harga	\$920.542	\$5.211

### 3.2.2 Bucket Elevator

Tabel 3.3 Spesifikasi Alat Bucket Elevator

No	Spesifikasi Alat	Bucket Elevator (BE-01)
1	Fungsi	Mengangkut bahan baku ampas tapioka ke silo (SL-01). penyimpanan bahan baku sebanyak 19.626 kg/jam
2	Spesifikasi Ukuran :	
	- Ukuran bucket	8 x 5 x 5 ½
	- Jumlah bucket	80 buah
	- Jarak antar Bucket	0,3556 m
	- Kecepatan Bucket	225ft/menit
	- Panjang Belt	7,747 m
	- Lebar Belt	0,2032 m
	- Tinggi Elevator	7,62 m
3	Daya (Hp)	3
4	Harga	\$36.130

### 3.2.3 Silo

Tabel 3.4 Spesifikasi Alat Silo

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat		
		Silo (S-01)	Silo (S-02)	Silo (S-03)
1	Fungsi	Menampung bahan baku (ampas tapioka) sebanyak 19626,465 kg/jam	Menampung bahan baku (ammonium sulfat) sebanyak 109,078 kg/jam	Menampung bahan baku ( <i>Saccharomyces cerevisiae</i> ) sebanyak 2726,974 kg/jam
2	Tipe	Silinder tegak dengan alas kerucut	Silinder tegak dengan alas kerucut	Silinder tegak dengan alas kerucut
3	Bahan konstruksi	Stainless steel 304	Stainless steel 304	Stainless steel 304
4	Temperature	30°C	30°C	30°C
5	Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
6	Waktu Penyimpanan	14 hari	14 hari	14 hari
7	Kapasitas Volume	13332,360 m <sup>3</sup>	52,970 m <sup>3</sup>	1324,254 m <sup>3</sup>
8	Spesifikasi Ukuran :			
	Tinggi Tangki + Kerucut	81,778 m	13 m	30,300 m
	Diameter	30,300 m	2m	12,730 m
9	Jumlah	1	1	1
10	Harga	\$121.590	\$121.590	\$121.590

### 3.2.4 Screw Conveyor

Tabel 3.5 Spesifikasi Alat Screw Conveyor

No	Spesifikasi Alat	Screw Conveyor (SC-01)	Screw Conveyor (SC-02)
1	Fungsi	Mengangkut ammonium sulfat sebanyak 109,078 kg/jam menuju R-02	Mengangkut <i>Saccharomyces cerevisiae</i> (ragi) sebanyak 2726,974 kg/jam menuju R-02
2	Suhu	30°C	30°C
3	Tekanan	1 atm	1 atm
4	Kapasitas	5 ton/jam	5 ton/jam
5	Spesifikasi Ukuran		
	- Diameter flights	9 in	9 in
	- Diameter pipa	2,5 in	2,5 in
	- Kecepatan	60 rpm	60 rpm
5	Daya motor	0,45 Hp	0,45 Hp
6	Jumlah	1 Unit	1 Unit
7	Harga	\$19.107	\$19.107

### 3.2.5 Belt Conveyor

Tabel 3.6 Spesifikasi Alat Belt Conveyor

No	Spesifikasi Alat	Belt Conveyor (BC-01)
1	Fungsi :	Mengangkut bahan baku dari Silo menuju Mixer Tank Preliminary
	Jenis :	Continuous closed
2	Spesifikasi ukuran :	
	- Lebar belt :	16 in
	- Panjang belt :	10 m
3	Daya motor	1 Hp
4	Jumlah	1 Unit
5	Harga	\$19.107

### 3.2.6 Vibrating Screen

Tabel 3.7 Spesifikasi Alat Vibrating Screen

No	Spesifikasi Alat	Vibrating Screen (VS-01)
1	Fungsi :	Menghomogenkan ukuran ampas tapioca
2	Temperatur	30°C
3	Tekanan	1 atm
4	Spesifikasi alat :	
	- No. ayakan :	14
	- Diameter :	0,725 mm
	- Tyler equivalent :	12
	- Lebar :	1,64 m
	- Panjang	2,46 m
	- Faktor Buka	44%
	- Luar Screen	0,375 ft <sup>2</sup>
5	Jumlah :	1 Unit
6	Harga :	\$23.623



### 3.2.7 Filter Press

Table 3.8 Spesifikasi Alat Filter Press

No	Spesifikasi Alat	Filter Press (FP -01)
1	Fungsi :	Untuk memisahkan stillage dari larutan bioethanol – air
2	Tipe :	<i>Plate and frame</i>
3	Temperature :	30° C
4	Tekanan :	1 atm
5	Area Filtrasi :	8 m <sup>2</sup>
6	Volume filtrat :	29.621,765 m <sup>3</sup>
7	Jumlah plate :	10 plate
8	Jumlah :	1 unit
9	Harga :	\$6.948

### 3.2.8 Mixing Tank

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Mixing Tank

No	Spesifikasi Alat	Mixer (M-01)	Mixer (M-02)	Mixer (M-03)
1	Fungsi	Mencampurkan umpan Amilum, Protein, Air, Lemak, Serat dengan Air proses dan H3PO4	Mencampurkan dan memanaskan umpan Amilum, Protein, Air, Lemak, Serat dengan Air proses dan H3PO4	Mencampurkan umpan Amilum, Protein, Air, Lemak, Serat dengan air proses, H3PO4, Alfa Amilase
2	Temperature :	30° C	84 ° C	84 ° C
3	Tekanan :	1 atm	1 atm	1 atm

\*Lanjutan Tabel 3.9

4	Speasifikasi alat :			
	- Diameter shell :	2,7595 m	3,6666 m	3,6677 m
	- Tinggi shell :	5,5190 m	7,3333 m	7,3353 m
	- Volume shell :	16,4954 m <sup>3</sup>	38,6985 m <sup>3</sup>	38,7287 m <sup>3</sup>
	- Volume mixer :	20,6616 m <sup>3</sup>	48,1200 m <sup>3</sup>	48 m <sup>3</sup>
	- Tinggi mixer total :	6,6440 m	8,6698 m	8,6752 m
	- Jenis pengaduk	Turbin Daun Terbuka	Turbin Daun Terbuka	Turbin Daun Terbuka
	- Jumlah pengaduk	6	6	6
	- Putaran pengaduk	72,71 rpm	54,7188 rpm	54,7045 rpm
	- Power (P)	10,00 Hp	15,00 Hp	15,00 Hp
5	Harga	\$271.101	\$445.188	\$445.188

### 3.2.9 Reaktor

Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Reaktor

No	Spesifikasi Alat	Reaktor Hidrolisis (R-01)	Reaktor Fermentasi (R-02)
1	Fungsi :	Tempat terjadinya reaksi hidrolisis antara Amilum dengan Air menjadi glukosa	Tempat terjadinya fermentasi glukosa menjadi ethanol dengan bantuan saccharomyces
2	Jenis :	Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)	Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)
3	Tipe :	Tangki silinder tegak dengan alas datar dan tutup ellipsoidal	Tangki silinder tegak berdasar dan beratap thorispherical head
4	Bahan Konstruksi :	Stainless steel SA – 283 Grade C	Stainless steel SA – 240 grade 304L
5	Temperature :	60° C	30° C
6	Tekanan :	1 atm	1 atm
7	Spesifikasi ukuran :		
	- Tinggi reaktor :	4,0432 m	7,4757 m
	- Diameter reaktor	3,0324 m	5,1816 m
	- Tinggi head :	0,7992 m	1,1470 m
8	Jumlah lilitan koil :	4 lilitan	5 lilitan
9	Jenis pengaduk :		
	- Jumlah baffle:		
	- Lebar baffle:		

10	Daya Pengaduk :		
11	Harga	\$308.165	\$707.977

### 3.2.10 Menara Distilasi

Tabel 3.11 Spesifikasi Alat Menara Distilasi

No	Spesifikasi Alat	Menara Distilasi (MD-01)
1	Fungsi :	Untuk memurnikan ethanol dari campuran ethanol dan air
2	Jenis :	Tray tower
3	Bahan Konstruksi :	Stainless steel (SA-240)
4	Spesifikasi ukuran :	
	- Tinggi menara :	25,709 m
	- Diameter Menara :	7 m
	- Tray spacing :	0,6 m
	- Tebal Plate :	5 mm
5	Top :	
	- Tekanan desain :	1 atm
	- Temperature desain :	80° C
6	Bottom :	
	- Tekanan desain :	1 atm
	- Temperature desain :	80° C
	- Diameter kolom :	5 m
	- Pressure drop :	0,06 bar
7	Harga :	\$413.115

### 3.2.11 Condensor

Tabel 3.12 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Condensor)

No	Spesifikasi Alat	Condensor (CD-01)
1	Fungsi :	Mengembunkan uap yang keluar puncak Menara Distilasi (MD-01) dengan media pendingin air
2	Fasa :	Gas – Cair
3	Jenis :	<i>Shell and Tube</i>
4	Jumlah :	1
5	Bahan Konstruksi :	Stainless Steel SA.283 Grade C
6	Kode Alat :	CD-01
7	Luas transfer panas(A) :	1806,3 ft <sup>2</sup>
8	Spesifikasi ukuran:	
	<i>Tube Layout</i>	
	- Nt	767
	- L	3,6576 m
	- OD	0,01905 m
	- ID	0,0148 m
	- BWG	14
	- <i>Passes</i>	1
	<i>Shell Layout</i>	
	Ids :	0,762 m
	B :	0,762 m
	Passes :	2

\*Lanjutan Tabel 3.12

9	Uc:	6,03185 kJ /m2 sK
10	Ud:	1,00343 kJ / m2 s K
11	Rd calculated :	0,831 m2 s K / kJ
12	Rd minimum :	0,53 m <sup>2</sup> s K / kJ
13	Harga :	\$29.529

### 3.2.12 Reboiler

Tabel 3.13 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Reboiler)

No	Spesifikasi Alat	Reboiler (RB-01)
1	Fungsi :	menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara distilasi (MD-01)
2	Fasa :	Cair
3	Jenis :	<i>Shell and Tube</i>
4	Jumlah :	1
5	Bahan Konstruksi :	Stainless Steel SA.283 Grade C
6	Kode Alat :	RB-01
7	Luas transfer panas(A):	1768,3 ft <sup>2</sup>
8	Spesifikasi ukuran:	
	<i>Tube Layout</i>	
	- Nt	750
	- L	3,6576 m
	- OD	0,01905 m
	- ID	0,0148 m
	- BWG	14
	- <i>Passes</i>	1

	<i>Shell Layout</i>	
	Ids :	0,8128 m

\*Lanjutan Tabel 3.13

	B :	0,762 m
	Passes :	2
9	Uc:	6,03185 kJ /m2 sK
10	Ud:	1,00343 kJ / m2 s K
11	Rd calculated :	0,831 m2 s K / kJ
12	Rd minimum :	0,53 m <sup>2</sup> s K / kJ
13	Harga :	\$33.003

### 3.2.13 Cooler

Tabel 3.14 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Cooler)

No	Spesifikasi Alat	Cooler-01 (CO-01)	Cooler-02 (CO-02)
1	Fungsi :	Menurunkan temperatur umpan masuk sebanyak 27.245 kg/jam dari Suhu 83,922°C menjadi 60°C	Menurunkan temperatur umpan masuk sebanyak 27.270 Kg/jam dari suhu 60°C menjadi 40°C
2	Fasa :	Cair	Cair
3	Jenis :	<i>Shell and tube</i>	
4	Jumlah :	1	1
5	Bahan Konstruksi :	Carbon steel	Carbon Steel
6	Kode Alat :	CO-01	CO-02
7	Luas transfer panas (A):	333,0096 ft <sup>2</sup>	757,1256 ft <sup>2</sup>
8	Spesifikasi Ukuran :		
	<i>Tube Layout</i>		
	- Nt	106	241

	- L	3,6576 m	3,6576 m
	- OD	0,254 m	0,0254 m

\*Lanjutan Tabel 3.14

	- ID	0,0221 m	0,0221 m
	- BWG	16	16
	- Passes	6	1
	<i>Shell Layout</i>		
	- Ids	0,438 m	0,6 m
	- Passes	6	1
9	Uc :	422,809 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	290,5 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
10	Ud :	90,1397 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	86,78 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
11	Rd calculated :	0,0087	0,0081
12	Rd Minimum :	0,001	0,001
13	Harga :	\$7.816	\$15.633

Tabel 3.15 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Cooler)

No	Spesifikasi	Cooler-03(CO-03)
1	Fungsi :	Menurunkan temperatur cairan sebanyak 5.682 Kg/jam dari suhu 77,088°C menjadi 40°C
2	Jenis :	Double Pipe Heat Exchanger
3	Jumlah :	1
4	Bahan Konstruksi :	Stainless Steel SA-167
5	Kode Alat :	CO-03
6	Luas transfer panas (A):	43,478 ft <sup>2</sup>



\*Lanjutan Tabel 3.15

7	Spesifikasi :	
	<i>Annulus</i>	
	- IPS	2
	- Sch No	80
	- OD	2,88
	- ID	1,5
	<i>Pipe</i>	
	- IPS	1,25
	- Sch No	80
	- OD	1,66
	- ID	1,939
8	Jumlah Harpin :	12
9	Harga :	\$6.948

### 3.2.14 Heat Exchanger

Tabel 3.16 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Heat Exchanger)

No	Spesifikasi Alat	Heat Exchanger (HE-01)
1	Fungsi :	Memanaskan Etanol,Air dan Glukosa dari Filter Press menuju Menara Destilasi dengan menggunakan media pemanas steam, dari suhu 30°C ke suhu 94,56°C
2	Fasa :	Cair
3	Jenis :	<i>Shell and Tube</i>
4	Jumlah :	1
5	Bahan Konstruksi :	Carbon Steel

6	Kode Alat :	HE-01
7	Luas transfer panas(A):	3095,13 ft <sup>2</sup>

\*Lanjutan Tabel 3.16

8	Spesifikasi ukuran:	
	<i>Tube Layout</i>	
	- Nt	522
	- L	7,3152
	- OD	0,0254
	- ID	0,0221
	- BWG	14
	- <i>Passes</i>	2
	<i>Shell Layout</i>	
	Ids :	0,8382 m
	B :	0,762 m
	Passes :	2
9	Uc:	1499,78 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
10	Ud:	188,73 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
11	Rd calculated :	0,0046
12	Rd minimum :	0,003
13	Harga :	\$34.740

### 3.2.15 Pompa

Tabel 3.17 Spesifikasi Alat Mengalirkan Fluida (Pompa)

No	Spesifikasi Alat	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04
1	Fungsi	Untuk Mengalirkan H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> dari T-01 menuju M-01 dan M-03	Untuk Mengalirkan hasil keluaran dari M-01 menuju M-02	Untuk Mengalirkan Hasil keluaran dari M-02 menuju M-03	Untuk Mengalirkan Alfa Amilase dari T-02 ke M-03
2	Kode Alat	P-01	P-02	P-03	P-04
3	Jenis	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
4	Bahan	Stainless Steel SA-167			

	Konstruksi				
5	Jumlah (buah)	2	2	2	2

\*Lanjutan Tabel 3.17

8	Ukuran Pipa				
	L (m)	3,68	50	50	3,68
	ID	0,0779 m	0,1023 m	0,1023 m	0,0779 m
	OD	0,0889 m	0,1016 m	0,1016 m	0,0889 m
9	Daya (Hp)	0,75 Hp	1 Hp	1 Hp	2 Hp
10	Harga	\$3.370	\$3.786	\$.3.786	\$4.620
<b>No</b>	<b>Spesifikasi Alat</b>	<b>Pompa-05</b>	<b>Pompa-06</b>	<b>Pompa-07</b>	<b>Pompa-08</b>
1	Fungsi	Untuk mengalirkan hasil keluaran dari M-03 menuju R-01	Untuk mengalirkan Gluko Amilase dari T-03 menuju R-01	Untuk mengalirkan hasil keluaran R-01 menuju R-02	Untuk mengalirkan hasil keluaran R-02 menuju Filter Press
2	Kode Alat	P-05	P-06	P-07	P-08
3	Jenis	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
4	Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA-167			
5	Jumlah (buah)	2	2	2	2
8	Ukuran Pipa				
	L (m)	50	3,68	50	3,68
	ID	0,0779 m	0,1023 m	0,1023 m	0,0779 m
	OD	0,0889 m	0,1016 m	0,1016 m	0,0889 m

9	Daya (Hp)	0,75 Hp	1 Hp	1 Hp	2 Hp
10	Harga	\$3.786	\$6.080	\$3.786	\$4.620

\*Lanjutan Tabel 3.17

No	Spesifikasi Alat	Pompa-09	Pompa-10	Pompa-11
1	Fungsi	Untuk mengalirkan hasil keluaran Filter Press menuju Menara Distilasi	Untuk Mengalirkan hasil Reboiler menuju UPL	Untuk mengalirkan hasil kondensat dari akumulator ke menara distilasi dan tangki penyimpanan
2	Kode Alat	P-09	P-10	P-11
3	Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
4	Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
5	Jumlah (buah)	2	2	2
6	Ukuran Pipa			
	L (m)	3,68	3,68	3,68
	ID	0,0779 m	0,1023 m	0,1023 m
	OD	0,0889 m	0,1016 m	0,1016 m
9	Daya (Hp)	0,75 Hp	1 Hp	1 Hp
10	Harga	\$3.682	\$4.446	\$6.914

### 3.3 Perencanaan Produksi

#### 3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku ampas tapioka diperoleh dari limbah pabrik tepung tapioka PT BUDI ACID JAYA yang berada di Lampung.

Tabel 3.18 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan BahanBaku (Ton/tahun)	Jumlah Ketersediaan Bahan Baku (Ton/tahun)
Ampas tepung tapioka	104.964	483.750

Dari Tabel 3.18 di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku ampas tepung tapioka dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

#### 3.3.2 Analisis Kebutuhan Alat Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses, umur ekonomis peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Penentuan lokasi pabrik merupakan suatu hal yang penting, karena akan berhubungan langsung dengan nilai ekonomis pabrik yang didirikan. Lokasi pabrik menjadi penentu kesuksesan sebuah pabrik dalam jangka pendek maupun panjang. Pertimbangan utama dalam pemilihan lokasi yaitu harus dapat memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum dengan memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik.

Pabrik bioetanol dari ampas tapioka dengan kapasitas produksi 45.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di Cilegon, Banten, Jawa Barat.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik

Adapun pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik ini adalah sebagai berikut :

#### **4.11 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik**

##### **a. Pemasaran**

Distribusi produk akan berjalan lebih mudah dan efisien apabila pabrik berada dekat dengan wilayah pemasaran. Jalur dan jenis transportasi yang digunakan dalam proses produksi dan pendistribusian produk harus dipilih yang paling mudah, tidak memerlukan waktu yang lama, serta aman dalam proses pengangkutan. Lokasi pabrik bioetanol ini telah dipilih untuk mempermudah proses produksi dan pemasaran dengan didukung sistem transportasi yang baik.

**b. Utilitas**

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar, dan listrik. Kebutuhan air dapat dipenuhi karena lokasi pabrik dekat dengan PT. Krakatau Tirta. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik merupakan faktor utama dalam operasional pabrik dan dapat diperoleh dengan cukup mudah dari wilayah sekitar.

**c. Tenaga Kerja**

Tenaga kerja yang dibutuhkan adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana. Hal ini agar tenaga kerja yang dipekerjakan adalah tenaga kerja yang memiliki kompetensi yang cukup agar proses berjalan dengan baik. Selain itu faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja tersebut. Untuk memenuhinya dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik dan sekitarnya, sehingga dengan dibangunnya pabrik di lokasi ini maka dapat meningkatkan taraf hidup masyarakat dan sekitarnya dan memacu perkembangan ekonomi daerah.

**d. Transportasi**

Untuk mempermudah lalu lintas produk dan pemasarannya, lokasi pabrik harus mudah dicapai. Pada pabrik ini lokasi pendirian dinilai cukup baik karena di lokasi tersebut terdapat transportasi yang memadai baik transportasi darat maupun laut dan diharapkan dapat memperlancar kegiatan pemasaran, baik pemasaran internasional maupun domestik.

**e. Infrastruktur**

Pabrik bioetanol ini akan didirikan di Cilegon, Banten. Lokasi pabrik bioetanol ini mudah dijangkau serta dekat dengan laut sehingga proses distribusinya lebih mudah. Lokasi pabrik di Cilegon merupakan wilayah kawasan industri diantaranya yaitu industri besi, industri timah, industri makanan, industri kimia, dan



lain sebagainya. Maka dari itu, infrastruktur pabrik dapat diperoleh dan terpenuhi dengan mudah. Banten merupakan daerah yang berdekatan dengan ibu kota Indonesia, sehingga peluang untuk memasarkan produk metanol ini lebih mudah.

#### **4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik**

##### **a. Perluasan Area Pabrik**

Pada perencanaan pendirian pabrik ini telah disertakan lahan untuk pengembangan pabrik tersebut yang luasnya sekitar setengah dari luas pabrik yang ada. Untuk pengembangan yang lebih besar di daerah tersebut masih memiliki lahan yang sangat luas.

##### **b. Kebijakan Pemerintah**

Mengenai peraturan pemerintah tidak mengalami kesulitan karena Cilegon dan sekitarnya termasuk daerah sentra industri dan daerah pengembangan industri di masa yang akan datang.

##### **c. Prasarana dan Fasilitas Sosial**

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia. Selain itu harus tersedia juga fasilitas-fasilitas sosial seperti sara pendidikan, ibadah, hiburan, kesehatan dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup bagi tenaga kerja di pabrik ini bahkan juga warga sekitar pabrik ini.

#### **4.2 Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik dapat didefinisikan sebagai tata cara pengaturan fasilitas-fasilitas pabrik guna menunjang kelancaran proses produksi. Pengaturan tersebut akan memanfaatkan uas area (*space*) untuk penempatan mesin atau fasilitas penunjang produksi lainnya, kelancaran gerakan-gerakan material, penyimpanan material (*storage*) baik yang bersifat temporer maupun permanen, personil pekerja dan sebagainya (Wignjosoebroto, 2009). Selain peralatan yang tercantum dalam flow sheet proses, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, gudang, laboratorium, bengkel, dan lain sebagainya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol, keamanan, dan ekonomi. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

**a. Area Administrasi/Perkantoran dan Laboratium**

Area administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengembangan, pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual. Area ini terdiri dari :

1. Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
2. Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
3. Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti poliklinik, mess, kantin, aula, dan masjid.
4. Daerah proses, ruang kontrol dan perluasan.

**b. Area Proses dan Ruang Kontrol**

Area ini merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat berlangsungnya proses. Ruang kontrol digunakan sebagai pusat pengendalian proses.

**c. Area Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Parkir**

Merupakan area tempat penyimpanan alat-alat dan bahan kimia, tempat kegiatan umum, reparasi transportasi, dan parkir kendaraan.

**d. Area Utilitas dan Power Station**

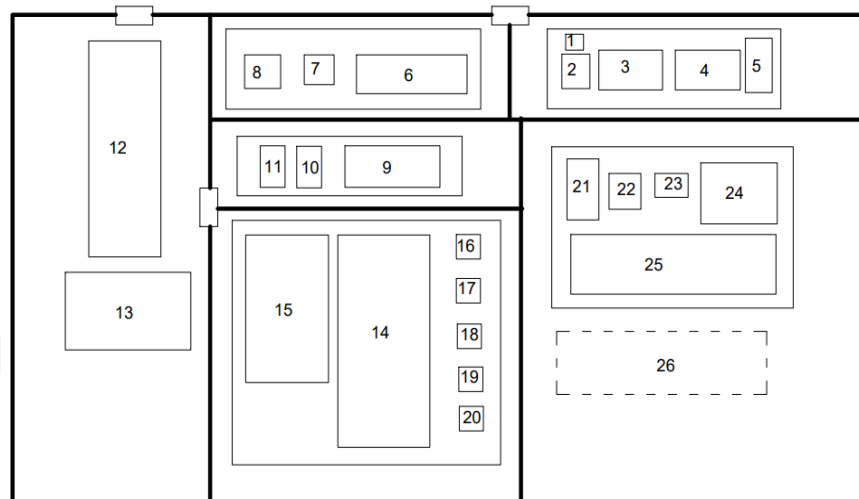
Merupakan area dimana kegiatan penyedia air, *steam*, udara tekan, bahan bakar, pengolahan limbah dan tenaga listrik dipusatkan untuk menunjang kegiatan proses produksi. Hasil perrancangan tata letak pabrik etanol terlihat di dalam tabel dan gambar berikut :

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah sebagai Bangunan Pabrik

no	nama bangunan	harga/m2	luas m2	Rp
1	Area proses	2 750 000	2.000	5 500 000 000
2	Area tangki bahan baku	2 750 000	3.000	8 250 000 000
3	Area Tangki Produk	2 750 000	500	1 375 000 000
4	Area parkir	2 750 000	300	825 000 000

\*lanjutan Tabel 4.1

5	Area Pengolahan limbah	2 750 000	300	825 000 000
6	Area Pengembangan	2 750 000	200	550 000 000
7	Area Utilitas	2 750 000	1.000	2 750 000 000
8	Kantor administrasi	2 750 000	500	1 375 000 000
9	Pos jaga	2 750 000	45	123 750 000
10	Aula	2 750 000	150	412 500 000
11	Kantin	2 750 000	250	687 500 000
12	Gudang	2 750 000	210	577 500 000
13	Perpustakaan	2 750 000	200	550 000 000
14	Pemadam	2 750 000	500	1 375 000 000
15	Poliklinik	2 750 000	120	330 000 000
16	Koperasi	2 750 000	100	275 000 000
17	Bengkel	2 750 000	300	825 000 000
18	Masjid	2 750 000	150	412 500 000
19	Laboratorium	2 750 000	200	550 000 000
20	Rumah boiler	2 750 000	150	412 500 000
21	Rumah generator	2 750 000	150	412 500 000
22	Ruang Kontrol Proses	2 750 000	300	825 000 000
23	Ruang Kontrol utilitas	2 750 000	200	550 000 000
24	Taman	2 750 000	700	1 925 000 000
25	Perumahan	2 750 000	900	2 475 000 000
	total		12.425	34 168 750 000



Gambar 4.2 *Lay Out* Pabrik

Skala 1 : 100

Keterangan :

- |                               |                            |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Pos Satpam                 | 14. Utilitas               |
| 2. Taman                      | 15. Unit Pengolahan Limbah |
| 3. Parkir Karyawan            | 16. Control Room Utilitas  |
| 4. Parkir Tamu                | 17. Unit K3                |
| 5. Kantin                     | 18. Unit Pemadan Kebakaran |
| 6. Kantor Utama               | 19. Boiler                 |
| 7. Klinik                     | 20. Power Plant            |
| 8. Masjid                     | 21. Laboratorium           |
| 9. Kantor Teknik dan Produksi | 22. Control Room Proses    |
| 10. Bengkel                   | 23. Ruang Timbang Truk     |
| 11. Gudang alat               | 24. Parkir Truk            |
| 12. Perumahan                 | 25. Area Proses            |
| 13. Mess                      | 26. Area Perluasan Pabrik  |

### **4.3 Tata Letak Alat Proses**

Dalam perancangan tata letak alat proses pabrik harus dirancang secara efisien agar proses berjalan dengan baik . Dalam perancangannya ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

#### **4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk**

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Semakin dekat penempatan bahan baku dan produk dengan jalur transportasi, maka akan semakin efisien biaya yang dikeluarkan.

#### **4.3.2 Aliran Udara**

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya penumpukan udara atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

#### **4.3.3 Pencahayaan**

Dalam perancangan lay out peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

#### **4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan**

Dalam perancangan lay out peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

#### **4.3.5 Pertimbangan Ekonomi**

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

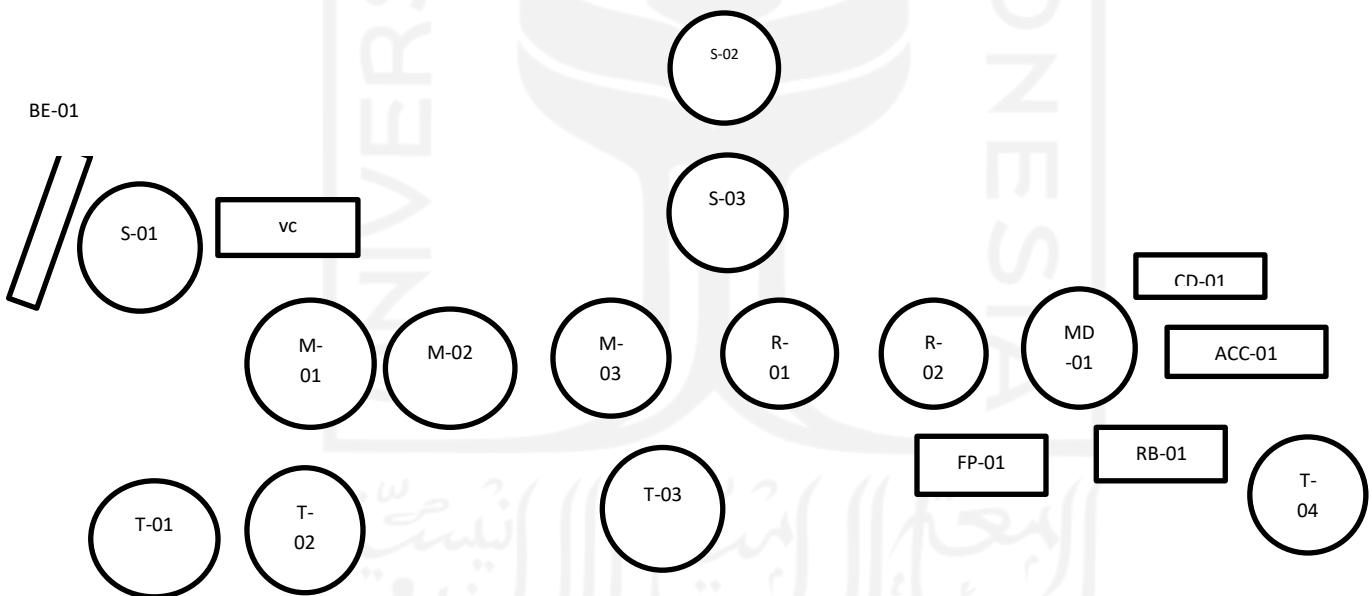
#### 4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya dan mudah melakukan penyelamatan.

#### 4.3.7 Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Perluasan dan pengembangan pabrik merupakan hal yang perlu dipertimbangkan untuk mendukung kelanjutan dari umur pabrik. Hal ini bertujuan agar jika dimasa mendatang pabrik akan meningkatkan kapasitas produksi lahan yang dibutuhkan telah tersedia.

Gambar 4.3 LayOut Alat Proses



## 4.4 Alir Proses dan Material

### 4.4.1 Neraca Massa

#### 4.4.1.1 Neraca Massa Alat

##### 1. Vibrating Screen

Tabel 4.2 Neraca Massa Vibrating Screen

KOMPONEN	MASUK		KELUAR	
	Arus 2		Arus 3	Arus 4
AMPAS TAPIOKA	19626,4648		196,2646	19430,20019
TOTAL	19626,4648		19626,4648	

##### 2. Mixer-01

Tabel 4.3 Neraca Massa Mixer-01(M-01)

KOMPONEN	MASUK			KELUAR
	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7
AMILUM	13305,8011			13305,8011
AIR	3886,0400	7772,080076		11658,1201
PROTEIN	244,8205			244,8205
LEMAK	50,5185			50,5185
SERAT	1943,0200			1943,0200
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> 0.1 M			0,758760953	0,758760953
SUBTOTAL	19430,2002	7772,080076	0,758760953	27203,03903
TOTAL	27203,0390			27203,03903

##### 3. Mixer-02

Tabel 4.4 Neraca Massa Mixer-02 (M-02)

KOMPONEN	MASUK		KELUAR
	7		8
AMILUM	13305,8011		13305,8011
AIR	11658,1201		11658,1201
PROTEIN	244,8205		244,8205
LEMAK	50,5185		50,5185
SERAT	1943,0200		1943,0200
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0,7588		0,7588
Steam	0,0000	0	
SUBTOTAL	27203,0390	0	27203,0390
TOTAL	27203,0390		27203,0390

#### 4. Mixer-03

Tabel 4.5 Neraca Massa Mixer-03 (M-03)

KOMPONEN	MASUK			KELUAR
	8	9	10	11
AMILUM	13305,8011			13305,8011
AIR	11658,1201			11658,1201
PROTEIN	244,8205			244,8205
	0,0000			
LEMAK	50,5185			50,5185
SERAT	1943,0200			1943,0200
H3PO4	0,7588		25,85895743	26,6177
A-AMILASE	0,0000	13,60151951		13,6015
SUBTOTAL	27203,0390	13,60151951	25,85895743	27242,4995
TOTAL		27242,4995		27242,4995

#### 5. Reaktor-01

Tabel 4.6 Neraca Massa Reaktor-01 (R-01)

KOMPONEN	MASUK		KELUAR
	11	12	13
AMILUM	13305,8011		399,1740327
AIR	11658,1201		10224,05044
PROTEIN	244,8205		244,8205224
LEMAK	50,5185		50,51852049
SERAT	1943,0200		1943,020019
H3PO4 0,1 M	26,6177		26,61771838
GLUKOAMILASE	0,0000	27,2424995	27,2424995
A-AMILASE	13,6015		13,60151951
GLUKOSA	0,0000		14340,69673
SUBTOTAL	27242,4995	27,2424995	27269,742
TOTAL		27269,7420	27269,742

#### 6. Reaktor-02



Tabel 4.7 Neraca Massa Reaktor-02 (R-02)

KOMPONEN	MASUK		KELUAR	
	13	14	15	16
AMILUM	399,1740327		399,1740327	
AIR	10224,05044		10224,05044	
PROTEIN	244,8205224		244,8205224	
LEMAK	50,51852049		50,51852049	
SERAT	1943,020019		1943,020019	
H3PO4 0,1 M	26,61771838		26,61771838	
GLUKOAMILASE	27,2424995		27,2424995	
A-AMILASE	13,60151951		13,60151951	
GLUKOSA	14340,69673		3154,953281	
YEAST	0	2726,9742	2726,9742	
AMMONIUM SULFAT	0	109,078968	109,078968	
ETANOL			5717,157763	
KARBONDIOKSIDA				5468,5857
SUBTOTAL	27269,742	2836,053168	24637,2095	5468,5857
TOTAL	30105,79517		30105,7952	

## 7. Filter Press (FP-01)

Tabel 4.8 Neraca Massa Filter Press (FP-01)

KOMPONEN	MASUK	KELUAR	
	16	17	18
AMILUM	399,1740327		399,1740327
AIR	10224,05044	8588,20237	1635,84807
PROTEIN	244,8205224		244,8205224
LEMAK	50,51852049		50,51852049
SERAT	1943,020019		1943,020019
H3PO4 0,1 M	26,61771838		26,61771838
GLUKOAMILASE	27,2424995		27,2424995
A-AMILASE	13,60151951		13,60151951
GLUKOSA	3154,953281	3100,413797	54,539484
YEAST	2726,9742		2726,9742
AMMONIUM SULFAT	109,078968		109,078968
ETANOL	5717,157763	5602,814608	114,3431553
KARBONDIOKSIDA	0	0	0

\*Lanjutan Tabel 4.8

SUBTOTAL	24637,20948	17291,43077	7345,77871
TOTAL	24637,20948	24637,20948	

### 8. Menara Destilasi (MD-01)

Tabel 4.9 Neraca Massa Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	masuk ( Kg/jam)	keluar (Kg/jam)	
	arus 18	arus 19	arus 20
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	5602,815	5454,545	148,270
H <sub>2</sub> O	8588,202	227,273	8360,929
Glukosa	3100,414	0,000	3100,414
Total		5681,818	11609,613
Total	17291,431	17291,431	

### 9. Condensor (CD-01)

Tabel 4.10 Neraca Massa Condensor (CD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	V (F21)	L (F22)	D (F21)
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	8617,608	3163,063	5454,545
H <sub>2</sub> O	359,068	131,795	227,273
Total	8976,675	3294,857	5681,818
Total	8976,675	8976,675	

### 10. Reboiler (RB-01)

Tabel 4.11 Neraca Massa Reboiler (RB-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	211,647	63,377	148,270
H <sub>2</sub> O	11934,778	3573,849	8360,929
Glukosa	4425,675	1325,261	3100,414
Total		4962,487	11609,613
Total	16572,100	16572,100	

#### 4.4.2 Neraca Panas

##### 1. Mixer-01 (M-01)

Tabel 4.12 Neraca Panas Mixer-01 (M-01)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H 1$	207.062	$\Delta H 4$	405.581
$\Delta H 2$	198.515		
$\Delta H 3$	5		
<b>Total</b>	<b>405.581</b>	<b>Total</b>	<b>405.581</b>

##### 2. Mixer-02 (M-02)

Tabel 4.13 Neraca Panas Mixer-02 (M-02)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H 1$	405.581	$\Delta H 3$	5.939.181
$\Delta H 2$	7.054.050	$\Delta H 4$	1.520.450
<b>Total</b>	<b>7.459.631</b>	<b>Total</b>	<b>7.459.631</b>

##### 3. Mixer-03 (M-03)

Tabel 4.14 Neraca Panas Mixer-03 (M-03)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H 1$	4.731.892	$\Delta H 3$	4.732.048
$\Delta H 2$	156		
<b>Total</b>	<b>4.732.048</b>	<b>Total</b>	<b>4.732.048</b>

##### 4. Cooler-01 (CO-01)

Tabel 4.15 Neraca Panas Cooler-01 (C-01)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H 1$	4.732.048	$\Delta H 3$	2.824.791
Steam	165.848	Kondensat	2.073.105
<b>Total</b>	<b>4.897.896</b>	<b>Total</b>	<b>4.897.896</b>

##### 5. Reaktor-0 (R-01)

Tabel 4.16 Neraca Panas Reaktor-01 (R-01)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H 1$	2.824.791	$\Delta H 3$	2.670.386
Steam	6.572.846	$\Delta HR$	82.160.570
		Kondensat	-75.433.319
<b>Total</b>	<b>9.397.637</b>	<b>Total</b>	<b>9.397.637</b>

### 6. Cooler-02 (C-02)

Tabel 4.17 Neraca Panas Cooler-02 (C-02)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H 1$	2.670.386	$\Delta H 3$	627.941
Steam	177.604	kondensat	2.220.049
<b>Total</b>	<b>2.847.990</b>	<b>Total</b>	<b>2.847.990</b>

### 7. Reaktor-02 (R-02)

Tabel 4.18 Neraca Panas Reaktor-02 (R-02)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H 1$	402.228	$\Delta H 3$	358.754
Steam	6.320.547	$\Delta HR$	12.641.095
		kondensat	-6.277.073
<b>Total</b>	<b>6.772.776</b>	<b>Total</b>	<b>6.772.776</b>

### 8. Filter Press (FP-01)

Tabel 4.19 Neraca Filter Press (FP-01)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H 1$	358.754	$\Delta H 2$	80.280
		$\Delta H 3$	278.473
<b>Total</b>	<b>358.754</b>	<b>Total</b>	<b>358.754</b>

### 9. Heater-01 (HE-01)

Tabel 4.20 Neraca Heater-01 (HE-01)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H$ 1	278.473	$\Delta H$ 3	81.646.496
Steam	103.725.253	kondensat	22.357.230
<b>Total</b>	<b>104.003.726</b>	<b>Total</b>	<b>104.003.726</b>

### 10. Menara Destilasi (MD-01)

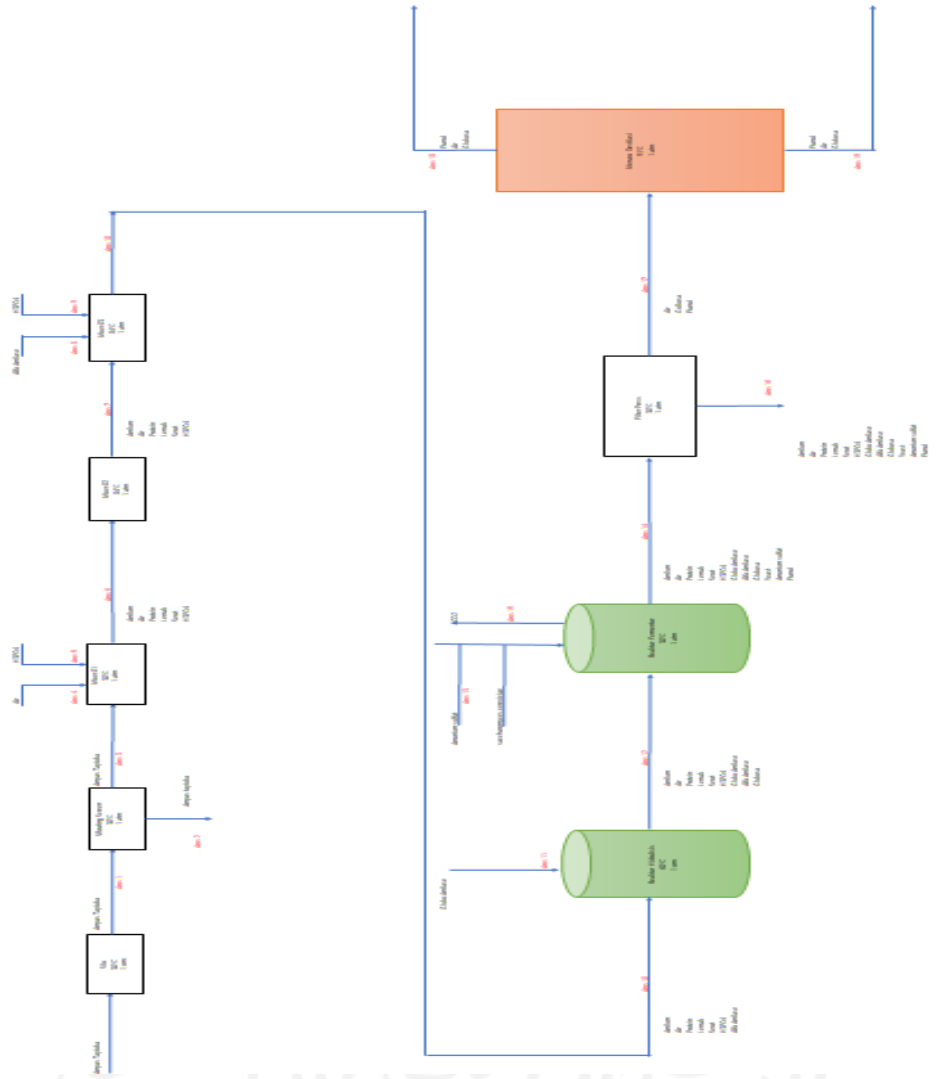
Tabel 4.21 Neraca Menara Destilasi (MD-01)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H$ (umpan)	3.905.701	Distilat	206.436
Reboiler	-202.168	Bottom	3.654.786
		Kondensor	-157.687
<b>Total</b>	<b>3.703.534</b>	<b>Total</b>	<b>3.703.534</b>

### 11. Cooler-03 (CO-03)

Tabel 4.22 Neraca Cooler-03 (C-03)

Panas Masuk (KJ/Jam)		Panas Keluar (KJ/Jam)	
$\Delta H$ 1	478.359	$\Delta H$ 3	41.521
Steam	20.318	Kondensat	457.156
<b>Total</b>	<b>498.677</b>	<b>Total</b>	<b>498.677</b>



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif



#### 4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit utilitas adalah salah satu bagian yang sangat penting dalam menunjang jalannya proses produksi pada suatu industri kimia. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan.

Penyediaan utilitas ini meliputi:

- a. Unit penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
- b. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
- c. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
- d. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
- e. Unit Penyedia Bahan Bakar
- f. Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

##### 4.5.1 Unit Penyedia Air (Water Supply System)

Unit penyedia air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas menyediakan air untuk kebutuhan industri maupun rumah tangga. Untuk memenuhi kebutuhan air dalam industri pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut. Dalam perancangan pabrik bioetanol ini, sumber air yang digunakan dari PT. Krakatau Tirta. Adapun pertimbangan dalam menggunakan air tersebut:

- Pengolahan air yang relative lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan lebih murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut atau air sungai yang lebih rumit serta pengolahannya memakan biaya yang lebih mahal.
- Dekat dengan lokasi pabrik.
- Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.

Kebutuhan air pada pabrik bioetanol ini meliputi :

1. Air pendingin

Alasan penggunaan air sebagai fluida pendingin berdasarkan faktor berikut :

- a. Air merupakan bahan yang mudah didapatkan dalam jumlah yang besar dengan biaya yang murah



- b. Dapat menyerap panas per satuan volume tinggi
- c. Tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperatur pendingin
- d. Tidak terdekomposisi

Air pendingin ini digunakan sebagai fluida pendingin pada *cooler*, *condensor* dan reaktor. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air pendingin :

- a. Kesadahan (*hardness*) yang dapat menyebabkan kerak
- b. Besi yang menimbulkan korosi
- c. Minyak yang dapat menyebabkan terbentuknya lapisan film yang mengakibatkan terganggunya koefisien transfer panas serta menimbulkan endapan.

## 2. Air Umpan Boiler

Berikut adalah syarat air umpan *boiler* (*boiler feed water*) :

- a. Tidak berbuih (berbusa)

Busa disebabkan adanya *solid matter*, *suspended matter*, dan kebasaaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa diataranya adalah kesulitan dalam pembacaan tinggi *liquid* dalam *boiler* dan juga buih ini dapat menyebabkan percikan yang kuat serta dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut. Untuk mengatasi hal-hal di atas maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas air umpan *boiler*.

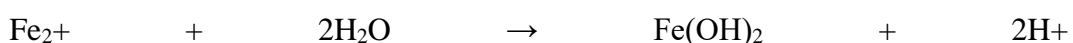
- b. Tidak membentuk kerak dalam *boiler*

Kerak yang disebabkan oleh *solid matter*, *suspend matter* dalam *boiler* dapat menyebabkan isolasi terhadap proses perpindahan panas terhambat dan kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

- c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa disebabkan oleh asam, minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik serta gas-gas H<sub>2</sub>S, SO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, yang terlarut dalam air.

Reaksi elektro kimia antar besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja.

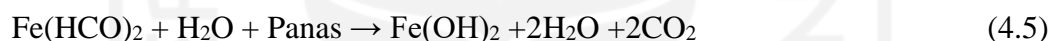


(4.1)

Jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dan membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadi korosi menurut reaksi berikut :



Bikarbonat dalam air akan membentuk  $\text{CO}_2$  yang bereaksi dengan air karena pemanasan dan tekanan. Reaksi tersebut menghasilkan asam karbonat yang dapat bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Adanya pemanasan garam bikarbonat menyebabkan pembentukan  $\text{CO}_2$  kembali. Berikut adalah reaksi yang terjadi :



### 3. Air Sanitasi

Air sanitasi pada pabrik digunakan sebagai keperluan laboratorium, kantor, konsumsi, mandi, mencuci, taman dan lainnya. Berikut adalah persyaratan yang harus dipenuhi dalam penggunaan sebagai air sanitasi:

#### a. Syarat Fisika

Secara sifat fisika air sanitasi tidak boleh berwarna dan berbau, kekeruhan  $\text{SiO}_2$  kurang dari 1 ppm dan pH netral.

#### b. Syarat Kimia

Secara sifat kimia air sanitasi tidak boleh mengandung bahan beracun dan tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang tidak larut dalam air seperti  $\text{PO}_4^{3-}$ , Hg, Cu, dan sebagainya.

#### c. Syarat Bakteriologis

Secara biologi air sanitasi tidak mengandung bakteri terutama bakteri *pathogen* yang dapat merubah sifat fisis air.

### 4.5.2 Unit Pengolahan Air (Water Treatment System)

Berikut adalah tahapan pengolahan air :

## 1. Klorinasi

Air dari PT. Krakatau Tirta melalui proses klorinasi sebelum dialirkan untuk keperluan domestic. Air bersih ini kemudian didistribusikan ke Menara air dan unit demineralisasi.

## 2. Demineralisasi

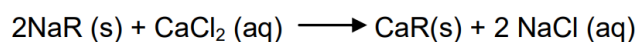
Pada proses demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung dalam filtered water sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silika lebih kecil dari 0 ppm. Untuk boiler (umpan ketel) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut.

Tahapan pada proses pengolahan air untuk umpan ketel sebagai berikut :

### a. Cation Exchanger

Air dari bak air bersih berfungsi sebagai *make up boiler*, selanjutnya air diumpankan ke tangki cation exchanger. Tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion<sup>+</sup> sehingga air yang akan keluar dari cation exchanger adalah air yang mengandung ion<sup>-</sup>.

Reaksi pertukaran kation:



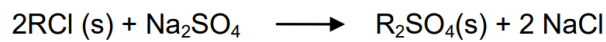
Gambar 4.6 Contoh Reaksi di dalam Cation Exchanger

Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan berubah jenuh sehingga perlu diregenerasi kembali dengan ion yang mengandung Na<sup>+</sup> seperti NaCl. Tahap regenerasi kebalikan dari reaksi pada Gambar 4.6.

### b. Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion ion negative (anion) yang terlarut dalam air dengan menggunakan resin yang bersifat basa. Sehingga, anion anion seperti Cl<sup>-</sup> akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi pertukaran anion :

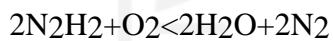


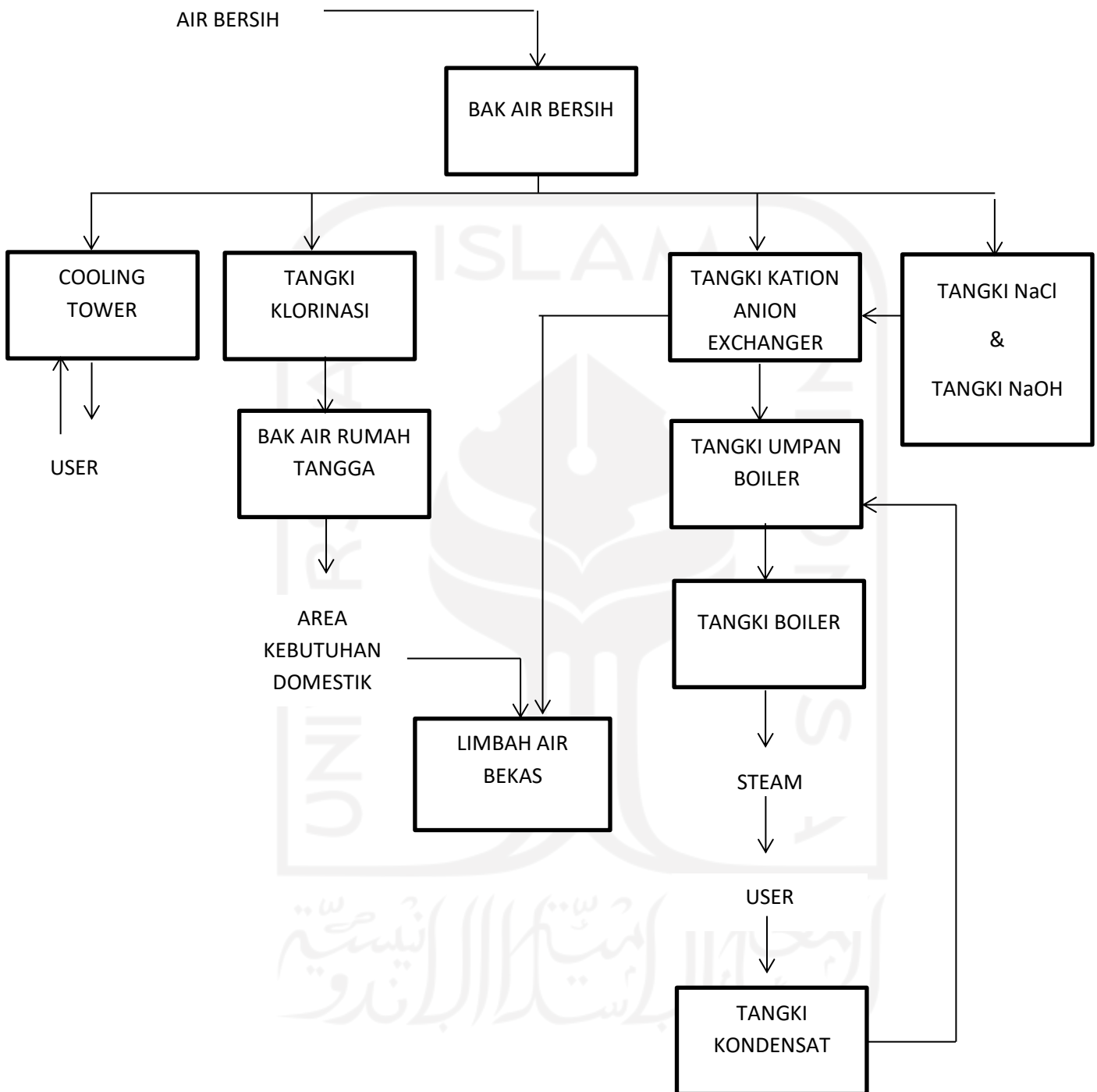
Gambar 4.7 Contoh Reaksi di dalam Anion Exchanger

#### c. Tangki Umpan Boiler

Tangki umpan boiler merupakan proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O<sub>2</sub>). Air yang telah mengalami demineralisasi (polish water) dipompakan dalam tangki umpan boiler dan diinjeksikan hidrazin (N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.

Reaksi :





Gambar 4.8 Diagram Alir Proses Pengolahan Air

### 1. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4.22 Kebutuhan Air Steam

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heater	HE-01	37.952
Reboiler	RB-01	12.328
Mixer-02	M-02	2.581
Total		52.860

Air *make up* di umpan boiler sebesar 10% dari kebutuhan steam, sebesar 5.285,003 kg/jam. Untuk mengganti air *blowdown* di Boiler

### 2. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.23 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Cooler	CO-01	28.380
Cooler	CO-02	139.800
Cooler	CO-03	6.152
Condensor	CD-01	644.986
Reaktor Hidrolisis	R-01	231.400
Reaktor Fermentasi	R-02	302.144
Total		1.352.862

Kebutuhan air *make up* terdiri dari air *make up* pendingin sebesar 12,5% dari kebutuhan *blowdown* dan air yang menguap di *cooling tower*, yaitu sebesar 169.107,70 kg/jam.

### 3. Kebutuhan Air Proses

Tabel 4.24 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Mixing Tank	M-02	7.772
Total		7.772

### 4. Kebutuhan Air untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Tabel 4.25 Kebutuhan Air untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
Perkantoran	750
Rumah Tangga	375
Total	1.125

### 5. Kebutuhan Layanan Umum dan Hidran

Kebutuhan air ini diperkirakan untuk pemakaian layanan umum seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, dll sebanyak 1.125 kg/jam.

#### 4.5.3 Unit Penyedia Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

Tabel 4.26 Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	99,105
	b. Utilitas	99,180
2	Kebutuhan Kantor dan Perumahan	2.000
Total		2.198

Listrik dipenuhi oleh PLN dan sebagai cadangan dipakai Generator dengan daya 2.200 kW.

#### 4.5.4 Unit Penyedia Steam

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas	: 52.860,03 kg/jam
Jenis	: Boiler Lorong Api
Jumlah	: 1

Boiler dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler, Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150°C, kemudian diumpankan ke *boiler*. Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) berfungsi untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api, Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terkumpul sampai mencapai tekanan 5 bar, kemudian dialirkan ke *steam* header untuk didistribusikan ke area-area proses.

#### **4.5.5 Penyedia Unit Bahan Bakar**

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang akan digunakan pada boiler dan generator. Bahan bakar yang dipakai pada boiler ada solar dengan kapasitas 8.699 liter/jam dan bahan bakar pada generator adalah solar dengan kapasitas 978 liter/hari.

#### **4.5.6 Unit Penyedia Udara Tekan**

Unit tekan diperlukan untuk pemakaian alat pneumatic control. Proses pembentukan udara tekan yaitu dengan cara udara lingkungan ditekan hingga 4 bar dengan kompresor udara yang dilengkapi dengan *filter* debu, kemudian udara tekan 4 bar dihilangkan dari kandungan airnya dengan melewati pada tangki silika, setelah udara kering udara tekan ditampung dalam tangki sebelum digunakan. Total kebutuhan udara tekan sebanyak 2 Nm<sup>3</sup>/jam yang digunakan sebagai pengendali alat-alat proses.



#### 4.5.7 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan pabrik merupakan limbah semi padat, yaitu campuran padatan organik seperti selulosa, hemiselulosa, lignin, serat protein, lemak, dan zat anorganik seperti asam sulfat, sodium hidroksida, *silicone oil*.

Pengolahan limbah buangan meliputi :

1. Buangan sanitasi
2. *Back wash filter*, air berminyak dari pelumas pompa
3. Sisa regenerasi
4. *Blow down cooling water*
5. Pengomposan limbah hasil produksi

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

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

Proses pengomposan limbah hasil produksi dilakukan dengan metode windroe, dimana metode ini memanfaatkan udara untuk proses aerasi. Proses ini berlangsung sekitar 3 minggu dengan menambahkan cairan MOL (Mikroorganisme Lokal) sebagai bahan aktif untuk mempercepat proses pengomposan.

#### 4.5.8 Spesifikasi Alat-alat Utilitas

##### 4.5.8.1 Penyedia Air

1. Bak Air Bersih

Tabel 4.27 Bak Air Bersih

Kode	BAB	
Fungsi	: Menampung air dari unit pembelian sebesar 184.666 kg/jam	

\*Lanjutan Tabel 4.27 Bak Air Bersih

Jenis	Bak Persegi Panjang	
Kapasitas	: 1781,700 m <sup>3</sup>	
Dimensi	: Panjang	: 36,56 m
	Lebar	: 12,19 m
	Tinggi	4 m
Jumlah	: 1	

#### 4.5.8.2 Pengolahan Air

##### 4.5.8.2.1 Air Sanitasi

##### 1. Bak Air Rumah Tangga dan Kantor

Tabel 4.28 Bak Air Rumah Tangga dan Kantor

Kode	BAM	
Fungsi	Menampung air untuk kantor pelayanan dan rumah tangga sebesar 2.500 kg/jam	
Jenis	Bak Persegi Panjang	
Kapasitas	60,30 m <sup>3</sup>	
Dimensi	: Panjang	7,37 m
	Lebar	2,46 m
	Tinggi	4 m
Jumlah	: 1	

#### 4.5.8.2.2 Pengolahan Air Pendingin

##### 1. Cooling Tower

Tabel 4.29 Cooling Tower

Kode	CT	
Fungsi	Memulihkan suhu air dari 323,15K sampai 303,15 K sebesar 1.352.861,61 kg/jam	
Jenis	Menara pendingin jujut tarik	
Kapasitas	1.359,66 m <sup>3</sup> /jam	
Dimensi	: Panjang	13,62 m
	Lebar	13,62 m
	Luas Penampang	185,41 m <sup>2</sup>
Jumlah	: 1	

##### 2. Blower Cooling Tower

Tabel 4.30 Blower Cooling Tower

Kode	Fan
Fungsi	: Menghisap udara sekeliling untuk di kontakkan dengan air yang didinginkan
Rasio uap air	: 0,04 kg/kg udara
Daya Penggerak	: 0,04 hp/m <sup>2</sup>
Power Motor	: 7,5 hp
Jumlah	1

#### 4.5.8.2.3 Steam

##### 1. Tangki Kation

Tabel 4.31 Tangki Kation

Kode	: T.Kation	
Fungsi	: Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air	
Jenis	:Tangki silinder tegak	:Tangki silinder tegak
Kapasitas	: 5.286 kg/jam	
Dimensi	: Diameter	: 0,99 m
Lebar		: 1,19 m
Tinggi	: 1,19m	
Jumlah	: 1	

##### 2. Tangki NaCl

Tabel 4.32 Tangki NaCl

Kode	: T.NaCl	
Fungsi	: Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation	
Jenis		:Tangki silinder tegak
Kapasitas	: 0,59 m <sup>3</sup>	
Dimensi	: Diameter	: 0,86 m
Tinggi	: 0,86 m	
Jumlah	: 1	

### 3. Tangki Anion

Tabel 4.33 Tangki Anion

Kode	: T.Anion	
Fungsi	: Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air	
Jenis	:Tangki silinder tegak	:Tangki silinder tegak
Kapasitas	: 5.286 kg/jam	
Dimensi	: Diameter	: 0,68 m
Tinggi	: 0,82 m	
Jumlah	: 1	

### 4. Tangki NaOH

Tabel 4.34 Tangki NaOH

Kode	: T.NaOH	
Fungsi	: Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar kation	
Jenis		:Tangki silinder tegak
Kapasitas	: 0,19 m <sup>3</sup>	
Dimensi	: Diameter	: 0,59 m
Tinggi	: 0,59 m	
Jumlah	: 1	

## 5. Tangki Umpan Boiler

Tabel 4.35 Tangki Umpan Boiler

Kode	: T.Umpan Boiler	
Fungsi	: Menyimpan air umpan boiler	
Jenis	:Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan dearator	
Kapasitas	: 58.146,03 kg/jam	
Dimensi	: Diameter	: 6,20 m
Panjang	: 12 m	
Jumlah	: 1	

## 6. Boiler

Tabel 4.36 Boiler

Kode	: Boiler		
Fungsi	: Membuat steam jenuh pada tekanan 4,7 bar sebanyak 52.860,03 kg/jam		
Jenis	: Boiler lorong api		
Kapasitas	: 4,20 kJ/kg K		
Dimensi	: Jumlah pipa		: 5.919
Panjang pipa		: 0,30 m	
Od			: 0,07 m
Id			: 0,06 m
Luas permukaan pipa	: 0,23 m <sup>2</sup> /m		
Jumlah	: 1		

## 7. Kondensat

Tabel 4.37 Kondensat

Kode		: Kondensat
Fungsi		: Menyimpan air boiler selama 1 jam
Jenis		: Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan dearator
Kapasitas	: 52.860,03 kg/jam	
Dimensi	: Diameter	: 2 m
Panjang	: 6m	
Jumlah	: 1	

### 4.5.8.3 Penyedia Kebutuhan Listrik

#### 1. Generator

Tabel 4.38 Generator

Fungsi	: Menyuplai kebutuhan listrik saat tidak ada pasokan listrik dari PLN sebanyak 198,29 kW
Jenis	: AC Generator
Kapasitas	: 2.200 kW
Bahan Bakar	: Solar
Jumlah	: 5 buah



#### 4.5.8.4 Penyedia Bahan Bakar

##### 1. Tangki Bahan Bakar

Tabel 4.39 Tangki Bahan Bakar

Kode		: Tangki Bahan Bakar	
Fungsi		: Menyimpan minyak bakar	
Jenis		: Tangki Silinder Tegak	
Bahan Bakar	: Solar		
Volume		: 3.131,71 m <sup>3</sup>	
Dimensi		: Diameter	: 3,05 m
	Tinggi		: 3,66 m

#### 4.5.8.5 Penyedia Udara Tekan

##### 1. Tangki Silika

Tabel 4.40 Tangki Silika

Kode	: Tangki Silika	
Fungsi	: Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara	
Jenis	: Tangki Silinder Tegak	
Volume	: 1,77 m <sup>3</sup> (kebutuhan penampungan 1 hari)	
Dimensi	: Diameter	: 1,39 m
	Tinggi	: 1,39 m

## 2. Tangki Udara Tekan

Tabel 4.41 Tangki Udara Tekan

Kode	: Tangki Udara Tekan	
Fungsi	: Menampung udara tekan selama 120 menit	
Jenis	: Tangki Silinder Horizontal	
Volume	: 1,13 m <sup>3</sup> (kebutuhan penampungan 1 hari)	
Dimensi	: Diameter	: 1m
Tinggi	: 3 m	

## 3. Kompresor Udara

Tabel 4.42 Kompresor Udara

Kode	: Tangki Kompresor Udara	
Fungsi	: Menekan udara sebanyak 2 Nm <sup>3</sup> /jam dari 1,01 bar sampai 4 bar	
Jenis		: Kompresor sentrifugal
Kapasitas		: 0,09 kmol/jam
Daya Penggerak	: 0,5 hp	

#### 4.5.8.6 Pompa Utilitas

##### 1. Pompa Utilitas (PU-01)

Tabel 4.43 Pompa Utilitas (PU-01)

Kode	: PU-01	
Fungsi	: Memompa air sebanyak 184.665,79 kg/jam dari pengendap awal ke bak	
Jenis		: Pompa Sentrifugal
Kapasitas		: 817,23 gal/mnt
Jumlah		: 2
Daya pompa	: 20 hp	

##### 2. Pompa Utilitas (PU-02)

Tabel 4.44 Pompa Utilitas (PU-02)

Kode	: PU-02	
Fungsi	: Memompa air sebanyak 1.352.861,61 kg/jam dari pengendap awal ke bak	
Jenis	: Pompa Sentrifugal	
Kapasitas	: 5.971,28 gal/mnt	
Jumlah	: 2	
Daya pompa	: 100 hp	

### 3. Pompa Utilitas (PU-03)

Tabel 4.45 Pompa Utilitas (PU-03)

Kode	: PU-03	
Fungsi	: Memompa air sebanyak 58.146,03 kg/jam dari pengendap awal ke WHB	
Jenis		: Pompa Sentrifugal
Kapasitas		: 257,32 gal/mnt
Jumlah		: 2
Daya pompa	: 5 hp	

## 4.6 Organisasi Perusahaan

### 4.6.1 Bentuk Perusahaan

Ditinjau dari badan hukum, bentuk perusahaan dapat dibedakan menjadi empat bagian, yaitu:

1. Perusahaan perseorangan, modal hanya dimiliki oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh terhadap keberhasilan perusahaan.
2. Persekutuan firma, modal dapat dikumpulkan dari dua orang bahkan lebih, tanggung jawab perusahaan didasari dengan perjanjian yang pendiriannya berdasarkan dengan akte notaris.
3. Persekutuan Komanditer (*Commanditaire Venootshaps*) yang biasa disingkat dengan CV terdiri dari dua orang atau lebih yang masing- masingnya memiliki peran sebagai sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya memasukkan modalnya dan bertanggung jawab sebatas dengan modal yang dimasukan saja).
4. Peseroan Terbatas (PT), modal diperoleh dari penjualan saham untuk

mendirikan perusahaan, pemegang saham bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki.

Dengan pertimbangan di atas maka bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Bioetanol ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) adalah :

1. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab undang-undang hukum dagang.
2. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham.
3. Biasanya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang-undang pemburuhan.

#### **4.6.2 Struktur Organisasi**

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Ada beberapa macam struktur organisasi antara lain :

1. Struktur Organisasi *Line*

Di dalam struktur organisasi ini biasanya paling sedikit mempunyai tiga fungsi dasar yaitu, produksi, pemasaran dan keuangan. Fungsi ini tersusun dalam suatu organisasi dimana rantai perintah jelas dan mengalir ke bawah melalui tingkatan-tingkatan manajerial. Individu-individu dalam departemen-departemen

melaksanakan kegiatan utama perusahaan. Setiap orang mempunyai hubungan pelaporan hanya ke satu atasan, sehingga ada kesatuan perintah.

## 2. Struktur Organisasi Fungsional

Staf fungsional memiliki hubungan terkuat dengan saluran-saluran line. Jika dilimpahkan wewenang fungsional oleh manajemen puncak, maka seorang staf fungsional mempunyai hak untuk memerintah saluran line sesuai kegiatan fungsional.

## 3. Struktur Organisasi *Line and Staff*

Staf merupakan individu maupun kelompok dalam struktur organisasi yang fungsi utamanya adalah memberikan saran dan pelayanan kepada fungsi line. Pada umumnya, staf tidak secara langsung terlibat dalam kegiatan utama organisasi, posisi staf untuk memberikan saran dan pelayanan departemen line dan membantu agar tercapainya tujuan organisasi yang lebih efektif.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain (Zamani, 1998) :

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas,
2. Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi,
3. Tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi,
4. Adanya kesatuan arah (*unity of direction*)
5. Adanya kesatuan perintah (*unity of command*)
6. Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab
7. Adanya pembagian tugas (*distribution of work*)
8. Adanya koordinasi
9. Struktur organisasi disusun sederhana
10. Pola dasar organisasi harus relatif permanen
11. Adanya jaminan batas (*unity of tenure*)
12. Balas jasa yang diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya.
13. Penempatan orang harus sesuai keahliannya.

Berdasarkan macam-macam struktur organisasi dan pedomannya, maka

diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik adalah sistem *line and staf*. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem *line* dan *staff* ini yaitu:

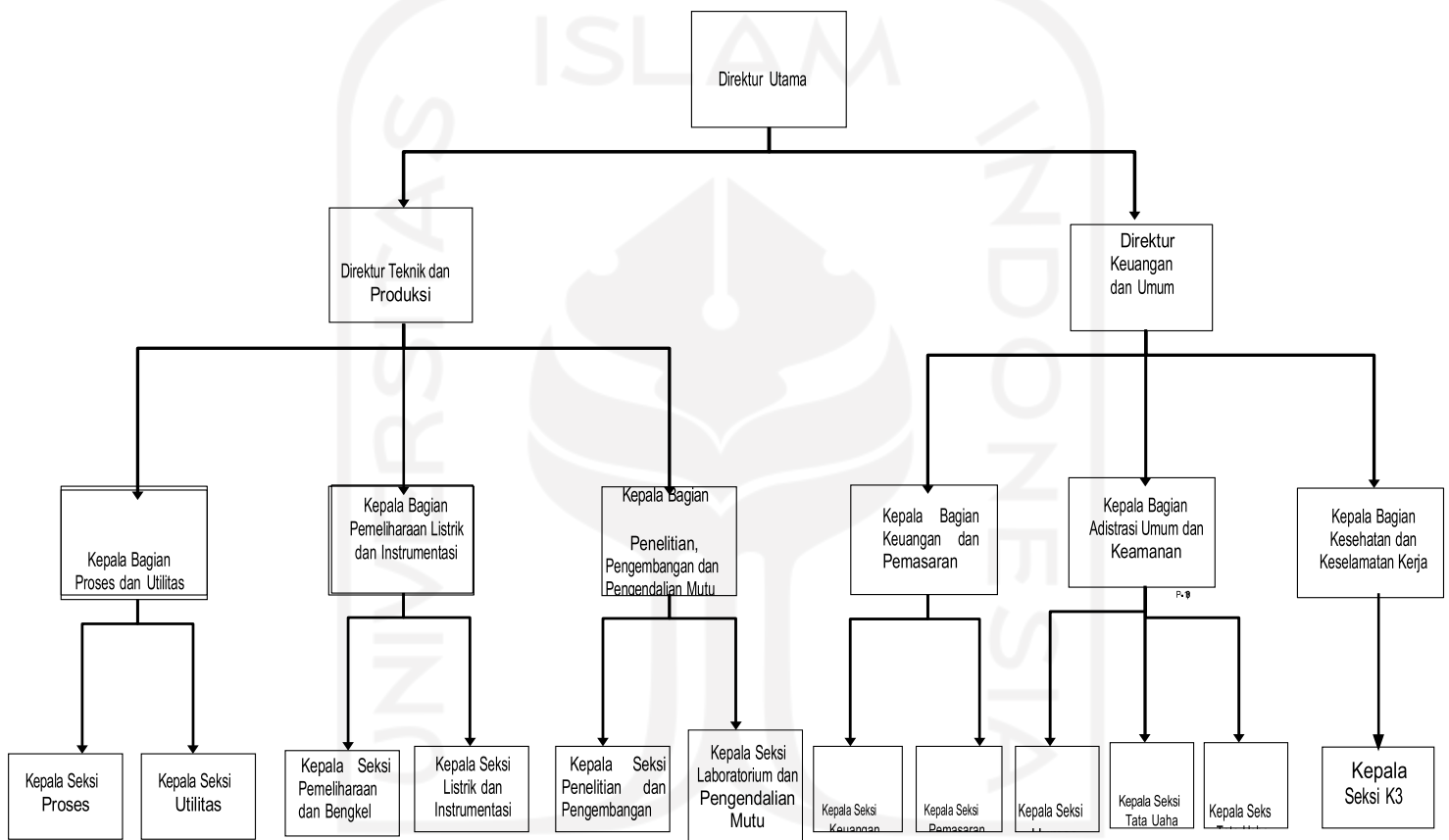
1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai *staff* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya. Dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur membawahi beberapa Kepala Bagian dan Kepala Bagian ini akan membawahi para karyawan perusahaan.

Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan maka akan didapatkan beberapa keuntungan, antara lain:

1. Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang, dan lain-lain.
2. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
3. Penyusunan program pengembangan manajemen akan lebih terarah.
4. Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
5. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
6. Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku

Berikut bagan dan struktur organisasi dapat dilihat pada gambar 4.5



Gambar 4.9 Struktur Organisasi



### **4.6.3 Tugas dan Wewenang**

#### **4.6.3.1 Direktur Utama**

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

1. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

2. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

#### **4.6.3.2 Kepala Bagian**

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

Kepala bagian terdiri dari :

1) Kepala Bagian Operasi

Kepala bagian operasi bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksinya.

Kepala bagian operasi membawahi :

a) Supervisor Utilitas

Tugas Supervisor Utilitas :

- Memimpin dan mengkoordinir pelaksanaan operasional dalam pengadaan utilitas, tenaga dan

instrumentasi.

- Bertanggung jawab kepada manajer atas hal-hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing-masing.

b) Supervisor Produksi

Tugas Supervisor produksi :

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

c) Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium :

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

2) Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada

Manajer Produksi. Tugas Kepala Bagian Teknik

antara lain :

- a) Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
- b) Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

a) Seksi Pemeliharaan Peralatan

Tugas Seksi Pemeliharaan Peralatan antara lain :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
  - Memperbaiki peralatan pabrik.
- b) Seksi Pengadaan Peralatan

Tugas Seksi Pengadaan Peralatan antara lain :

- Merencanakan penggantian alat.
- Menentukan spesifikasi peralatan pengganti atau peralatan baru yang akan digunakan.

3) Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan bertanggungjawab kepada Manajer Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan membawahi :

a) Seksi Keselamatan Kerja

Tugas Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja antara lain :

- Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
- Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.
- Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.
- Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

b) Seksi Pengolahan Limbah

Tugas Seksi Pengolahan Limbah antara lain :

- Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan di seluruh pabrik.
- Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutulingkungan.

4) Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Kepala Bagian penelitian dan Pengembangan (Litbang) bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan.

Kepala Bagian Litbang membawahi :

a) Seksi Penelitian

Tugas Seksi Penelitian yaitu : melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi dan esektivitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

b) Seksi Pengembangan

Tugas Seksi Pengembangan yaitu : merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan plant, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

5) Kepala bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang pengadaan dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

a) Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain :

- Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku

dan bahan pembantu yang akan dibeli.

1. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
  - Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

b) Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi barang dari gudang.

c) Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Keuangan bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan membawahi :

d) Seksi Administrasi :

Tugas Seksi Administrasi antara lain : menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, pembukuan serta masalah pajak.

e) Seksi Kas

Tugas Seksi Kas antara lain :

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

6) Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala Bagian Personalia dan Umum bertanggung

jawab kepada Manajer Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi :

a) Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisikerja yang dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraankaryawan

b) Seksi Humas

Tugas Seksi Humas yaitu : mengatur hubungan dengan masyarakatdengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

c) Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupunselain karyawan ke dalam lingkungan perusahaan.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan denganintern perusahaan.

#### **4.6.3.3 Kepala Seksi**

Kepala Seksi adalah pelaksana dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing, agar diperoleh hasil uang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Kepala Seksi akan membawahi Operator. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

#### **4.6.3.4 Status Karyawan**

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut :

a) Karyawan Tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b) Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c) Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

#### **4.6.3.5 Pembagian Jam Kerja**

Pabrik pembuatan Etanol berkapasitas 45.000 ton/tahun beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan 24 jam dalam sehari. Untuk menjaga kelancaran proses produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, maka waktu kerja diatur dengan *non-shift dan shift*.

### 1. Waktu Kerja Karyawan Non-shift

- Hari Senin s/d Kamis :Pukul 08.00 – 12.00 WIB  
Pukul 13.00 – 16.30 WIB
- Hari Jumat : Pukul 08.00 – 11.30 WIB  
Pukul 13.00 – 17.00 WIB
- Hari Sabtu, Minggu, dan hari besar libur

### 2. Waktu Kerja Karyawan Shift

Kegiatan perusahaan yang dijalani oleh pekerja staf adalah selama 8 jam per hari. Pembagian shift 3 kali per hari yang bergantian secara periodik dengan perulangan dalam 8 hari. Jumlah tim dalam pekerja nonstaf adalah 4 tim (A, B, C, dan D) dengan 3 tim bekerja secara bergantian dalam 1 hari sedangkan 1 tim lainnya libur. Penjadwalan dalam 1 hari kerja per periode (8 hari) adalah sebagai berikut :

- Shift I (Pagi) : Pukul 08.00-16.00 WIB
- Shift II (Sore) : Pukul 16.00-00.00 WIB
- Shift III (Malam) : Pukul 00.00-08.00 WIB

Adapun hari libur diatur sebagai berikut :

- Shift I : 6 hari kerja, 2 hari libur
- Shift II : 6 hari kerja, 2 hari libur
- Shift III : 6 hari kerja, 2 hari libur

Tabel 4.46 Pembagian Jam Kerja Pekerja Shift

Shift	Hari							
I	A	B	C	A	B	C	A	B
II	B	C	A	B	C	A	B	C
III	C	A	B	C	A	B	C	A



### 4.3.1 Sistem Gaji dan Fasilitas Karyawan

#### 4.3.1.1 Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu :

a. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan mengacu UUD pasal 14 ayat (1, 2) PP nomor 78 Tahun 2015 dan peraturan menteri No 1 Tahun 2017 tentang struktur dan skala upah setiap golongan jabatan.

b. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian sesuai peraturan dirjen pajak nomor 31/PJ/2009.

c. Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok sesuai pasal 10 kep.234/Men/2003 dimana untuk jam kerja lembur pertama dibayar sebesar 1,5 kali upah sejam dan untuk jam lembur berikutnya dibayar 2 kali upah sejam.

Berikut adalah perincian jumlah dan gaji karyawan sesuai dengan jabatan.

Tabel . 4.47 Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total Gaji
1	Direktur utama	1	50.000.000	50.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	40.000.000	40.000.000
3	Direktur keuangan dan umum	1	40.000.000	40.000.000
4	Staff Ahli	1	35.000.000	35.000.000
5	Ka. Bag. Produksi	1	20.000.000	20.000.000
6	Ka. Bag. Teknik	1	20.000.000	20.000.000
7	Ka. Bag. Pemasaran&Keuangan	1	20.000.000	20.000.000
8	Ka. Bag. Administrasi&Umum	1	20.000.000	20.000.000

9	Ka. Bag. Litbang	1	20.000.000	20.000.000
---	------------------	---	------------	------------

\*Lanjutan Tabel 4.47

10	Ka. Bag. Humas&Keamanan	1	20.000.000	20.000.000
11	Ka. Bag. K3	1	20.000.000	20.000.000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan	1	20.000.000	20.000.000
13	Ka.Sek Utilitas	1	20.000.000	20.000.000
14	Ka.Sek Proses	1	20.000.000	20.000.000
15	Ka.Sek Bahan Baku & Produk	1	20.000.000	20.000.000
16	Ka.Sek Pemeliharaan	1	20.000.000	20.000.000
17	Ka.Sek labolatorium	1	20.000.000	20.000.000
18	Ka.Sek keuangan	1	20.000.000	20.000.000
19	Ka.Sek Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000
20	Ka.Sek Humas	1	20.000.000	20.000.000
21	Ka.Sek Keamanan	1	15.000.000	15.000.000
22	Ka.Sek K3	1	15.000.000	15.000.000
23	Ka.Sek Personalia	1	15.000.000	15.000.000
24	Karyawan Personalia	3	15.000.000	45.000.000
25	Karyawan Humas	3	15.000.000	45.000.000
26	Karyawan Litbang	4	15.000.000	60.000.000
27	Karyawan Pembelian	4	15.000.000	60.000.000
28	Karyawan Pemasaran	4	15.000.000	60.000.000
29	Karyawan Administrasi	3	15.000.000	45.000.000
30	Karyawan Kas Anggaran	3	15.000.000	45.000.000

\*Lanjutan Tabel 4.47

31	Karyawan Proses	8	15.000.000	120.000.000
32	Karyawan Pengendalian	6	15.000.000	90.000.000
33	Karyawan Labolatorium	6	15.000.000	90.000.000
34	Karyawan Pemeliharaan	4	15.000.000	60.000.000
35	Karyawan Utilitas	7	15.000.000	105.000.000
36	Karyawan K3	7	15.000.000	105.000.000
37	Operator Proses	30	7.000.000	210.000.000
38	Operator Utilitas	15	7.000.000	105.000.000
39	Sekretaris	3	10.000.000	30.000.000
40	Dokter	2	20.000.000	40.000.000
41	Perawat	6	6.000.000	36.000.000
42	Satpam	6	4.000.000	24.000.000
43	Supir	6	4.000.000	24.000.000
44	Cleaning Services	8	3.500.000	28.000.000
TOTAL		161	786.500.000	1.957.000.000

#### 4.3.1.2 Kesejahteraan Karyawan

Peningkatan efektifitas kerja pada perusahaan dilakukan dengan cara pemberian fasilitas untuk kesejahteraan karyawan. Upaya yang dilakukan selain memberikan upah resmi adalah memberikan beberapa fasilitas lain kepada setiap tenaga kerja berupa:

1. Fasilitas cuti tahunan selama 15 hari.
2. Fasilitas cuti sakit berdasarkan surat keterangan dokter.
3. Tunjangan hari raya dan bonus berdasarkan jabatan.

4. Pemberian *reward* bagi karyawan yang berprestasi.
5. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja lebih dari jumlah jam kerja pokok.
6. Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian bagi keluarga tenaga kerja yang meninggal dunia baik karena kecelakaan sewaktu bekerja.
7. Pelayanan kesehatan berupa biaya pengobatan bagi karyawan yang menderitakit akibat kecelakaan kerja.
8. Penyediaan kantin, tempat ibadah, dan sarana olah raga.
9. Penyediaan seragam dan alat-alat pengaman (sepatu dan sarung tangan).
10. *Family Gathering Party* (acara berkumpul semua karyawan dan keluarga) setiap satu tahun sekali.

#### 4.7 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak layak jika didirikan.

1. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :
  - a. Modal (*Capital Investment*)
  - b. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - c. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
  - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
  - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
  - a. *Percent Return on Investment* (ROI)
  - b. *Pay out time* (POT)
  - c. *Break event point* (BEP)
  - d. *Shut down point* (SDP)
  - e. *Discounted cash flow* (DCF)

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan. Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan :

a. *Percent Return on Investment (ROI)*

*Percent Return on Investment* merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

b. *Pay Out Time (POT)*

*Pay Out Time* adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

c. *Break Even Point*

*Break Even Point* adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan/kerugian.

d. *Shut Down Point (SDP)*

Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

e. *Discounted Cash Flow*

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “Discounted Cash Flow” merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based in discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayarkan pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

#### **4.7.1 Penaksiran Harga Alat**

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Berikut adalah indeks harga yang di dalam teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical*

*Engineering Plant Cost Index (CEPCI).*

Tabel 4.48 *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*

No	Xi	Indeks (Yi)
1	1987	324,0
2	1988	343,0
3	1989	355,0
4	1990	356,0
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
15	2001	394,3
16	2002	395,6
17	2003	402,0
18	2004	444,2
19	2005	468,2
20	2006	499,6
21	2007	525,4
22	2008	575,4
23	2009	521,9
24	2010	550,8
25	2011	585,7
26	2012	584,6
27	2013	567,3
28	2014	576,1
29	2015	556,8

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang

dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga. (Aries & Newton, 1955) dan (Chemical engineering progress, 2017)

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (4.8)$$

Dimana :  $E_x$  : Harga alat pada tahun x

$E_y$  : Harga alat pada tahun y

$N_x$  : Index harga pada tahun x

$N_y$  : Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan: (Peters & Timmerhaus, 1980)

$$E_b = E_a \left[ \frac{N_x}{N_y} \right]^{0,6} \quad (4.9)$$

Dimana :  $E_b$  : Harga alat a

$E_a$  : Harga alat b

$C_a$  : Kapasitas alat a

$C_b$  : Kapasitas alat b

Untuk menentukan nilai indeks CEP berdasarkan dari harga yang sudah ada seperti yang dikemukakan oleh Peters dan Timmerhaus tahun 1980 serta data- data yang diperoleh dari [www.matche.com/equipcost](http://www.matche.com/equipcost). Berdasarkan data nilai CEP indeks yang ada kemudian dilakukan perhitungan menggunakan metode regresi linear untuk mengetahui nilai CEP index pada tahun referensi dan tahun pembelian. Nilai CEP index pada tahun referensi yaitu tahun 2025 adalah 677,95.

#### 4.7.2 Dasar Perhitungan

- Kapasitas produksi : 45.000 ton/tahun
- Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- Umur alat : 10 tahun
- Kurs mata uang : \$ 1 = Rp 15,200.00 (Diperkirakan tahun 2023)
- Tahun pabrik didirikan : 2025

### 4.7.3 Perhitungan Biaya

#### 4.7.3.1 Modal (Capital Investment)

*Capital Investment* adalah biaya untuk pengadaan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik. Capital investment terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment*

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

Tabel 4.49 *Physical Plant Cost (PPC)*

Perihal	\$	Rp
Harga alat sampai ditempat	4,625,934	1.253.929.000
Instalasi alat	481,169	2.693.196.000
Pemipaan	12,752	26.349.542.000
Instrumentasi	511,347	252.450.000
Isolasi	129,643	420.750.000
Instalasi listrik	6,491	94.045.000
Bangunan	2,358,497	34.168.750.000
Tanah dan perbaikan	4,696,800	72.000.000.000
Utilitas	125,834	4.568.822.331
Investasi fisis pabrik	9,613,660	141.801.484.331



Tabel 4.50 *Direct Plant Cost (DPC)*

Perihal	\$	Rp
Rekayasa dan konstruksi 2 0 % PPC	1,177,336	28.360.297.000
Investasi pabrik langsung	11,745,416	170.161.781.331

Tabel 4.51 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 170.161.781.331	\$ 11,745,416
2	Kontraktor	Rp 17.016.178.000	\$ 353,201
3	Biaya tak terduga	Rp 25.524.267.000	\$ 1,059,602
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp 212.702.226.331	\$ 14,681,771

Tabel 4.52 *Total Working Capital Investment (TWCI)*

Perihal	\$	Rp
Inventory bahan baku	4,425,244	64.110.754.000
Inventory bahan dalam proses	2,447	1.465.495.000
Inventory produk	134,570	80.602.210.000
Kredit perluasan	269,139	161.204.419.000
Persediaan tunai	134,570	80.602.210.000
Investasi modal kerja	26,780,670	387.985.088.000

#### 4.7.3.2 Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

*Manufacturing cost* merupakan jumlah direct, indirect, dan fixed manufacturing cost yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

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

*Direct Manufacturing Cost* adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.

Tabel 4.53 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Perihal	\$/tahun	Rp /tahun
Bahan baku	53,102,937	769.329.050.000
Buruh	1,620,983	23.484.000.000
Supervisi	245,218	3.522.600.000
Pemeliharaan alat	593,377	14.889.156.000
Persediaan alat	89,007	2.233.373.000
Royalt dan patent	907,001	13.140.184.000
Utilitas	3,036,341	43.989.008.000
Biaya pengolahan langsung	60,092,293	870.587.371.000

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

*Indirect Manufacturing Cost* adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

Tabel 4.54 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Perihal	Rp/tahun
Payroll overhead	4.696.800.000,
Laboratorium	4.696.800.000,
Plant overhead	23.484.000.000,
Kemasan	26.280.369.000,
Distribusi	10.706.576.000,
Biaya pengolahan tidak langsung	69.864.545.000,

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

*Fixed Manufacturing Cost* adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 4.55 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Perihal	\$	Rp
Depresiasi	847,682	21.270.223.000
Pajak kekayaan	233,121	3.377.353.000
Asuransi	84,768	2.127.022.000
Biaya tetap	1,848,116	26.774.598.000

Tabel 4.56 *Total Manufacturing Cost (TMC)*

Perihal	\$	Rp
Biaya pengolahan langsung	60,092,293	870.587.371.000
Biaya pengolahan tidak langsung	4,822,400	69.864.545.000
Biaya pengolahan tetap	1,848,116	26.774.598.000
Biaya pengolahan	66,762,810	967.226.514.000

#### 4.7.3.3 Pengeluaran Umum (General Expense)

*General Expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

Tabel 4.57 *General Expense (GE)*

Perihal	\$	Rp
Administrasi	2,721,003	39.420.553.000
Sales dan promosi	1,814,002	26.280.369.000
Penelitian dan pengembangan	2,267,503	32.850.461.000
Finansial	5,182,805	75.085.914.000
Pengeluaran umum	11,985,314	173.637.297.000

Tabel 4.58 *Total Production Cost (TPC)*

Perihal	\$	Rp
Biaya pengolahan	1,614,834	967.226.514.000
Pengeluaran umum	1,127,000	173.637.297.000
Biaya produksi	2,741,834	1.140.863.811.000

#### 4.7.3.4 Analisis Keuntungan

##### a. Keuntungan Sebelum Pajak

Tabel 4.59 Keuntungan Sebelum Pajak

Perihal	Rp
Hasil penjualan	1.314.018.428.000
Biaya produksi	2.364.937.962.000
Laba sebelum pajak	1.050.919.534.000

##### b. Keuntungan Setelah Pajak

Tabel 4.60 Keuntungan Setelah Pajak

Perihal	Rp
Laba sebelum pajak	132.712.565.000
Pajak	66.356.283.000
Laba sesudah pajak	66.356.282.000

#### 4.7.4 Analisis Resiko

Analisis resiko dalam perancangan pabrik kimia didasarkan pada kondisi operasi dan sifat kimia bahan baku. Proses pada perancangan pabrik bioetanol ini menggunakan suhu antara 30-84 °C dan tekanan 1 atm. Sifat bahan baku yang digunakan untuk proses pembuatan bioetanol berupa padatan yang memiliki kandungan amilum, air, serat, protein, dan lemak dimana komponen-komponen tersebut tidak berbahaya dalam suhu dan tekanan yang rendah maupun tinggi. Sehingga perancangan pabrik bioetanol dari ampas tapioka ini merupakan pabrik dengan resiko yang rendah.

#### 4.7.5 Analisis Kelayakan

##### 1. *Return on Investment* (ROI)

*Return on investment* adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Profit (Keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100$$

##### a. ROI sebelum pajak (ROIb)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah minimum adalah 11% (Aries & Newton, 1955).

ROIb = 39,50% (pabrik memenuhi kelayakan)

##### b. ROI setelah pajak (ROIa)

ROIa = 19,75%

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

*Pay out time* adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100$$

##### a. POT sebelum pajak (POTb)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

##### b. POT setelah pajak (POTa)

POTa = 1 tahun

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

*Break even point* adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan break even point kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%.

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

BEP = 48,15%

Tabel 4.61 *Annual Fixed Cost (Fa)*

	\$	Rp
Depresiasi	847,682	21.270.223.000
Pajak kekayaan	233,121	3.377.353.000
Asuransi	84,768	2.127.022.000
Total	1,848,116	26.774.598.000
Fa	40.528.236.000	

Tabel 4.62 *Annual Variable Cost (Va)*

Perihal	Rp
Bahan baku	769.329.050.000
Kemasan	26.280.369.000
Utilitas	43.989.008.000
Distribusi	10.706.576.000
Royalty dan patent	13.140.184.000
<b>Biaya variabel( Va)</b>	<b>863.445.187.000</b>

Tabel 4.63 *Annual Regulated Cost (Ra)*

Perihal	\$	Rp
Buruh		23.484.000.000
Payroll overhead		4.696.800.000
Plant overhead		23.484.000.000
Supervisi		3.522.600.000
Laboratorium		4.696.800.000
Pengeluaran umum	1.121.000	173.601.250.000

\*Lanjutan Tabel 4.63

Pemeliharaan alat	590,039	14.870.394.000
Persediaan alat	88,506	2.230.559.000
Biaya mengambang (Ra)	1,799,545	250.586.403.000

Tabel 4.64 Annual Sales Cost (Sa)

Nama produk	Hasil penjualan (Rp)
ETANOL	1.314.018.428.000
Total	1.314.018.428.000

4. *Shut Down Point (SDP)*

*Shut down point* adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

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

$$SDP = 32,40 \%$$

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

*Discounted cash flow rate of return* adalah bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Umur pabrik (n)	: 10 tahun
Fixed Capital Investment (FCI)	: Rp.212.702.226.331
Capital Investment (WCI)	: Rp.387.985.088.000
Depresiasi (SV)	: Rp. 87.626.505.000
Cash Flow (CF)	: Rp.204.379.570

Discounted cash flow dihitung secara trial & error

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^2}{CF} = [(1 + i)^9 + (1 + i)^8 \dots \dots + (1 + i) + 1] + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

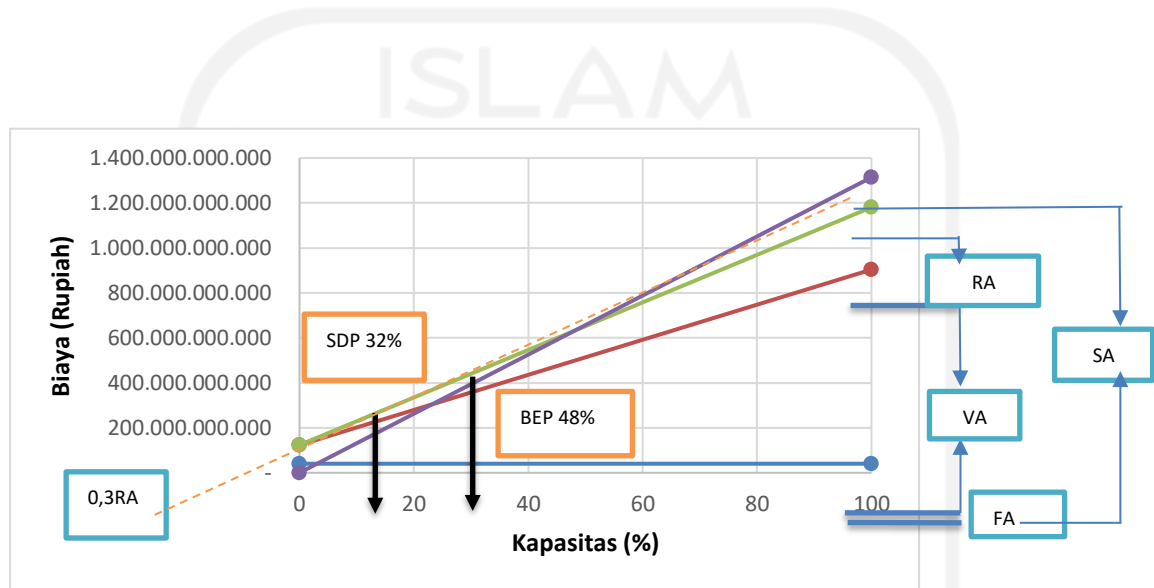
Dengan trial and error diperoleh nilai i : 0,396

DCFR : 55,53 %

Minimum nilai DCFR : 1,5 x bunga pinjaman bank (Aries Newton)

Bunga bank : 5,75%

Kesimpulan : Memenuhi syarat ( 1,5 x 5,75% =8,63 %)



Gambar 4.10 Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi



## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan hasil perhitungan dan analisis pada BAB III dan IV, maka kesimpulan pada Perancangan Pabrik Bioetanol dari Ampas Tapioka Kapasitas 45.000 Ton/Tahun adalah sebagai berikut :

1. Ditinjau dari segi proses, sifat-sifat bahan baku yang tidak berbahaya, dan kondisi operasi yang menggunakan suhu dan tekanan rendah, maka Pabrik Biotenol dari dari Ampas Tapioka Kapasitas 45.000 Ton/Tahun ini tergolong pabrik beresiko rendah.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
  - a. Keuntungan yang di peroleh :  
Keuntungan sebelum pajak Rp 1.050.919.534.000/tahun, dan keuntungansetelah pajak sebesar Rp 66.356.282.000/tahun.
  - b. *Return On Investment* (ROI) :  
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 39,5%, dan ROI setelah pajak sebesar 19,75%. Nilai ROI sebelum pajak memnuhi syarat untuk pabrik beresiko rendah, yaitu minimal 11%.. (Aries & Newton, 1955).
  - c. *Pay Out Time* (POT) :  
POT sebelum pajak selama 2 tahun dan POT setelah pajak selama 1 tahun. Syarat POT untuk pabrik beresiko rendah adalahmaksimal 5 tahun. (Aries & Newton, 1955).
  - d. *Break Event Point* (BEP)  
BEP pada 48,15%, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 32,40%. Syarat BEP sebaiknya adalah 40-60% dan SDP 20-30%.
  - e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 55,528%. Suku bunga Bank Indonesia per 18 Agustus 2019 adalah 5,75% Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga deposito bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga deposito bank ( $1,5 \times 5,75\% = 8,63\%$ ).

Dari hasil analisis parameter kelayakan di atas dapat disimpulkan bahwa Pabrik Bioetanol dari Ampas Tapioka Kapasitas 45.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

## 5.2 Saran

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

1. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
2. Produk Bioetanol dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

## DAFTAR PUSTAKA

Ariandi, A. (2017). Pengenalan Enzim Amilase (Alpha-Amylase) Dan Reaksi Enzimatiknya Menghidrolisis Amilosa Pati Menjadi Glukosa. *Dinamika*, 7(1), 74-82.

Handoko, T., & Miryanti, A. (2009). Pengaruh Ukuran Baume, Jenis dan Jumlah enzim Glukoamilase terhadap Perolehan Bioetanol dari Sagu. *Research Report-Engineering Science*, 1.

Rahmawati A. Y, S. A., (2015). Hidrolisis Tepung Ubi Jalar Ungu (*Ipomea Batatas L.*) Secara Enzimatik Menjadi Sirup Glukosa Fungsional: Kajian Pustaka. *Jurnal Pangan dan Agroindustri*, 3(3), 1152-1159.

Salsabila, A. L., & Fahrurroji, I. HIDROLISIS PADA SINTESIS GULA BERBASIS PATI JAGUNG. *EDUFORTECH*, 6(1).

Aries, R.S., and Newton, R.D., 1995, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York

Ludwiq E.E Vol 3 *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*.

Max S.Peters., Klaus D.Timmerhaus., Ronald E.West., 5<sup>th</sup> ed., *Plant Design and Economics For Chemical Engineers*

Biofuels Annual Jakarta Indonesia

Harga Alat, [www.matche.com](http://www.matche.com), diakses pada tanggal 20 April 2022

Harga Bahan, [www.indonesian.alibaba.com](http://www.indonesian.alibaba.com), diakses pada tanggal 22 april 2022

Pencarian data Kapasitas, [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id), diakses pada tanggal 05 Juni 2020

Pencarian Pabrik *Commercial Silo* [www.framespa.com](http://www.framespa.com) diakses pada tanggal 05 November 2021

Pencarian Pabrik *Commercial Bucket Elevator* [www.Wayira.com](http://www.Wayira.com)

diakses pada tanggal 05 November 2021

Pencarian Pabrik *Commercial Belt Conveyor* [www.exctmach.com/products/belt-conveyor/fixed-belt-conveyor.html](http://www.exctmach.com/products/belt-conveyor/fixed-belt-conveyor.html) diakses pada tanggal 05 November 2021

Brown, G.G, 1978, “ *Unit Operation* “, 14th ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York

Brownell, L.E and Young, E.H, 1983, “ *Process Equipment Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York

Couper, J.R., 2005, “*Chemical Process Equipment Selection and Design*”, Elsevier, United Kingdom

Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, “ *Chemical Equipment Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York

Coulson, J.J and Richardson, J.F, 1983, “ *Chemical Equipment Design* “, vol 6, Pergamon Press, Oxford

Dwi Retnowati dan Rini Sutanti. (2009). Pemanfaatan Limbah Padat Ampas Singkong dan Lindur sebagai Bahan Baku Pembuatan Etanol

Fogler, H.S., 1999, *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 3rd edition, Prentice Hall PTR, New Jersey

Goodfrey, T and S. West. 1996. *Industrial Enzymology* Second Edition. Macmillan Press Ltd. London

Hill, C.G, 1996, “ *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York 148

Jeon, B.Y., 2007, *Development of a Serial Bioreactor System for Direct Ethanol Production from Starch Using Aspergillus niger and Saccharomyces cerevisiae*,

*Biotechnology and Bioprocess Engineerin.*

Kern, D.Q., 1950, “*Process Heat Transfer*”, 24<sup>th</sup> ed., Mc.Graw – Hill International Editions, Singapore.

Kirk Othmer, 1998, ”*Encyclopedia of Chemical Technolog* “, 4<sup>nd</sup>.ed. Vol.7. Interscience Willey

Lin, Y. dan Tanaka, S. (2005). *Ethanol fermentation from biomass resoure: current state and prospects. Appl Microbiol Biotechno*, 69, 627-642.

Lu Y dan Mosier NS. 2008. *Current Technologies for Fuel Ethanol Production from Lignocellulosic Plant Biomass. Di dalam: Vermerris W (ed.), Genetic Improvement of Bioenergy Crops*. Springer Science: New York.

Mc Cabe, W.L, Smith, J.C, and Harriot, P., 1985, “ *Unit Operation of Chemical Engineering* “, 4th ed, Mc GrawHill Book Co. Singapore

Miranda M.J., Oliveira J. E., Batistote M., & Ernandes J.R. (2012). *Evaluation of Brazilian ethanol production yeasts for maltose fermentation in media containing structurally complex nitro-gen sources. J Inst Brew*, 118, 82– 88.

Mitsuiki S, Mukaea K, Sakai M, Goto M, Hayashida S, Furukawa K. 2005. *Comparative Characterization of Raw Starch Hydrolizing  $\alpha$  Amylase from Various Bacillus Strains. J. Enzmic Tech* 37, 410-416

Norman H, and Vang. 2001. *Enzymatic Preparation of Glucose Syrup from Starch*. United State Patent. 6.267.826.

Oura E. (1983). *Reaction product of yeast fermentation*. H. Dellweg (ed).

Perry, R.H and Chilton, C.H, 1986 “ *Chemical engineering’s Hand Book* “, 6thed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

Peters, M.S and Timmerhouse, K.D., and West., R.E., 2004, “ *Plant Design and Economic's for Chemical engineering's* “, 5th ed, Mc GrawHill Book Co.Ltd., New York 149

Sanchez C. 2009. *Lignocellulosic residues: biodegradation and bioconversion by fungi*. Biotechnol. Adv. 27: 185–194.

Smith, J.M and Van Ness, H.C, 1975,“ *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic's* “, 2nd ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York

Ulrich, G.D, 1984, “ *A Guide to Chemical engineering Process Design and Economic's* “, John Wiley and Sons. Inc, New York

Virlandia, F. 2008. Pembuatan Sirup Glukosa dari Pati Ubi Jalar (*Ipomea batatas*) dengan Metode Enzimatis.

Wallas, Stenley, M., 1991, “ *Chemical Process Equipment Selection and Design* “, Mc GrawHill Book Co., Tokyo 150

Wang, I.C, dkk, 1979, *Fermentation and Enzym Technology*

Wang K., Mao Z., Zhang C., Zhang J., Zhang H., & Tang, L. (2012). *Influence of nitrogen sources on ethanol fermentation in an integrated ethanol- methane fermentation system*. *Bioresour Technol*, 120, 206-11.

Yaws, C. L., 1999, “*Chemical Properties Handbook*”, p. 1-29, 185-211, 288-313, McGraw Hill Company, Inc., New York



## PERHITUNGAN REAKTOR RTB

### 1. Penentuan Jumlah Reaktor

Penentuan jumlah reaktor pada proses pra rancangan pabrik bioethanol ini menggunakan *Gant Chart*, dikarenakan reaktor berjenis.

Waktu pengisian : 3,7 jam

Waktu reaksi : 11 jam

Waktu pengosongan : 3,7 jam

Reaktor/ Hari	3,7	5,8	8,0	10,2	12,	14,6	18,	22,0	25,	29,3	33,	36,6	40,
		7	7	7	47	7	33	0	67	3	00	7	33
1													
2													
3													
4													
5													
6													

KETERANGAN :

	=	WAKTU PENGISIAN
	=	WAKTU REAKSI
	=	WAKTU PENGOSONGAN
	=	WAKTU PEMBERSIHAN

Berdasarkan Gantt Chart di atas, dapat disimpulkan bahwa reaktor RTB berjumlah 6 buah.

### 2. Perancangan Dimensi Reaktor Batch

Fungsi : Sebagai tempat fermentasi glukosa



Fasa : Padat - Cair

Jenis : Batch Stirred-tank Fermentor

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Jumlah : 6 buah

Waktu 1 *batch* : 11 jam

Laju Alir Massa (W) : 19,4963 Kg/Jam

Tooperasi : 30 °C

Poperasi : 1 atm = 14,7 psi

Konversi : 78%

### 3. Menentukan Kapasitas Reaktor

Komposisi Tangki Reaktor

Komponen	Massa (Kg)
AMILUM	399,1740327
AIR	10224,05044
PROTEIN	244,8205224
LEMAK	50,51852049
SERAT	1943,020019
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	26,61771838
GLUKOAMILASE	27,2424995
A-AMILASE	13,60151951
GLUKOSA	3154,953281
YEAST	2726,9742
ETANOL	5717,157763
KARBONDIOKSIDA	0
AMMONIUM SULFAT	109,078968
TOTAL	24637,209

Laju Alir Volumetri (Qf)

$$Qf = \frac{\text{laju alir masa}}{\text{densitas}}$$

$$Qf = \frac{24637,209 \text{ kg/jam}}{1040,314 \text{ kg/m}^3}$$

$$Qf = 23,7 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### 4. Menentukan laju reaksi

Fermentasi Glukosa



Data untuk fermentasi etanol, sumber : ("*Modeling Bioreactors*", R. Miller & M. Melick, *Chemical Engineering Feb. 16, p. 113 (1987)*):

Product concentrations, C\*p = 93

g/dm<sup>3</sup>Emprical constant,

n =

0,520

A maximum specific growth reaction rate,  $\mu_{max}$  = 330 hr<sup>-1</sup>

Parameter analogous to the Michaelis constant,

Ks = 1700 mg/ dm<sup>3</sup> = 1,7 kg/m<sup>3</sup>

= 0,0061976 kmol/m<sup>3</sup>

Cell maintenance, m = 0,030 gsubstrat /g cell.h

Yield coefficient pembentukan sel, Yc/s = 0,080 g/g

Yield coefficient pembentukan produk, Yp/s = 0,450 g/g

Yield coefficient pembentukan produk terhadap cell, Yp/c = 5,600 g/g

Konstanta deaktivasi, Kd = 0,010 hr<sup>-1</sup>

(fogler. P.398)

N glukosa

$$N = \frac{3154,95 \text{ kg/jam}}{180 \text{ kg/kmol}} = 17,5275 \text{ kmol/jam}$$

Konsentrasi substrat,  $C_s$

$$C_s = \frac{3152,95 \text{ kg/jam}}{23,7 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,1332 \text{ kg/m}^3$$

Konsentrasi sel,  $C_c$

$$C_c = \frac{2726,97 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{23,7 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}} = 0,1151 \text{ kg/m}^3$$

Konsentrasi produk,  $C_p$

$$C_p = \frac{109,079 \text{ kg/jam}}{23,7 \text{ m}^3/\text{jam}} = 0,2414 \text{ Kg/m}^3$$

Rate Laws

- Kecepatan spesifik pertumbuhan sel

$$\mu = \mu_{\max} \frac{C_s}{K_s + C_s} = \frac{0,330}{\text{jam}} \times \frac{0,1332 \text{ kg/m}^3}{1,7 \text{ kg/m}^3 + 0,1332 \text{ kg/m}^3} = \frac{0,307787}{\text{jam}}$$

$$r_g = \mu \times C_c = \frac{0,3225}{\text{jam}} \times 0,1151 \text{ kg/m}^3 = 0,00276 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}$$

- Kecepatan kematian cell,  $r_d$

$$r_d = k_d \times C_c = \frac{0,010}{\text{jam}} \times 0,1151 \text{ kg/m}^3 = 0,00115 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}$$

- Kecepatan konsumsi substrat untuk pemeliharaan sel,  $r_{sm}$

$$r_d = m \times C_c = 0,030 \frac{\text{gsubstrat}}{\text{g cell} \cdot \text{h}} \times 0,1151 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0,00034 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}$$

Stoichiometry

$$r_p = Y_{pc} \times r_g = 5,6 \text{ g/g} \times 0,00401 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{Jam} = 0,0225 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}$$

$$= 0,00012 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

$$y_{cs} = \frac{1}{y_{sc}} = \frac{1}{0,080 \text{ g/g}} = 12,5 \text{ g/g}$$

$$-r_s = Y_{cs} \cdot r_g + m \cdot C_c$$

$$= 12,5 \frac{g}{g} \times 0,00276 \frac{kg}{m^3} \cdot jam + 0,030 \frac{g_{substrat}}{g_{cell} \times h} \times 0,1151 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,0349 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{Jam}$$

### 5. Menentukan Volume Reaktor, $V_R$

$$tr = \frac{1}{k} \ln \frac{1}{1-x}$$

$$k = \frac{1}{tr} \ln \frac{1}{1-x} = 0,05 h^{-1}$$

$$V = \frac{N_{ao}}{kx C_{ao} \times t} \ln \left( \frac{1}{1-ka} \right) = \frac{17,53 \text{ kmol/jam}}{0,05 h^{-1} \times 0,007 \frac{kmol}{m^3} \times 11 \text{ jam}} \ln \left( \frac{1}{1-0,78} \right)$$

$$= 4,58 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume reaktor selama 11 jam =  $23,7 \text{ m}^3 \times 11 \text{ jam} = 23.682$

Security factor = 20%

Maka Volume reaktor ( $V_r$ ) =  $28.416 \text{ m}^3$

### 6. Menentukan bentuk dan ukuran Reaktor

Bentuk : Tangki silinder tegak berdasar dan beratap torispherical

Bahan : *Stainless steel*

- Menentukan Diameter dalam dan tinggi reaktor mula-mula
- Diameter tangki

$$H = 1 D \quad (\text{Brownell \& Young pers 3.11, hal 43})$$

$$V_r = \frac{\pi}{4} ID^2 H + (2 \times 0,000049 ID^3)$$

Asumsi  $H = D$

$$V_r = \frac{\pi}{4} ID^3 + 0,000098 ID^3$$

$$V_r = 0,7851 ID^3$$

$$ID = \sqrt[3]{\frac{Vr}{0,7851}}$$

$$ID = 5,4534 \text{ m} = 214,7 \text{ in}$$

○ Tinggi Reaktor

$$H = D = 5,4534 \text{ m} = 214,7$$

• Tekanan Design

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} ; 9,8 \text{ m/det}^2$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = H \times \rho_{\text{cairan}} \times g$$

$$= 5,4534 \text{ m} \times 1040,31 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2$$

$$= 55598,3 \text{ N/m}^2 = 0,548 \text{ atm}$$

Safety factor

$$P_{\text{design}} = 1,1 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$= 1,1 \times (1 + 0,548) \text{ atm}$$

$$= 1,704 \text{ atm}$$

$$= 25,04 \text{ psi}$$

• Tebal Dinding Reaktor

$$T = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0,6 \times p} + C \text{ (Peter, table 4, hal 537)}$$

dimana :

$$P = \text{Tekanan Design} = 25,04 \text{ psi}$$

$$r_i = \text{Jari-jari bagian dalam tangki} = 1/2 \text{ ID} = 107,35 \text{ in}$$

$$f = \text{max allowable stress} = 1670 \text{ psi}$$

Jenis penyambungan = double welded joint (Brownell & Young, tabel 13.2, hal 254)

E = welded joint efficiency = 0,9 %

C = Corrosion Allowance = 0,0125 in/tahun (Tabel 6, Peters,hal 542) Umur Alat  
= 10,0000

C = 0,125 in (Brownell & Young,tabel 3.1, hal.37)

Sehingga =

$$t = \frac{25,04 \text{ psi} \times 107,35 \text{ in}}{1670 \text{ psi} \times 0,9 - 0,6 \times 25,04 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} = 2,04 \text{ in}$$

Dipilih tebal tangki standard = 2 in

- Menentukan diameter reaktor sesungguhnya

Diameter luar *shell* ( $D_0$ ) adalah =

$$\begin{aligned} D_0 &= D_i + 2t \\ &= 214,7 \text{ in} + (2 \times 2 \text{ in}) \\ &= 218,7 \text{ in} \end{aligned}$$

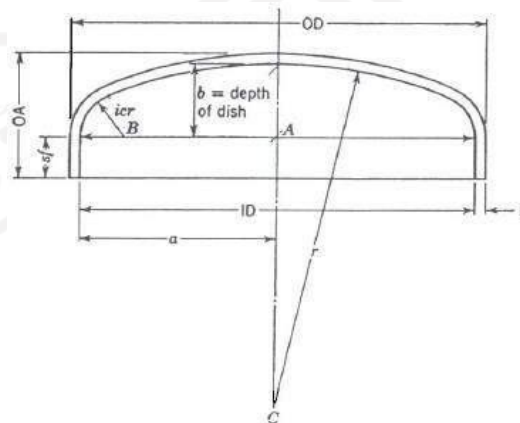
Diambil OD standard = 228 in = 5,7912 m

$$ID = OD - 2t = 224 = 5,6896 \text{ m}$$

- Mentukan tinggi tangki termasuk Head (TH)

Bentuk : *Torespherical head (flange and dishead head)*

Bahan : *Stainless Steel*



Gambar 1. 1 Hubungan dimensional untuk flange and dishead head

- Tebal Head

Berdasarkan tabel 5.7, Brownell & Young, hal 90, didapat:

$$I_{cr} = 13 \frac{3}{4} \text{ in} = 0,3493 \text{ m}$$

$$R = 180 \text{ in} = 4,5270 \text{ m}$$

$$W = 1/4 \times (3+(r_c/r_i)^{1/2}) =$$

Dimana :

$W$  = stress intensification factor for torispherical head

$R_c$  = radius of crown =  $r = 180 \text{ in}$

$R_i$  = inside corner radius =  $i_{cr} = 13,75 \text{ in} = 0,3493 \text{ m}$

$$W = 3 + \frac{\left(\left(\frac{180}{13,75}\right)^{0,5}\right)}{4} = 1,6545 \text{ in}$$

$$th = \frac{p \times r_c \times w}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C = \frac{25,04 \text{ psi} \times 180 \text{ in} \times 1,6545 \text{ in}}{2 \times 1670 \text{ psi} \times 0,9 - 0,2 \times 25,04 \text{ psi}} + 0,1250$$

$$= 0,4776 \text{ in} = 0,01 \text{ m}$$

Dipilih tebal head standar =  $2,75 \text{ in} = 0,0699 \text{ m}$

- Tinggi Head

Berdasarkan tabel 5.6, Brownell and Young, hal 88, untuk  $tH=0,6250\text{in}$ :

Standart straight flange (Sf) = 1,5- 3,5 in (dipilih Sf = 3,5 in)

$$th = 2,75 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 13 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$r = 180 \text{ in}$$

Untuk menghitung tinggi head digunakan penjelasan pada fig. 5.8, Brownell & Young, hal 87 (Gambar 5.1).

$$a = ID/2 = 224 : 2 = 112 \text{ in} = 2,8448 \text{ m}$$

$$AB = ID/2 - i_{cr} = 112 \text{ in} - 13,75 \text{ in} = 98,25 \text{ in} = 2,49555 \text{ m}$$

$$BC = r_c - i_{cr} = 180 \text{ in} - 13,75 \text{ in} = 166 \text{ in} = 4,22275 \text{ m}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 134,11 \text{ in} = 3,406 \text{ m}$$

$$b = r - AC = 180 \text{ in} - 134,11 \text{ in} = 46 \text{ in} = 1,166 \text{ m}$$

$$ID = OD - 2th$$

$$= 228 \text{ in} - 2 \cdot 2,75 \text{ in}$$

$$= 222,5 \text{ in} = 5,6515 \text{ m}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$= 2,75 \text{ in} + 1,166 \text{ in} + 3,5 \text{ in}$$

$$= 52 \text{ in} = 1,3243 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki termasuk tinggi head dan bottom } H_t = H + 2OA$$

$$= 5,7912 \text{ m} + 2 \cdot 1,3243 \text{ m}$$

$$= 8,439 \text{ m}$$

$$= 332,28 \text{ in}$$

## 7. Perancangan Pengaduk

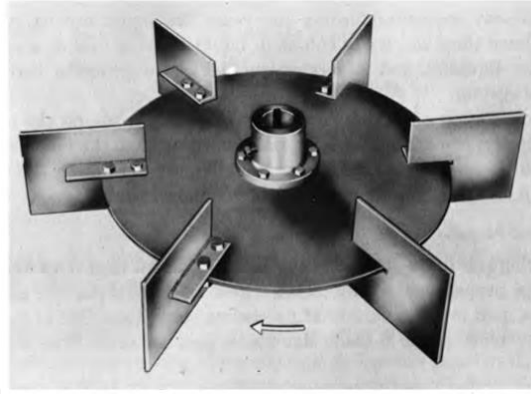
Bahas: Stainless steel

Jenis: Turbin with 6 flat blade (Holland, page 12)

Alasan Pemilihan:

1. Karena dapat digunakan pada beberapa viskositas yang cukup luas.
2. Layak secara ekonomis dan *power*.
3. Tidak merusak partikel yang memiliki viskositas yang besar.
4. Baik untuk tangki kecil maupun tangki besar karena diameternya lebih kecil dari impeller lainnya





Gambar 1. 2 Vertical blade turbine

- Penentuan Dimensi Pengaduk

- Penentuan diameter pengaduk

Untuk *turbine with 6 flat blade*, **ID/Di = 71,5675**

(holland

,page 12)Dimana : ID = Diameter dalam tangki = 224 in

$$Di = \text{Diameter pengaduk} = 3,129 \text{ in} = 0,261\text{ft} = 0,0795 \text{ m}$$

- Penentuan lebar blade pemngaduk

$$\begin{aligned} W_b &= \frac{1}{4} \cdot Di \\ &= \frac{1}{4} \cdot 3,129 \text{ in} \\ &= 0,7825 \text{ in} \\ &= 0,0199 \text{ m} \end{aligned}$$

- Penentuan lebar baffle

Jumlah baffle = 4 buah (Brown, hal 507)

W/D impeller = 1,5650 (Brown, hal 507)

Maka lebar baffle = W = ID/10 tank diameter

$$= 224/10$$

$$= 22,4 \text{ in}$$

$$= 0,569 \text{ m}$$

- Penentuan offset dan bottom

$$\text{Offset top} = Di/6 = 0,5216 \text{ in}$$

$$\text{Offset bottom} = Di/2 = 1,5649 \text{ in}$$

- Penentuan tinggi cairan dalam tangki (HL)

$$HL = 1 \times \text{tank diameter}$$

Maka diambil nilai HL = 1

$$\text{Maka tinggi cairan dalam tangki adalah} = HL = 1 \times Di = 3,129 \text{ in} = 0,079 \text{ m}$$

- Penentuan jumlah pengaduk dan putaran pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi \times Di(ft)} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Di(in)}}$$

Dimana :

$$WELH = ZL \cdot sg$$

$$\text{Spesific Gravity, } sg = \frac{p \text{ campuran}}{p \text{ referensi}} = \frac{1040,31}{1000} = 1,04$$

$$WELH = 224 \text{ in} \times 1,04$$

$$= 233,03 \text{ in}$$

$$\text{Maka, jumlah pengaduk} = WELH/ID = 1,04$$

$$\text{Standard} = 1 \text{ buah}$$

$$N = 4469,88 \text{ rpm}$$

$$= 74,5 \text{ rps}$$

Dipilih Fixed-speed belt (single reduction gear with V belts)

- Penentuan power pengaduk

$$\text{Viskositas campuran} = 0,7108 \text{ cp} = 0,000716 \text{ kg/m.det} = 0,000481 \text{ lb/ft.s}$$

Nilai Reynold Number, Re

$$Re = \frac{\rho N D_i^2}{\mu}$$

$$Re = \frac{1040,31 \frac{kg}{m^3} \times 74,5 \text{ rps} \times 0,0795 \text{ m}}{0,000716 \frac{kg}{m} \cdot det}$$

$$= 684.275$$

Setelah di plot ke grafik 477 Brown, didapat  $P_o = 7 \text{ Hp}$

$$power = \frac{\rho N^3 D_i^5 P_o}{550 gc}$$

Dimana :

$$P = 64,9465 \text{ lb/ft}^3$$

$$N = 74,5 \text{ rps}$$

$$D_i = 0,2608 \text{ ft}$$

$$P_o = 7 \text{ Hp}$$

$$Gc = 9,8 \text{ m/s}^2 = 32,1522 \text{ ft/s}^2$$

$$maka \text{ power} = \frac{64,9465 \times 74,5^3 \times 0,2608^5 \times 7 \text{ Hp}}{550 \times 32,1522 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 12,83 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pengaduk} = 0,9$$

$$\text{Maka Power} = \frac{12,83 \text{ Hp}}{0,9}$$

$$= 14,26 \text{ Hp}$$

$$\text{Standard power NEMA} = 7,5 \text{ Hp}$$

## 8. Perancangan Coil Pendingin

Fungsi:

Media: Air

Hot Fluid							
Tin	=	30	°C	303,00	K	86,00	°F
Tout	=	30	°C	303,00	K	86,00	°F

Cold Fluid							
Tin	=	5	°C	278,00	K	41,00	°F
Tout	=	10	°C	283,00	K	50,00	°F

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$= 40,3328 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Menghitung Luas Transfer Panas

Untuk fluida heavy organic dan fluida dingin berupa air, UD = 5-75 Btu.ft<sup>2</sup>.F.jam(tabel 8 Kern)

Diambil harga UD = 75 Btu/ft<sup>2</sup>.F.jam

$$Q = 6320547,358 \text{ KJ/jam}$$

$$= 5991878,896 \text{ Btu/jam}$$

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta T LMTD}$$

$$= \frac{5991878,8958}{3024,9586}$$

$$= 1980,8135 \text{ ft}^2$$

$$= 184,024 \text{ m}^2$$

- Menghitung Luas selubung

$$A = \pi DH$$

$$= 95,124 \text{ m}^2$$

- Menghitung luas penampang bawah reaktor

$$A = (\pi/4) * D^2 = 24,22 \text{ m}^2$$

$$\text{Total luas yang tersedia} = 119,35 \text{ m}^2$$

Dikarenakan A tersedia < A kebutuhan, maka digunakan koil pendingin

- Menghitung Kebutuhan air pendingin

$$m_{air} = (Q \text{ pendingin}) / (C_p \text{ air} \times \Delta T)$$

$$C_p \text{ air} = 4,1838 \text{ Kj/Kg.K}$$

$$\Delta T = 5 \text{ K}$$

$$m_{air} = \frac{6320547,358}{20,9190}$$

$$= 302143,8577 \text{ Kg/Jam}$$

$$= 666227,2061 \text{ lb/jam}$$

Sifat fisis air pada suhu 38,5 C ( 82.4 F & 301K)

$$C_p = 4183,8 \text{ kj/kg C} = 0,9999 \text{ Btu/lb F}$$

$$\rho = 1016,09 \text{ Kg/m}^3 = 63,04 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,69 \text{ Cp} = 1,69 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k = 0,3596 \text{ W/m.k} = 0,27 \text{ Btu/h.ft.f}$$

- Kecepatan Volumetrik air

$$Q_v = \frac{m_{air}}{\rho_{air}} = 297,3574 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 10501,175 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

- Menentukan Diameter minimum Koil

untuk aliran dalam koil/tube , batasan kecepatan antara 1,5-2,5 m/s. (coulson pg.527)

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan pendingin} &= 2,5 \text{ m/s} \\
 \text{Debit air pendingin} &= 297,3574 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 v &= 2,5 \text{ m/s} = 9000 \text{ m/jam} \\
 \text{Luas penampang A} &= \text{Debit air}/v \\
 &= 0,0330 \text{ m}^2 \\
 &= 0,03556 \text{ ft}^2 \\
 &= 51,2116 \text{ in}^2 \\
 A &= (\pi \cdot \text{ID}^2)/4 \\
 \text{ID} &= 0,2052 \text{ m} \\
 &= 8,0770 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih diameter standar (Kern,tabel 11 hal.844)

$$\begin{aligned}
 \text{Nps} &= 14 \text{ in} \\
 \text{schedule number} &= 30 \\
 \text{OD} &= 14 \text{ in} \quad 1,1667 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 13,25 \text{ in} \quad 1,1042 \text{ ft} \\
 \text{Luas penampang(A')} &= 138 \text{ in}^2 \quad 0,9583 \text{ ft}^2 \\
 \text{Luas perpan/panjang(a") } &= 3,470 \text{ ft}^2/\text{ft}
 \end{aligned}$$

• Menentukan hi

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{air pendingin}} &= 1016,0968 \text{ kg/m}^3 = 63,4 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu_{\text{air pendingin}} &= 0,6991 \text{ Cp} = 1,69 \text{ lb/ft.jam} \\
 k_{\text{air pendingin}} &= 0,36 \text{ W/m.k} = 0,208 \text{ Btu/h.ft.F}
 \end{aligned}$$

$$C_p \text{ air pendingin} = 4183,8 \text{ Kj/kg C}$$

$$\begin{aligned} G_t &= \text{Kec.aliran massa} / \text{Luas penampang} \\ &= 695193,6064 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} v &= G_t / \rho \\ &= 10964,4308 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 0,9 \text{ m/s} \\ &= 3,0457 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NRe &= ID \cdot G_t / \mu \\ &= 175861,21 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i &= 0,027 \times \frac{K}{ID} \times Re^{0,8} \times \mu^{1/3} \times \frac{\mu}{\mu_w} \\ &= 3126,3305 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

- Menentukan hio  
(Koefisien transfer panas dari pipa ke luar pipa)

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$= 2713,4190 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- Menentukan Hio koil  
(untuk koil, harga hio dikoreksi dengan faktor koreksi)

$$h_{io, \text{koil}} = h_{io, \text{pipa}} \left( 1 + 3,5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiral koil}}} \right)$$

Diambil diameter spiral atau heliks koil = 80% x Diameter tangki (Rase,1997)

$$D \text{ spiral Koil} = 14,5743 \text{ ft}$$

$$h_{io} \text{ koil} = 3337,8903 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

- Menentukan  $h_o$

$$h_o = 0.87 \left( \frac{k}{D} \right) \left( \frac{L p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left( \frac{c p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

Dengan:

$$L_p = D_i = 0,260808 \text{ ft}$$

$$N = 74,4981 \text{ rps} = 268193,0544 \text{ rpj}$$

$$P = 1040,314225 \text{ Kg/m}^3 = 64,9156 \text{ lb/ft}^2$$

$$\mu = 0,0447 \text{ lb/ft.jam}$$

$$C_p = 4,6162 \text{ Btu/lb}$$

$$K = 13,4244 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$$

$$OD = 14 \text{ in} = 1,1042 \text{ ft}$$

$$D = 214,7026 \text{ in} = 17,8847 \text{ ft}$$

$$\mu/\mu_w = 1$$

jadi hasil  $h_o = 434221,0772 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$

- Menentukan  $U_c$

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$= 3335,3038 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$$

- Menentukan  $U_d$

Untuk kecepatan air = 2,5 m/s, maka:

Nilai  $R_d$  yang diizinkan = 0,001-0,003 (Kern, fig 12 hal 846)

$$R_d = 0,003$$

$$U_d = \frac{h D \times U_c}{h D + U_c}$$

$$= 303,0466 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.F}$$



- Menentukan Luas Bidang transfer Panas

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T \text{ LMTD}} \\
 &= 490,2250 \quad \text{ft}^2 \\
 &= 45,5419 \quad \text{m}^2
 \end{aligned}$$

- Menentukan panjang koil

$$\begin{aligned}
 L &= A/a'' \\
 &= 141,2752 \quad \text{ft} = 43,0607 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

- Menentukan Jumlah lengkungan Koil

$$\begin{aligned}
 D_c &= 0.8 \times (\text{ID tangki reaktor}) \\
 &= 171,7621 \quad \text{in} \\
 &= 14,3135 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

$$AB = ID$$

BC Diambil  $x = 0.3 D$

$$\begin{aligned}
 x &= 4,2 \quad \text{in} \\
 &= 0,35 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

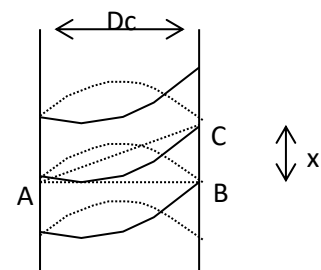
Panjang 1 putaran

K lilitan = 1/2 putaran miring + 1/2 putaran datar

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi(AC)$$

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi((ID^2 + x^2)^{1/2})$$

$$K \text{ lilitan} = 34,3050 \quad \text{ft}$$



$$= 411,6603 \text{ in}$$

$$= 10,456 \text{ m}$$

- Menentukan Banyak Lilitan

$$N_{\text{lilitan}} = \frac{L_{\text{pipa koil}}}{K_{\text{lilitan}}}$$

$$N_{\text{lilitan}} = 4,1182$$

$$\text{Jumlah lilitan} = 5 \text{ Lilitan}$$

- Menentukan tinggi tumpukan dan tinggi cairan setelah ada koil

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = (N_{\text{lilitan}} - 1) \times \text{OD} + N_{\text{lilitan}} \times \text{OD}$$

$$= 7,2333 \text{ ft}$$

$$= 2,2047 \text{ m}$$

$$= 86,8 \text{ in}$$

Tinggi cairan dalam shell akan naik karena adanya volume dari koil

$$\text{Tinggi cairan setelah ditambah koil (Zc)} = \frac{V_{\text{cairan dlm shell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}}$$

$$V_{\text{cairan dalam shell}} = 127,3322 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{koil}} = 1,4227 \text{ m}^3$$

$$A_{\text{shell}} = 25,4118 \text{ m}^2$$

$$ZC = 6,3212 \text{ m}$$

Jarak Dari Dasar tangki ke bagian bawah koil (hk)

$$= \frac{(\text{Tinggi cairan setelah ada koil} - \text{tumpukan koil})}{2}$$

$$= 2,0582 \text{ m}$$

b + sf (tinggi dasar tangki hingga ke koil)

= 1,2545 in

= 0,35 m

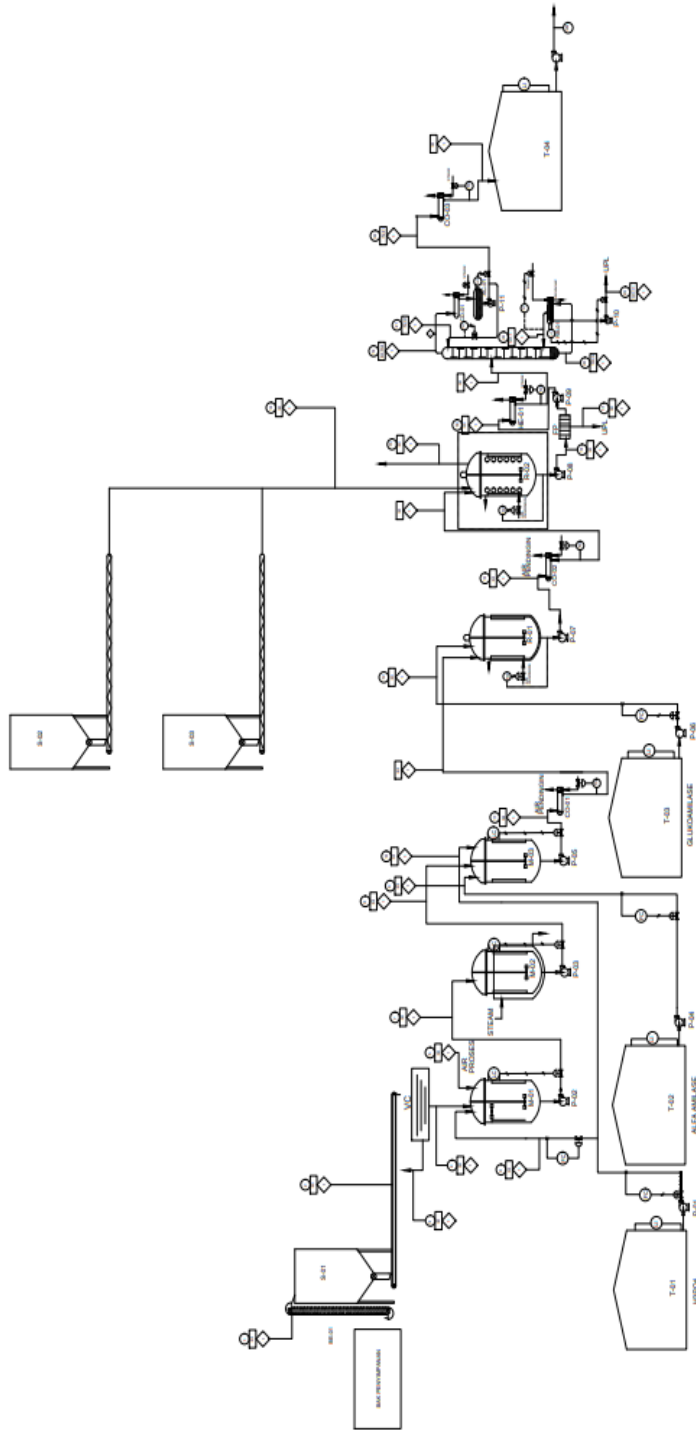
Karena jarak dasar tangki ke bagian bawah koil > b+sf (tinggi dasar tangki), maka asumsi bahwa koil tercelup dishell saja.



The image features a large, light gray watermark of the Universitas Islam Indonesia logo. The logo is a shield-shaped emblem with a stylized open book in the center. The word "ISLAM" is written in a serif font above the book, "UNIVERSITAS" is written vertically on the left side, and "INDONESIA" is written vertically on the right side. Below the shield, the university's name is written in Arabic calligraphy: "الجامعة الإسلامية في إندونيسيا".

**LAMPIRAN B**  
**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRARANCANGAN PABRIK BIOTANOL DARI AMPAS TAPIOKA**  
**KAPASITAS : 45 000 ton/thn**



NO	KOMODITAS	MATERIAL WASTE (kg/24hr)																													
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24						
1	KARBOHIDRAT	50000,00																													
2	AMILUM	50000,00																													
3	PROTEIN	10000,00																													
4	LIPIDUM	20000,00																													
5	ASAM KARBOKSILAT	10000,00																													
6	AMINUM	10000,00																													
7	ALFA AMILASE	10000,00																													
8	BETA AMILASE	10000,00																													
9	GLUKOSA	10000,00																													
10	AMARILUM	10000,00																													
11	AMARILUM	10000,00																													
12	KARBONDIOKSIDA																														

NO	KOMODITAS	MATERIAL WASTE (kg/24hr)																													
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24						
1	KARBOHIDRAT	50000,00																													
2	AMILUM	50000,00																													
3	PROTEIN	10000,00																													
4	LIPIDUM	20000,00																													
5	ASAM KARBOKSILAT	10000,00																													
6	AMINUM	10000,00																													
7	ALFA AMILASE	10000,00																													
8	BETA AMILASE	10000,00																													
9	GLUKOSA	10000,00																													
10	AMARILUM	10000,00																													
11	AMARILUM	10000,00																													
12	KARBONDIOKSIDA																														



**LAMPIRAN C**

**BLANKO KONSULTASI TUGAS AKHIR**

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Nur Ramdhanisa Thamrin

No. MHS 17521041

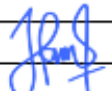
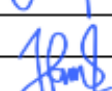
Nama Mahasiswa : Agil Albertini

No. MHS 17521025

Judul Prarancangan \*) : PRARANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI  
AMPAS TAPIOKA KAPASITAS 45000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 11 April 2022

Batas Akhir Bimbingan : 08 Oktober 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	04-06-2021	Judul Tugas Akhir	
2	11-06-2021	Kapasitas Perancangan	
3	09-07-2021	Neraca Massa	
4	29-07-2021	Revisi Neraca Massa	
5	26-08-2021	Neraca Panas	
6	16-09-2021	Revisi Neraca Panas	
7	13-12-2021	Alat Besar Proses	
8	23-02-2022	Revisi Alat Besar	
9	08-04-2022	Alat Kecil	
10	19-04-2022	Revisi Alat Kecil	
11	02-06-2022	Naskah	
12	06-06-2022	PEFD	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 9 JUNI 2022

Pembimbing,



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

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

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

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Nur Ramdhanisa Thamrin

No. MHS :17521041


Nama Mahasiswa : Agil Albertini

No. MHS :17521025

Judul Prarancangan \*) : PRARANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI  
AMPAS TAPIOKA KAPASITAS 45000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **11 April 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **08 Oktober 2022**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	04-06-2021	Judul Tugas Akhir	
2	11-06-2021	Kapasitas Perancangan	
3	19-04-2022	Utilitas	
4	30-04-2022	Perhitungan Alat Utilitas	
5	05-05-2022	Listrik dan Bahan bakar Utilitas	
6	25-05-2022	Ekonomi	
7	02-06-2022	BEP,SDP,DCFR,ROI,POT	
8	06-06-2022	Grafik Ekonomi	

**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta, 9 JUNI 2022**

**Pembimbing,**



**Umi Rofiqah, S.T., M.T.**

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

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



