

**PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TONGKOL  
JAGUNG KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN  
PRA RANCANGAN PABRIK**

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



Disusun Oleh:

Nama : Muh Rusdi Baiquni

Nama : Wildan Nur Rizki

NIM : 18521044

NIM : 18521184

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

**2022**

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

### PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TONGKOL JAGUNG KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Muh Rusdi Baiquni  
NIM : 18521044

Nama : Wildan Nur Rizki  
NIM : 18521184

Yogyakarta, 18 Oktober 2022

Menyatakan bahwa hasil Pra Rancangan Pabrik ini telah ditulis sesuai dengan kaidah ilmiah. Apabila dikemudian hari ditemukan ketidaksesuaian maka kami bersedia bertanggungjawab.

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

Penyusun I,



METERAI  
TEMPEL  
A32FAKX058243012

Muh Rusdi Baiquni  
NIM. 18521044

Penyusun II,



METERAI  
TEMPEL  
48CFAKX058243017

Wildan Nur Rizki  
NIM. 18521184


## LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK *BIOETANOL DARI TONGKOL JAGUNG*  
KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat



Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Muh Rusdi Baiquni	Nama : Wildan Nur Rizki
NIM : 18521044	NIM : 18521184

Yogyakarta, 18 Oktober 2022

Pembimbing I,	Pembimbing II,
	
Agus Taufiq, Ir., M.Sc.	Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**PRA RANCANGAN PABRIK *BIOETANOL DARI TONGKOL JAGUNG*  
KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

Oleh :

Nama : Muh Rusdi Baiquni

Nama : Wildan Nur Rizki

NIM : 18521044

NIM : 18521184

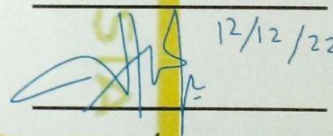
**Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik  
Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia**

**Yogyakarta, 12 Desember 2022**

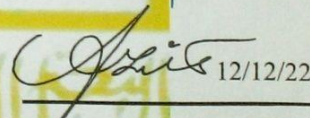
Tim Penguji,  
Agus Taufiq, Ir., M.Sc.  
Ketua



Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng  
Anggota I

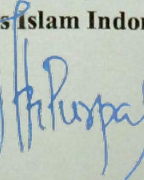


Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng  
Anggota II



**Mengetahui:**

**Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia**



**Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D**

## KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Alhamdulillahirabbil'alamin, puji syukur senantiasa terucapkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan segala nikmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas prarancangan pabrik kimia dengan baik. Sholawat dan salam semoga selalu dilimpahkan oleh Allah SWT kepada junjungan kita Nabi besar Muhammad SAW beserta keluarga dan para sahabat, karena dengan syafaatnya kita dapat hijrah dari zaman jahiliyah menuju zaman ilmu pengetahuan seperti sekarang ini.

Tugas prarancangan pabrik kimia dengan judul "Prarancangan Pabrik *Bioetanol* dari *Tongkol Jagung* dengan Kapaitas 12.000 Ton/Tahun" disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama bangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penyusun diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kedua Orang tua penulis, serta keluarga yang selalu memberikan motivasi dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia yang telah memberikan kelancaran pelayanan dalam urusan akademik.
5. Bapak Agus Taufiq, Ir., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing I yang selalu memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.

6. Ibu Tintin Mutiara, S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing II yang selalu memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini
7. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
8. Seluruh rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia angkatan 2018 yang selalu memberikan dukungan serta saling membagikan ilmunya.
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini dengan tulus dan ikhlas.

Demikian laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini kami susun. Penyusun mengharapkan semoga laporan ini dapat diambil manfaatnya sehingga dapat memberikan inspirasi terhadap pembaca dan diri penyusun sendiri. Penyusun menyadari bahwa laporan ini masih terdapat banyak kekurangan. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun. Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Yogyakarta, 18 November 2022

Penyusun

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR TABEL.....	viii
DAFTAR GAMBAR.....	xiii
ABSTRAK.....	xiv
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	3
1.3 Tinjauan Pustaka.....	11
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	25
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	29
2.1 Spesifikasi Produk.....	29
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	31
2.3 Pengendalian Kualitas.....	34
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	33
3.1 Diagram Alir proses dan Material.....	33
3.2 Uraian Proses.....	35
3.3 Spesifikasi Alat.....	40
3.4 Neraca Massa.....	91
3.5 Neraca Panas.....	100
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	111
4.1 Lokasi Pabrik.....	111
4.2 Tata Letak Pabrik ( <i>Plant Layout</i> ).....	114
4.3 Tata letak Mesin/Alat Proses ( <i>Machines Layout</i> ).....	120
4.4 Organisasi Perusahaan.....	123
BAB V UTILITAS.....	142
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	143

5.2	Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System).....	149
5.3	Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System).....	150
5.4	Unit Penyedia Udara Tekan.....	153
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar.....	154
5.6	Unit Pengolahan Limbah.....	154
<b>BAB VI EVALUASI EKONOMI .....</b>		<b>170</b>
6.1	Penaksiran Harga.....	172
6.2	Modal ( Capital investment).....	181
6.3	Analisa Keuntungan.....	185
6.4	Analisa Kelayakan.....	186
<b>BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN.....</b>		<b>197</b>
7.1	Kesimpulan.....	197
7.2	Saran.....	199





## DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Etanol di Indonesia .....	4
Tabel 1. 2 Produksi Etanol di indonesia .....	5
Tabel 1. 3 Data Ekspor Etanol di indonesia.....	6
Tabel 1. 4 Data Konsumsi di indonesia.....	7
Tabel 1. 5 Produksi jagung di indonesia .....	10
Tabel 1. 6 Komposisi kandungan tongkol jagung.....	11
Tabel 1. 7 Data Perbandingan pemilihan proses hidrolisis.....	16
Tabel 1. 8 Pertimbangan Pemilihan proses pada Pembuatan Etanol .....	22
Tabel 3. 1 spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	58
Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan) .....	59
Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan) .....	60
Tabel 3. 4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan) .....	61
Tabel 3. 5 Spesifikasi Pompa .....	62
Tabel 3. 6 Spesifikasi alat Pompa (lanjutan).....	63
Tabel 3. 7 Spesifikasi Pompa (lanjutan) .....	64
Tabel 3. 8 Spesifikasi Pompa (lanjutan) .....	65
Tabel 3. 9 Spesifikasi Pompa (lanjutan) .....	66
Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa (lanjutan) .....	67
Tabel 3. 11 Spesifikasi Belt Conveyor.....	68
Tabel 3. 12 Spesifikasi Belt Conveyor (lanjutan) .....	69
Tabel 3. 13 Spesifikasi Belt Conveyor (lanjutan) .....	70
Tabel 3. 14 Spesifikasi Bucket Elevator .....	71

Tabel 3. 15 Spesifikasi Screw Conveyor .....	72
Tabel 3. 16 Spesifikasi Screw Conveyor (lanjutan).....	73
Tabel 3. 17 Spesifikasi Cooling Screw Conveyor .....	74
Tabel 3. 18 Spesifikasi Heater 1 .....	75
Tabel 3. 19 Spesifikasi Heater 2 .....	77
Tabel 3. 20 Spesifikasi Cooler .....	79
Tabel 3. 21 Spesifikasi Cooler (lanjutan).....	81
Tabel 3. 22 Spesifikasi Condensor 1 .....	83
Tabel 3. 23 Spesifikasi Condensor 2 .....	85
Tabel 3. 24 Spesifikasi Reboiler 1 .....	87
Tabel 3. 25 Spesifikasi Reboiler 2 .....	89
Tabel 3. 26 Spesifikasi accumulator 1 .....	91
Tabel 3. 27 Spesifikasi Accumulator 2 .....	92
Tabel 3. 28 Neraca massa crusher.....	93
Tabel 3. 29 Neraca Massa Vibrating Screen.....	93
Tabel 3. 30 Neraca massa silo.....	94
Tabel 3. 31 Neraca Massa Mixer .....	94
Tabel 3. 32 Neraca Massa Hidrolisis .....	95
Tabel 3. 33 Neraca massa Rotary Filter .....	95
Tabel 3. 34 Neraca Massa Netralizer .....	96
Tabel 3. 35 Neraca Massa Menara Distilasi 1.....	96
Tabel 3. 36 Neraca Massa Fermentor .....	97
Tabel 3. 37 Neraca Massa Centrifuge .....	97

Tabel 3. 38 Neraca Massa Holding Tank 1 .....	98
Tabel 3. 39 Neraca Massa Menara Distilasi 2.....	99
Tabel 3. 40 Neraca Panas Crusher .....	100
Tabel 3. 41 Neraca Panas Vibrating Screen.....	100
Tabel 3. 42 Neraca Panas Mixer .....	101
Tabel 3. 43 Neraca Panas Cooler Screw Conveyor .....	101
Tabel 3. 44 Neraca Panas Reaktor Hidrolisis.....	102
Tabel 3. 45 Neraca Panas Cooler 1 .....	102
Tabel 3. 46 Neraca Panas Rotary Filter .....	103
Tabel 3. 47 Neraca Panas Netralizer .....	103
Tabel 3. 48 Neraca Panas Heater 1 .....	104
Tabel 3. 49 Neraca Panas Menara Distilasi .....	104
Tabel 3. 50 Neraca Panas Condensor.....	105
Tabel 3. 51 Neraca Panas Cooler 2 .....	105
Tabel 3. 52 Neraca Panas Reboiler .....	106
Tabel 3. 53 Neraca Panas Cooler 3 .....	106
Tabel 3. 54 Neraca Panas Fermentor .....	107
Tabel 3. 55 Neraca Panas Centrifuge.....	107
Tabel 3. 56 Neraca Panas Heater 2 .....	108
Tabel 3. 57 Neraca Panas Menara Distilasi .....	108
Tabel 3. 58 Neraca Panas Condensor.....	109
Tabel 3. 59 Neraca Panas Cooler 4 .....	109
Tabel 3. 60 Neraca Panas Reboiler .....	110

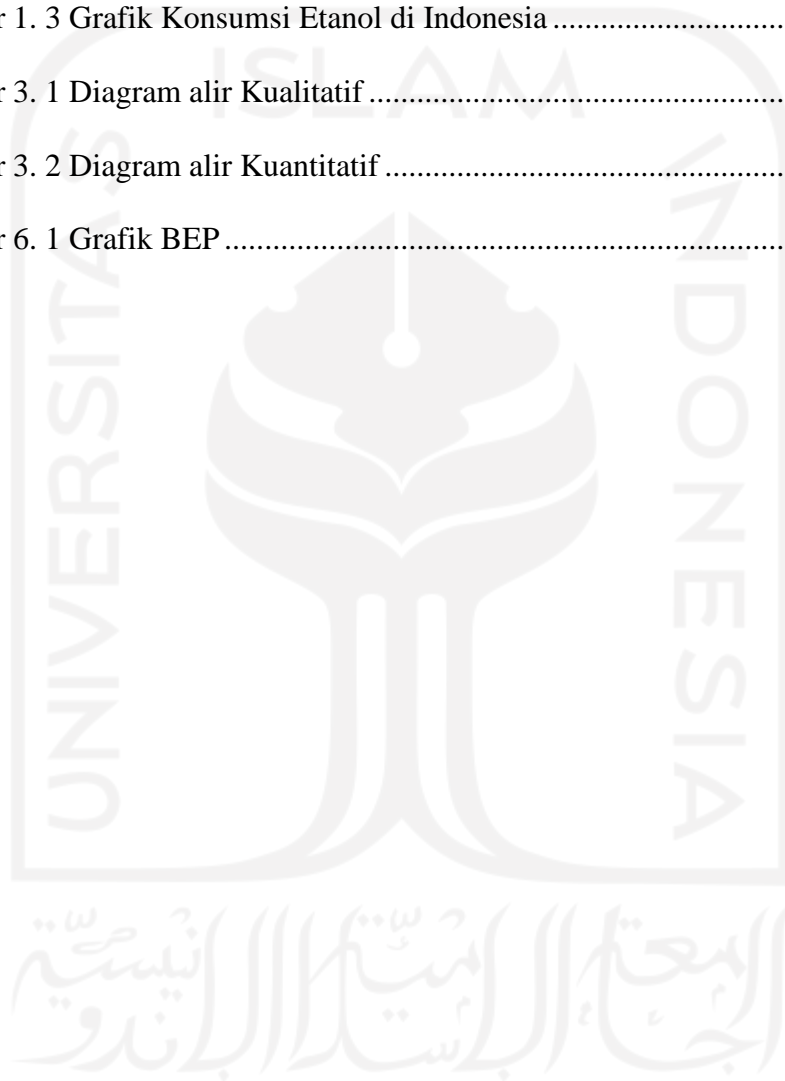
Tabel 3. 61 Neraca Panas Cooler 5 .....	110
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan.....	117
Tabel 4. 2 Jadwal Pembagian shift.....	136
Tabel 4. 3 Jadwal Shift (Lanjutan).....	137
Tabel 4. 4 Daftar Gaji Karyawan .....	140
Tabel 5. 1 kebutuhan Air Pembangkit Steam .....	147
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin.....	148
Tabel 5. 3 Kebutuhan Listrik Proses .....	150
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	152
Tabel 5. 5 Limbah Padatan Rotary Filter 1 .....	156
Tabel 5. 6 Limbah Padatan Rotary Filter 2 .....	157
Tabel 5. 7 Spesifikasi Pompa Utilitas .....	169
Tabel 6. 1 Indeks Penafsiran Harga .....	173
Tabel 6. 2 Harga Alat Proses.....	177
Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas .....	180
Tabel 6. 4 Physical Plant Cost.....	182
Tabel 6. 5 Direct Plant Cost .....	182
Tabel 6. 6 Working Capital Investment .....	183
Tabel 6. 7 Working Capytal .....	183
Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost .....	184
Tabel 6. 9 Indirect Manufacturing Cost .....	184
Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost .....	185
Tabel 6. 11 Manufacturing Cost.....	185

Tabel 6. 12 Annual Fixed Manufacturing Cost.....	189
Tabel 6. 13 Annual Regulated Cost .....	189
Tabel 6. 14 Annual Regulated Cost .....	190
Tabel 6. 15 Parameter Resiko Pabrik.....	195



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik impor Etanol di indonesia .....	4
Gambar 1. 2 Grafik Ekspor Etanol.....	6
Gambar 1. 3 Grafik Konsumsi Etanol di Indonesia .....	8
Gambar 3. 1 Diagram alir Kualitatif .....	33
Gambar 3. 2 Diagram alir Kuantitatif .....	34
Gambar 6. 1 Grafik BEP .....	191



## 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 tongkol jagung ini direncanakan beroperasi dengan kapasitas 12.000 ton/tahun. Bioetanol dibuat dengan menggunakan metode hidrolisis dan fermentasi dengan bantuan mikroorganisme *Saccharomyces Cerevisiae*. Reaksi beroperasi pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan konversi 100%. 1 kg etanol diperoleh dari 3.705 kg selulosa tongkol jagung. Pabrik pembuatan etanol ini direncanakan berlokasi di Lamongan, Jawa Timur. Dari hasil analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan pada pabrik ini didapatkan hasil keuntungan sebelum pajak) sebesar Rp191.816.871.590,46 keuntungan setelah pajak sebesar Rp143.862.653.692,84 *Return on Investment* sebelum pajak sebesar 32,64 %, *Return on Investment* setelah pajak sebesar 24,51 %, *Pay Out Time* sebelum pajak selama 2,8 tahun, *Pay Out Time* setelah pajak selama 3,4 tahun, *Break Even Point* sebesar 47,32 %, *Shut Down Point* sebesar 27,15 %, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* sebesar 28,5%. Berdasarkan analisa ekonomi tersebut, pra rancangan pabrik bioetanol dari ampas tapioka dengan kapasitas 12.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

Kata kunci :

Tongkol jagung, fermentasi, bioetanol, hidrolisis, *Saccharomyces Cerevisiae*

## ABSTRACT

*Bioethanol is a volatile, flammable, and colorless substance. In chemistry, bioethanol is an important solvent as well as a feedstock for the synthesis of other chemical compounds. The factory for making ethanol from corn cobs is planned to operate with a capacity of 12,000 tons/year. Bioethanol is made using hydrolysis and fermentation methods with the help of the microorganism *Saccharomyces Cerevisiae*. The reaction operates at a temperature of 30°C and a pressure of 1 atm with a conversion of 100%. 1 kg of ethanol is obtained from 3,705 kg of corncob cellulose. The ethanol production plant is planned to be located in Lamongan, East Java. From the results of the analysis of the economic aspects that have been carried out at this factory, the profit before tax) is Rp. 191.816.871.590,46 profit after tax is Rp. 143.862.653.692,84 Return on Investment before tax is 32,54%, Return on Investment after tax is 24,51%, Pay Out Time before tax is 2,8 years, Pay Out Time after tax is 3,4 years, Break Even Point is 47,32%, Shut Down Point is 27.15%, and Discounted Cash Flow Rate of Return is 28,5%. Based on the economic analysis, the pre-design of a bioethanol plant from tapioca dregs with a capacity of 12,000 tons/year is feasible to build.*

*Keywords :*

*Corn cobs, fermentation, bioethanol, hydrolysis, *Saccharomyces Cerevisiae**



# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Permintaan energi meningkat seiring pertumbuhan populasi penduduk yang dapat menyebabkan menipisnya sumber daya energi khususnya cadangan minyak dunia, beberapa tahun terakhir energi menjadi persoalan yang amat penting di dunia. Untuk itu setiap negara diwajibkan untuk segera memproduksi dan menggunakan energi terbarukan secara mandiri, selain itu minyak mentah di dunia termasuk di Indonesia yang semakin menurun. Dalam rangka memasuki pembangunan jangka panjang, pemerintah menitikberatkan pembangunan nasional pada sektor industri. Indonesia merupakan salah satu negara berkembang yang hingga saat ini masih mengandalkan impor bahan-bahan industri untuk memenuhi kebutuhan produksi perusahaan kimia. Dirjen Perdagangan Luar Negeri Kementerian Perdagangan menyampaikan bahwa lonjakan impor etil alkohol (etanol) di penghujung 2018 terjadi karena adanya kebutuhan Industri.

Etanol memiliki nama lain etil alkohol, alkohol murni, alkohol absolut, atau alkohol. Etanol adalah jenis cairan yang memiliki karakteristik mudah menguap, mudah terbakar, dan tak berwarna . Selain digunakan sebagai sumber daya energi, etanol banyak juga digunakan pada industri kosmetik, industri farmasi, dan kedokteran. Pada industri kimia, etanol digunakan sebagai bahan baku pembuatan asam asetat, ester, etilen, dan bahan bakar. Sehingga, pembangunan pabrik etanol sangat dibutuhkan oleh industri

kimia. Untuk memenuhi kebutuhan etanol dalam negeri, maka perlu adanya pertimbangan untuk mendirikan pabrik bioetanol yang dapat memenuhi skala industri di Indonesia. Etanol merupakan bahan kimia utama pada minuman beralkohol.

Bioetanol ( $C_2H_5OH$ ) merupakan cairan biokimia yang berasal dari proses fermentasi gula dari sumber karbohidrat menggunakan bantuan mikroorganisme

dalam pembuatannya, karena pembuatannya melibatkan proses biologis, produk etanol yang dihasilkan diberi nama bioethanol. Bioetanol merupakan sumber energi alternatif pengganti BBM yang terbuat dari proses fermentasi bahan-bahan alami oleh mikroorganisme (Jeon, 2007).

Bioetanol memiliki perbedaan dengan etanol. Etanol dibuat dengan cara hidrasi etena, sedangkan bioetanol dibuat dengan cara fermentasi biomassa.

Bioetanol telah banyak diproduksi dari berbagai macam bahan baku, seperti Tongkol jagung, tetes tebu, limbah kakao, biji sorgum, singkong, ubi, dan lain sebagainya. Bioetanol merupakan salah satu bahan alternatif terbarukan yang berpotensi dikembangkan di Indonesia. Seiring meningkatnya kebutuhan bioetanol di sektor industri mengakibatkan tingginya nilai impor bioetanol di Indonesia. Hal ini sejalan dengan semakin meningkatnya penggunaan bioetanol sebagai bahan tambahan pada industri farmasi, dan industri kimia lainnya. Oleh karena itu produksi bioetanol harus ditingkatkan dengan mencari alternatif lain untuk menghasilkannya.

Salah satu sumber daya alam alternatif yang dapat dimanfaatkan dan

mempunyai nilai ekonomis di Indonesia adalah tongkol jagung yang merupakan limbah hasil pengolahan jagung. Tongkol jagung merupakan limbah yang potensial untuk menghasilkan produk etanol karena merupakan bahan yang kaya akan komponen lignoselulosa. Jumlah limbah yang terus meningkat belum diimbangi dengan kemajuan teknologi dalam pemanfaatannya. Salah satu alternatif adalah pendirian pabrik bioetanol yang diharapkan dapat meningkatkan perekonomian, devisa serta mengatasi dampak lingkungan yang ditimbulkan oleh limbah industri pertanian tersebut.

## **1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik**

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2027. Salah satu hal penting yang harus diperhatikan dalam pendirian pabrik ialah menentukan kapasitasnya. Hal ini berpengaruh bukan hanya pada sektor ekonomis namun secara teknis juga.

Pertimbangan-pertimbangan dalam menentukan kapasitas suatu pabrik dapat ditinjau melalui analisis *supply* dan *demand*.

### **1.2.1 Supply**

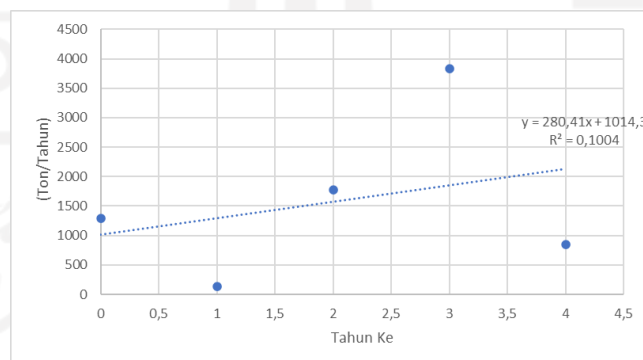
Supply atau data pasokan terdiri dari data produksi dalam negeri serta data impor. Data impor diperoleh melalui BPS atau Badan Pusat Statistik, yang dapat dilihat melalui tabel berikut ini

Tabel 1. 1 Data Impor Etanol di Indonesia

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2017	1.291,41
2018	134,976
2019	1.770,81
2020	3.834,63
2021	843,61

Sumber: BPS, 2021.

Berdasarkan data impor pada tabel diatas, dapat kita buat untuk persamaan regresi linearnya menggunakan Microsoft Excel, sehingga diperoleh nilai dari kebutuhan impor pada tahun rencana didirikannya pabrik.



Gambar 1. 1 Grafik impor Etanol di indonesia

Dilihat dari grafik bahwa kebutuhan Etil Alkohol /Etanol di indonesia naik turun dan proyeksi persamaan regresi linearnya didapatkan persamaan

280,4x + 1.014,3. Nilai y menunjukkan nilai kebutuhan Etanol pada tahun tertentu dalam satuan ton, sedangkan x merupakan tahun dimana pabrik akan didirikan. Dengan menggunakan persamaan tersebut dapat dilakukan perhitungan dan diperoleh nilai kebutuhan impor etanol dalam negeri pada tahun 2027 diprediksikan mencapai sebanyak 14.650,8ton/tahun.

Sedangkan untuk data produksi Etanol di Indonesia sebagai berikut :

Tabel 1. 2 Produksi Etanol di indonesia

<b>Perusahaan</b>	<b>Kapasitas (ton/tahun)</b>
Medco Ethanol Indonesia	51.000
Aneka Kimia	25.000
Sampurna	35.000
Malindo Raya Industrial	21.000
Energi Agro Nusantara (Enero)	12.000
Etanol Ceria Abadi	35.000
Pabrik Spiritus dan Etanol (PG.Rajawali II)	10.000
PT.Bukit Manikam Subur	40.000
<b>Jumlah</b>	<b>229.000</b>

*Sumber: BPS, 2021.*

Kemudian untuk menentukan supply dapat digunakan perhitungan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Supply} &= \text{Impor} + \text{Produksi} \\
 &= (3.818,4 + 229.000) \text{ ton/ tahun} \\
 &= 232.818,4 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

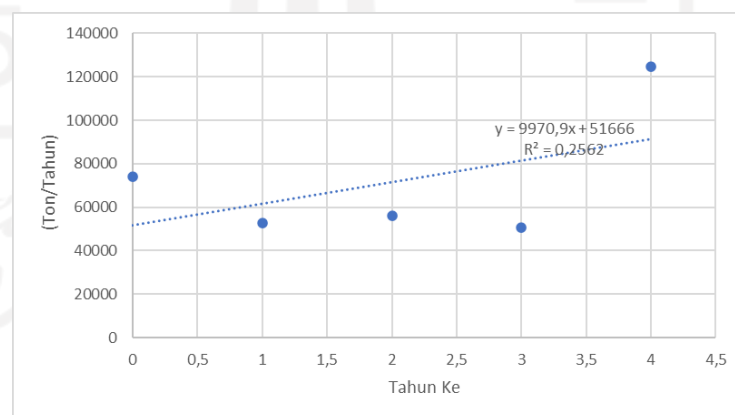
### 1.2.2 Demand

Demand atau permintaan terdiri dari data konsumsi dalam negeri dan ekspor. Data Ekspor didapatkan dari BPS (Badan Pusat Statistik) seperti yang ditunjukkan pada tabel 1.3 dibawah ini.

Tabel 1. 3 Data Ekspor Etanol di indonesia

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2017	73.943,35
2018	52.654,44
2019	56.006,38
2020	50.617,71
2021	124.816,16

Sumber: BPS, 2021.



Gambar 1. 2 Grafik Ekspor Etanol

Berdasarkan Data ekspor yang diperoleh dari BPS, dapat dilihat bahwa nilai ekspor etil 6ndones/Etanol di indonesia mengalami kenaikan dan

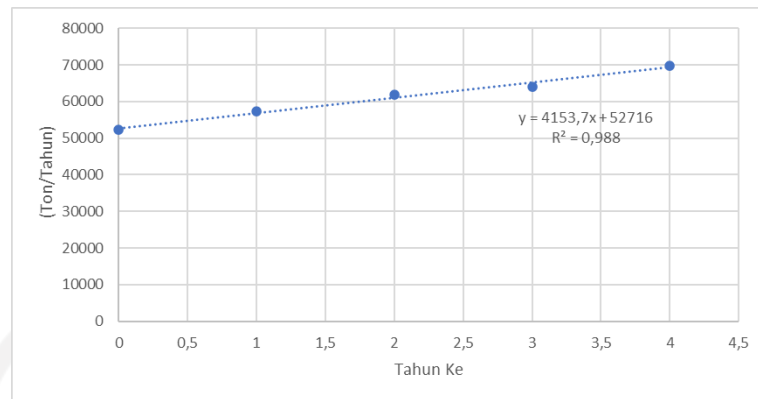
penurunan yang cenderung stabil tiap tahunnya. Perkiraan ekspor etanol di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung menggunakan persamaan regresi linear  $y = ax + b$  menggunakan Microsoft Excel, dimana nilai  $x$  sebagai tahun dan  $y$  sebagai jumlah banyaknya ekspor. Sehingga diperoleh persamaannya yaitu  $y = 9970,9x - 2E+07$  dan diperoleh perkiraan nilai ekspor untuk Boric Acid pada tahun 2027 sebanyak 211.014,3 ton/tahun.

Sementara untuk data konsumsi etanol di Indonesia, berikut adalah tabel 1.4 yang berisi konsumsi etanol di Indonesia.

Tabel 1. 4 Data Konsumsi di Indonesia

<b>Tahun</b>	<b>Jumlah (ton/tahun)</b>
2017	52.300,68
2018	57.290,00
2019	61.750,00
2020	64.120,45
2021	69.654,20

Sumber: BPS, 2021.



*Gambar 1. 3 Grafik Konsumsi Etanol di Indonesia*

Perkiraan konsumsi etanol di Indonesia pada tahun didirikannya pabrik yaitu tahun 2027 ditentukan dengan menggunakan persamaan  $y = 4153,7x - 8E+06$  dimana nilai  $x$  berperan sebagai tahun, dan nilai  $y$  sebagai jumlah kebutuhan konsumsi Ethanol di Indonesia. Sehingga setelah dilakukan perhitungan, diperoleh banyaknya konsumsi Ethanol pada tahun 2027 di Indonesia ialah sebesar 94.253 ton/tahun. Analisis Demand yang di dapatkan dari nilai ekspor dan konsumsi Etanol di Indonesia dapat dilakukan melalui perhitungan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Demand} &= \text{Ekspor} + \text{Konsumsi} \\
 &= (94.253 + 151.375) \text{ ton/tahun} \\
 &= 245.628 \text{ ton/tahun.}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan etanol dalam negeri secara keseluruhan dapat terpenuhi dikarenakan pada saat ini pabrik yang memproduksi etanol di Indonesia telah banyak dengan berbagai macam kapasitas produksi .

Penentuan kapasitas Etanol yang akan dirancang kali ini menggunakan



pendekatan analisis supply demand. Dari nilai yang telah dihitung pada analisis supply dan demand, kita dapat menentukan nilai kapasitas pabrik yang akan dirancang. Berikut adalah perhitungan nilai peluang kapasitas pabrik menggunakan metode supply demand :

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= (245.628 - 232.818,4 \text{ ton/tahun}) \\ &= 12.809,6 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diatas, kapasitas produksi dari pabrik Etanol yang akan dibuat 12.000 ton/tahun. Perhitungan tersebut tidak lantas menjadi kapasitas produksi pabrik, hal ini dikarenakan untuk pabrik yang baru akan dirikan nilai kapasitas pabrik harus berada dalam kisaran kapasitas pabrik yang sudah ada, ketersediaan bahan baku dan juga harus mampu memenuhi kebutuhan utamanya yaitu dalam negeri. Pada tabel produksi, range produksi etanol sekitar 10.000 – 50.000 ton/tahun, sehingga dengan mempertimbangkan hal tersebut kapasitas pabrik etnaol yang akan didirikan pada tahun 2027 di Indonesia adalah 12.000 ton/tahun.

### **1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku**

Untuk keberlangsungan produksi, ketersediaan bahan baku menjadi faktor yang sangat penting bagi suatu pabrik. Menurut Susanto (2009), produksi tongkol jagung paling tidak sama dengan produksi biji jagung. Untuk stok tongkol jagung dipastikan melimpah untuk di indonesia

sendiri. Berikut data produksi jagung di indonesia :

Tabel 1. 5 Produksi jagung di indonesia

<b>Produksi Jagung</b>	
<b>Tahun</b>	<b>Jumlah (ton/tahun)</b>
2014	19 juta
2015	19,6 juta
2016	23,6 juta
2017	28,9 juta
2018	30,1 juta

Sumber: BPS, 2021.

Kebutuhan tongkol jagung untuk menghasilkan 12.000 ton per tahun etanol diperkirakan sebesar 91.704,72 ton per tahun, sehingga kebutuhan jagung yang dibutuhkan sebesar 183.409,4 ton per tahun (presentase berat tongkol jagung dalam jagung 50%). Dengan ketersediaan bahan baku yang melimpah, pembuatan pabrik etanol dari tongkol jagung diharapkan mampu memenuhi kebutuhan etanol di indonesia dan menambah nilai ekonomis dari tongkol jagung.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

Tongkol jagung merupakan limbah yang hanya dimanfaatkan sebagai pakan ternak dan sisanya dibakar atau dibuang begitu saja. Tongkol jagung mengandung lignoselulosa yang terdiri dari lignin, selulosa, dan hemiselulosa. Tongkol jagung dapat digunakan sebagai substrat pada fermentasi enzim selulase dengan bantuan mikroorganisme seperti *Aspergillus niger*. Enzim selulase berguna untuk proses hidrolisis selulosa menjadi glukosa secara enzimatik. Glukosa dapat digunakan untuk fermentasi dan menjadi etanol yang biasanya dikenal sebagai bioetanol. Berikut kandungan yang terdapat pada tongkol jagung diantaranya :

Tabel 1. 6 Komposisi kandungan tongkol jagung

Komposisi	Persen massa
Air	7,68
Selulosa	32
Hemiselulosa	35
Lignin	20
Protein and ash	5,32

#### 1.3.1 Bioetanol

Bioetanol adalah etanol ( $C_2H_5OH$ ) yang terbuat dari biomassa yang mengandung karbohidrat (pati). Bioetanol sering ditulis dengan rumus  $EtOH$  (Ethyl-OH) dengan molekul  $C_2H_5OH$  atau memiliki rumus empiris  $C_2H_6O$  serta rumus bangun  $CH_3-CH_2-OH$  yang merupakan bagian dari

kelompok methyl ( $\text{CH}_3$ -) yang terangkai dengan kelompok hidroksil ( $-\text{OH}$ ). Bioetanol disebut sebagai pembeda dari etanol yang merupakan hasil dari pengolahan minyak bumi melalui hidrasi etilena dengan katalis asam. Etanol dari Bioetanol didapatkan melalui proses fermentasi melalui bantuan mikroorganisme. Bahan baku pembuatan bioetanol berasal dari biomassa yang memiliki komponen monosakarida, disakarida dan polisakarida (Suharto,2017). Sumber pembuatan 7 bioetanol di Indonesia sangat melimpah seperti singkong, sagu, tebu, aren, sorgum serta limbah hasil pertanian seperti tongkol jagung, bonggol pisang, dan kulit buah kakao. Saat ini bioetanol diproyeksikan sebagai pengganti bahan bakar minyak yang bersal dari fosil karena memiliki kesamaan sifat dengan bensin seperti kesamaan adanya struktur rantai hidrokarbon rantai. Juga terkait dengan isu lingkungan yang merupakan salah satu isu yang menjadi fokus kerja dari PBB, penggunaan bioethanol sebagai pengganti BBM sangat tepat karena ramah lingkungan (Sukandarrumidi dkk, 2013).

Bahan baku yang digunakan untuk memproduksi bioetanol antara lain

1. Tanaman dengan kandungan gula murni; contohnya : tebu, sorgum manis, dan bit.
2. Molase yang merupakan hasil samping dari pabrik gula.
3. Bahan berpati atau starch; contoh dari bahan barpati yang dapat digunakan adalah ubi kayu, sorgum biji, dan sagu.
4. Tanaman berserat tinggi atau berselulosa; contohnya : Jerami, serbuk gergaji, ampas tebu, dan tongkol jagung.

Selain berguna sebagai energi yang dapat mensubstitusi BBM, produk bioethanol juga dapat digunakan dalam pembuatan produk lain seperti,

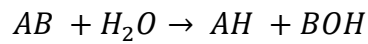
- Listerine, yang digunakan sebagai obat kumur
- Pasta Gigi
- Pembuatan plastik PVC dan PR, serta pestisida.
- Minuman kebugaran seperti Extra Joss dan Krating Daeng
- Pembuatan Deterjen

Sebagai bahan bakar, bioetanol dapat berfungsi sebagai bahan bakar penggerak mesin alat transportasi mobil, motor dan juga pesawat. Penggunaannya sebagai bahan bakar dapat digunakan dalam produk bioetanol murni (E100) dengan instalasi mesin khusus atau dicampur dengan BBM dengan ukuran tertentu, campuran BBM dan bioetanol atau yang diebut dengan gasohol saat ini digunakan di beberapa negara seperti Amerika Serikat dan Brazil. Gasohol yang digunakan di Amerika Serikat adalah E10 yang mengandung 10% bioetanol dan E85 yang mengandung 85% bioetanol, penggunaan gasohol di Amerika Serikat telah terbukti mengurangi dampak negatif dari penggunaan BBM fosil.

### **1.3.2 Hidrolisis**

Hidrolisis adalah suatu reaksi kimia yang memecah molekul menjadi dua bagian dengan cara penambahan molekul air ( $H_2O$ ), dengan tujuan agar mengkonversi polisakarida menjadi monomer monomer sederhana yaitu satu bagian dari molekul mempunyai ion hydrogen ( $H^+$ ) dan satu bagian lainnya memiliki ion hidroksida ( $H^-$ ). Pada umumnya hidrolisis ini terjadi

pada saat garam dari asam lemah atau basa lemah terlarut di air. Reaksi pada umumnya sebagai berikut :



Akan tetapi, pada kondisi normal hanya beberapa reaksi yang bisa terjadi antara air dan komponen organik. Dengan penambahan asam, basa, maupun enzim umumnya dilakukan agar membuat reaksi hidrolisis dapat terjadi pada kondisi penambahan air tidak memberikan efek hidrolisis. Asam, basa ataupun enzim dalam reaksi hidrolisis disebut sebagai katalis, yaitu zat yang bisa mempercepat terjadinya suatu reaksi ((Lowry, 1987). Proses hidrolisis sendiri dapat di bedakan menjadi dua macam, diantaranya sebagai berikut :

#### 1. Hidrolisis Enzimatis

Hidrolisis enzimatis agar menghasilkan glukosa dari enzim selulase. Selulase merupakan enzim kompleks yang terdiri atas eksoselulase atau eksobiohidrolase, endoselulase atau endo- $\beta$ -1,4-glukanase dan  $\beta$  -1,4 glukosidase atau selobias. Ekso-  $\beta$  -1,4 glukanase atau selobiohidrolase bekerja dengan suatu cara melepas beberapa unit selobiosa dari ujung rantai selulosa. Aktivitasnya sangat tinggi pada selulosa kristal tetapi sangat rendah pada selulosa amorf. Endo-  $\beta$  -1,4-glukanase dapat menghidrolisis selulosa secara acak menghasilkan selodextrin, selobiosa dan glukosa. Enzim ini sangat aktif dalam memutus ikatan selulosa yang dapat larut (amorf) seperti karboksil metil selulosa (CMC). Enzim  $\beta$  -1,4- glukosidase atau selobias mampu menghidrolisis selobiosa dan selo-oligomer pendek lainnya untuk menghasilkan glukosa (Anindyawati, 2009). Glukosa adalah

suatu aldohexosa dan sering disebut dekstrosa karena mempunyai sifat dapat memutar cahaya terpolarisasi ke arah kanan.

## 2. Hidrolisis asam

Pada umumnya hidrolisis secara kimiawi menggunakan asam. Dikarenakan hidrolisis secara asam mempunyai kelebihan yaitu murah dan mudah digunakan. Jenis asam yang sering digunakan yaitu asam sulfat, asam klorida dan juga asam fosfat. Polisakarida-polisakarida biasanya terhidrolisis oleh asam mineral seperti  $H_2SO_4$ . Selain asam mineral, beberapa asam organik seperti asam oksalat, asam trikloroasetat dan juga asam fluoroasetat juga dapat dimanfaatkan sebagai katalis pada hidrolisis pati (Tjokroadikoesoemo, 1986). Hidrolisis asam dapat dikategorikan menjadi dua pendekatan umum, diantaranya hidrolisis asam konsentrasi tinggi dalam suhu rendah dan hidrolisis asam konsentrasi rendah pada suhu tinggi. Dalam pemilihan antara dua cara tersebut pada dasarnya memiliki pertimbangan seperti tingkat laju hidrolisis, degradasi, tingkat produksi, dan juga biaya total proses produksi (Kosarić et al., 1983).

Hidrolisis asam yaitu proses yang dilakukan secara acak ataupun tidak spesifik. Pada hidrolisis selulosa dengan cara asam untuk menghasilkan gula (glukosa), terbentuk juga 5-hidroksimetil-2-furfuraldehid atau juga disebut dengan hidroksimetilfurfural (HMF) diakibatkan oleh penguraian glukosa pada suasana asam. HMF ini akan terus menerus bereaksi agar terbentuk asam organik seperti asam levuliat dan juga asam format pada suasana asam dan suhu tinggi (Ulbricht et al., 1984) umumnya

komponen terlarut pada hasil hidrolisis asam polisakarida adalah xilosa, glukosa, selobiosa, furfuraldehida, hidrosimetilfurfural dan beberapa asam organik seperti asam format, asam levulinate dan asam asetat (Tsao, et al., 1987).

Tabel 1. 7 Data Perbandingan pemilihan proses hidrolisis

Proses	Hidrolisis Asam	Hidrolisis enzim
Tekanan (Atm)	1	1
Suhu (°C)	60-110	30-90
Bahan Katalis	Asam Sulfat	enzym selulase dan Glukoamilase
Yield	31,48% – 90%	59,10% - 91,73 %
Waktu	1 - 5 jam	4 - 66 jam
Reaktor	CSTR	CSTR
Harga Katalis	Murah	Mahal

Dengan pertimbangan dari tabel diatas maka proses hidrolisis yang dipilih adalah hidrolisis asam karena dalam segi harga katalis berupa asam sulfat lebih murah dibandingkan harga enzim selulase dan glukoamilase, waktu reaksi lebih cepat hidrolisis asam dibandingkan hidrolisis enzim, mudah digunakan dan juga yield yang didapatkan dengan hidrolisa asam juga cukup tinggi.

### 1.3.3 Fermentasi

Ada dua metode dalam pembuatan bioethanol menurut Kirk dan Othmer



diantaranya :

- Sintesa etilen
- Fermentasi

#### 1. Proses sintesa Etilen

Proses ini dalam pembuatan etanol menggunakan gas etilen yang terkandung pada gas alam sebagai bahan bakunya. Beberapa jenis proses yang ada diantaranya :

a. Dalam proses ini etanol didapatkan dengan beberapa tahapan proses diantaranya proses penyerapan (absorpsi) dan etil hydrogen sulfat sehingga membentuk dietil sulfat dan menghidrolisa etil hydrogen sulfat dengan menyemprotkannya campuran air dan gas stripping pada bottom reactor lalu terbentuk produk etanol. etanol yang sudah terbentuk lalu dipisahkan dari gas stripping di separator maka diperoleh produk etanol.

b. Hidrasi katalitik tak langsung dari gas etilen

Proses tersebut dikenal dengan sebutan proses shall. Sebuah reactor menggunakan katalis asam phospat dengan support relite diatomite.

Reaksi hidrasi etilen adalah eksotermis dengan tekanan  $P = 1000$  psi pada suhu :  $300-400$  °C dalam fase gas. Karena konversi etilen yang sangat rendah sehingga dilakukan *recycle etilen* ke reactor.

#### 2. Proses Fermentasi

Proses ini bertujuan agar mengubah monosakarida (glukosa, sukrosa, dan fruktosa) menjadi etanol menggunakan mikroorganisme berupa yeast maupun bakteri. Ethanol yang dapat dihasilkan melalui proses fermentasi

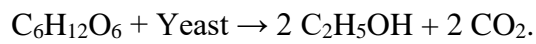
oleh yeast biasanya berkadar diantara 8-12 persen volume. Monosakarida dapat didapatkan dari bahan bahan diantaranya :

- a. Beberapa bahan yang mengandung gula (substansi sakarin) seperti gula tebu, molase, maupun sari buah buahan yang secara langsung difermentasi menjadi bioethanol.
- b. Bahan bahan yang mengandung pati diantaranya jagung, sorgum, ubi kayu, kentang, akar tumbuhan, padi padian, alga dan lain lainnya.  
Bahan pada jenis ini harus dihidrolis terlebih dahulu menggunakan enzim atau katalis asam agar dapat menjadi gula yang dapat difermentasi untuk memperoleh ethanol.
- c. Beberapa bahan yang mengandung selulosa seperti kayu, kelapa sawit, tandan kosong, waste sulfite liquor hasil pabrik pulp dan kertas, ampas tebu, dan bahan yang mengandung selulosa yang lainnyaa.

Pembuatan etanol dengan menggunakan fermentasi harus melalui tahap tahapan perlakuan bahan baku dan bahan pembantu terlebih dahulu. Perlakuan terhadap bahan baku tergantung dengan karakteristik bahan baku.

Suatu missal bahan baku pati harus di hidrolisis terlebih dahulu menjadi gula. Sedangkan bahan yang sudah berbentuk gula bisa langsung difermentasi tanpa ada prethreatment terlebih dahulu. Etanol hasil fermentasi lalu dimurnikan melalui distilasi, agar mendapatkan ethanol dengan kemurnian 95% harus dengan distilasi azeothrop. Apabila menggunakan distilasi biner biasa maka harus dilanjutkan pada proses dehidrasi. Proses dehidrasi bisa mengguanakan membrane maupun

molekuler sieve (adsorpsi). Reaksi yang terjadi pada proses fermentasi adalah :



Kata Fermentasi didapat dari bahasa latin "ferfere" yang artinya mendidihkan, deskripsi ini muncul karena aksi dari khamir pada ekstrak buah atau gandum yang direndam (Stanbury et al. 2003). Fermentasi adalah proses metabolik dengan bantuan enzim dari mikroba (jasad renik) untuk melakukan reduksi, oksidasi, hidrolisa dan reaksi kimia lainnya, maka akan terjadi perubahan kimia pada suatu substrat organik dengan memperoleh produk tertentu lalu menyebabkan terjadinya perubahan sifat bahan tersebut. Steinkraus (2002) menjelaskan juga bahwa, makanan fermentasi adalah substrat makanan yang ditumbuhi oleh mikroba penghasil enzim terutama amilase, protease, lipase yang menghidrolisis polisakarida, protein dan lemak menjadi produk dengan rasa, aroma dan tekstur menyenangkan dan menarik bagi konsumen. Pertumbuhan mikroorganisme pembusuk dapat dikendalikan dengan proses fermentasi, karena mikroorganisme yang berguna secara selektif dapat tumbuh selama proses fermentasi. Hal itu dapat dicapai dengan menciptakan kondisi yang cocok bagi pertumbuhan mikroorganisme tersebut, dengan mengatur kondisi lingkungan seperti suhu, oksigen dan pH.

Pada Produksi bioetanol dengan menggunakan teknik sakarifikasi dan fermentasi terpisah atau Separated Hydrolysis and Fermentation (SHF).

untuk teknik ini memiliki banyak kekurangan yaitu, rentan terkena kontaminasi, membutuhkan sterilisasi terpisah dan waktu proses yang lebih lama serta proses hidrolisis kurang efisien karena akumulasi gula dapat menghambat kerja enzim. Seiring dengan semakin berkembangnya produksi bioetanol salah satu solusi mengatasi kekurangan teknologi sebelumnya yaitu dengan menerapkan teknologi sakarifikasi dan fermentasi simultan atau Simultaneous Saccharification and Fermentation (SSF). Zhang et al. (2011) dalam penelitiannya menyimpulkan bahwa kelebihan metode SSF yaitu, dapat meningkatkan kecepatan hidrolisis dan konversi gula, mengurangi kebutuhan enzim, meningkatkan rendemen produk, dapat mengurangi kebutuhan sterilisasi karena glukosa langsung dikonversi menjadi etanol, serta waktu proses lebih pendek.

Produksi bioetanol dari pati diawali dengan proses hidrolisa menggunakan hidrolisis asam untuk mengubah pati menjadi gula sederhana, kemudian fermentasi oleh khamir. hidrolisis dengan menggunakan hidrolisa asam lebih efisien dibandingkan menggunakan enzim amilase dan enzim amiloglukosidase karena biaya yang dikeluarkan lebih murah apabila dibandingkan dengan menggunakan hidrolisa enzimatik, dikarenakan harga enzim yang cukup mahal sebagai hidrolisis, mudah digunakan dan juga yield yang didapatkan dengan hidrolisa asam cukup tinggi. Pada hidrolisis pati dengan asam, molekul pati akan dipecah secara acak oleh asam dan gula yang dihasilkan sebagian besar merupakan gula pereduksi.

Teknik sakarifikasi dan fermentasi simultan (SSF) terakayasa dalam

fermentasi bertujuan untuk mendapatkan produksi etanol yang lebih tinggi sehingga dilakukan penghentian aerasi sebagai upaya pengalihan dari kondisi aerobik menjadi anaerobik. Penggunaan konsorsium mikroba yang terdiri dari *Aspergillus niger* sebagai agen sakarifikasi membentuk gula dari pati pada kondisi aerobik, sedangkan *Saccharomyces cerevisiae* bersifat anaerobik fakultatif. *Saccharomyces cerevisiae* akan terus melakukan respirasi sehingga mengurangi kadar gula dan menurunkan produksi etanol. Bila terdapat udara pada proses fermentasi maka etanol yang dihasilkan lebih sedikit karena terjadi respirasi yang menyebabkan konversi gula menjadi sel, karbondioksida dan air. Sinergisme antara *Aspergillus niger* dan *Saccharomyces cerevisiae* dengan menerapkan teknik SSF terekayasa pada penelitian ini diharapkan dapat meningkatkan produktivitas bioetanol. Pada saat biomasa mencapai fase akhir eksponensial dan produksi gula mencapai jumlah tertinggi akibat enzim penghidrolisis pati yang diproduksi oleh *Aspergillus niger*, kemudian aerasi dihentikan. Penghentian aerasi merupakan upaya pengalihan dari kondisi aerobik menjadi anaerobik. Hal tersebut untuk memaksimalkan kerja konsorsium mikroba. *Aspergillus niger* sebagai agen sakarifikasi membentuk gula dari pati pada kondisi aerobik, sedangkan *Saccharomyces cerevisiae* akan lebih banyak memanfaatkan gula menjadi etanol pada kondisi anaerobik melalui jalur fermentasi.

Tabel 1. 8 Pertimbangan Pemilihan proses pada Pembuatan Etanol

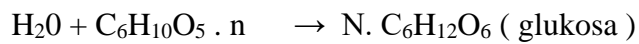
Metode	Kelebihan	Kekurangan
Fermentasi	Bahan baku murah dan mudah didapatkan	Menghasilkan karbon dioksida
	Tidak membutuhkan energi besar karena fermentasi dilakukan pada kondisi operasi rendah	Menggunakan proses batch (proses memakan waktu lama)
	Biaya produksi rendah	Penanganan yang sulit dan jenis mikroorganisme yang beragam
Sintesis Etilen	Bahan baku mudah didapatkan	Membutuhkan energi lebih besar dibandingkan metode fermentasi
	Biaya produksi terbilang rendah	Biaya produksi lebih tinggi dari metode fermentasi
	Yield dan konversi etanol yang tinggi	-

Dari berbagai proses pembuatan Etanol, maka dipilih proses pembuatan Etanol menggunakan metode Fermentasi dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Bahan baku murah dan mudah didapatkan Proses reaksi cukup mudah.
- b. Memiliki biaya operasi produksi yang rendah.

- c. Tidak membutuhkan energi besar karena fermentasi dilakukan pada kondisi operasi rendah.

Secara sederhana reaksi proses pembuatan bioetanol adalah sebagai berikut:



Proses pembuatan bioetanol secara garis besar dibagi menjadi 3 tahap yaitu;

#### a. Pretreatment/ Delignifikasi

Pada proses ini, bahan baku dihancurkan dan dicampur dengan air sehingga teksturnya menjadi bubur.

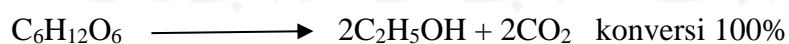
#### b. Hidrolisis

Pada proses ini bahan baku yang mengandung lignoselulosa akan dikonversi menjadi glukosa dengan bantuan enzim/asam



#### c. Fermentasi

Pada proses ini, hasil dari gelatinisasi mengubah glukosa menjadi bioetanol/etanol (alkohol) dengan menggunakan yeast (ragi)



#### d. Distilasi

Alkohol hasil fermentasi dilakukan distilasi dengan tujuan memisahkan antara alkohol dan air dengan perbedaan titik didih kedua bahan tersebut.

Potensi Pemanfaatan Bioetanol di Indonesia

Etanol atau bioetanol mempunyai nilai oktan yang lebih tinggi dibandingkan dengan premium. Bioetanol apabila dicampur dengan premium dapat meningkatkan nilai oktan, dimana nilai oktan untuk etanol atau bioetanol 98% adalah sebesar 115. Selain itu, karena bioetanol mengandung 30% oksigen, maka campuran bioetanol dengan gasoline dapat dikategorikan sebagai high octane gasoline (HOG), dimana campuran sebanyak 15% bioetanol setara dengan pertamax (RON 92) dan campuran sebanyak 24% bioetanol setara dengan pertamax plus (RON 95). Hal itu menunjukkan bahwa bioetanol dapat dimanfaatkan sebagai aditif pengganti *methyl tertiary butyl ether* (MTBE) untuk meningkatkan efisiensi pembakaran dan menghasilkan gas buang yang lebih bersih. Pada tahun 2003, pasar HOG menurut Pertamina adalah sebesar 1750 kL/hari, yaitu pertamax (RON 92) sebanyak 1400 kL/hari dan 350 kL/hari berasal dari pertamax plus (RON 95). Pada tahun yang sama etanol diperkirakan dapat memasok 294 kL/hari, dimana 210 kL/hari etanol yang dipasok setara dengan pertamax (RON 92) dan 84 kL/hari etanol yang dipasok setara dengan pertamax plus (RON 95). Pada tahun 2013, maka diperkirakan pasar HOG dan etanol akan meningkat 10 kali lipat terhadap tahun 2003, sehingga dapat dipastikan bioethanol berpotensi untuk diproduksi dan dimanfaatkan



## 1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

### 1.4.1 Tinjauan termodinamika

#### 1. Panas reaksi



Terlihat dari data diatas menunjukkan harga  $\Delta H < 0$  maka reaksi adalah reaksi eksotermis

#### 2. Energi bebas gibbs konstanta kesetimbangan

$$\Delta G^\circ C_6H_{12}O_6 = -770,76 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ C_2H_5OH = -167,8 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ CO_2 = -394,37 \text{ kJ/mol}$$

(perry, 1999)

$$\Delta G^\circ_{\text{reajsi}} = \Delta G^\circ_{\text{produk}} - \Delta G^\circ_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G^\circ_{\text{reaksii}} = [ 2 \Delta G^\circ C_2H_5OH - 2 \Delta G^\circ CO_2 ] - \Delta G^\circ C_6H_{12}O_6$$

$$= [ 2 (-167,8 \text{ kJ/mol}) - 2 ( - 394,37 \text{ kJ/mol} ) ] - ( -770,76 \text{ kJ/mol} )$$

$$= -353,68 \text{ kJ/mol}$$

#### 3. Konstanta kesetimbangan reaksi pada 298 K

Diketahui dari persamaan smith van ness edisi 5

$$\Delta G^\circ_{R298K} = - R T \ln K$$

$$\ln K = \frac{\Delta G_{\text{reaksi}}}{R.T}$$

$$\ln K = \frac{-353680 \text{ J/mol}}{\frac{8,314 \text{ J}}{\text{molK}} \times 298 \text{ K}}$$

$$\ln K = 142,75$$

$$K = 9.924 \times 10^{61}$$

Karena suatu harga konstanta keseimbangan yaitu cukup besar, maka reaksi pembentukan etanol adalah reaksi irreversible

#### 1.4.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi Hidrolisis



Proses Hidrolisis adalah proses merubah selulosa menjadi glukosa dengan bantuan asam sulfat  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Dari persamaan reaksi diatas bila dianggap sebagai reaksi elementer dan reaksi samping diabaikan, maka persamaan kecepatan reaksi adalah

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B^n$$

Tinjauan kinetika reaksi pada hidrolisa tersebut berhubungan dengan persamaan Arrhenius :

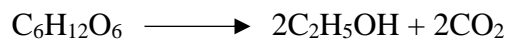
$$k' = A \cdot e^{-E_a/RT}$$

Dengan menggunakan garis linear didapat suatu persamaan garis yang dapat dipakai untuk menghitung nilai k fungsi suhu sehingga di dapat nilai k senilai

$$\begin{aligned} k' &= 6,499 \cdot 10^{-3} \cdot e^{-96,662/T} \\ &= 0,001298/\text{menit} \\ &= 0,0788/\text{jam} \end{aligned}$$

(Jatmiko, et al., 2011)

## Reaksi Fermentasi



Proses Fermentasi pada saat pembentukan produk mengikuti metode persamaan monod agar memudahkan proses perhitungan. Laju mengubah glukosa dengan yeast cell menjadi etanol dapat yaitu dengan persamaan umum laju reaksi sebagai berikut

$$-r_A = \frac{K_z \cdot Y_m \cdot S}{(K_m + S + S^2 \cdot K_s) \left(1 + \frac{P}{K_p}\right)}$$

Suatu nilai parameter yang sudah diketahui untuk persamaan kinetik sebagai berikut

$$K_z = 1,047 \text{ jam}^{-1}$$

$$Y_m = 90 \text{ Kg/m}^3$$

$$K_m = 1.197 \text{ Kg/m}^3$$

$$K_s = 1025 \text{ Kg/m}^3$$

$$K_p = 145,2 \text{ Kg/m}^3$$

Diketahui

$-r_A$  = kecepatan reaksi pengurangan  $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$

$K_z$  = konstanta kecepatan reaksi

$Y_m$  = fermentasi power

$K_m$  = Konstanta kecepatan reaksi

$K_s$  = konstanta kecepatan reaksi

$K_p$  = konstanta kecepatan reaksi

$S$  = konsentrasi substract

$P$  = konsentrasi produk

( Wei Youh Kuu )

Kondisi operasi

Dalam menentukan jalannya proses menentukan kondisi operasi sangat diperlukan agar menghasilkan produk yang baik. Maka pada perancangan ini dipilih dengan kondisi operasi reaksi fermentasi Pada :

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Fase reaksi : cair

Waktu Proses Fermentasi = 25 jam



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 2.1.1 Etanol

Rumus Molekul	: C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH
Berat Molekul	: 46,07 gr/mol
Wujud (25 °C)	: cair tidak berwarna
Densitas	: 0,789 gr/cm <sup>3</sup>
C <sub>p</sub> (25 °C)	: 0,69 kkal/gr °C
ΔH <sub>fo</sub> (25 °C)	: -66,2 kkal/mol
ΔG <sub>fo</sub> (25 °C)	: -41,63 kkal/mol
Titik Beku	: -117,3 °C
Titik Didih	: 78,3 °C
Titik Leleh	: 112 °C
P Kritis	: 63 atm
T Kritis	: 243,3 °C

Sifat Lain :

- Mudah menguap (volatile), dapat bercampur dengan air dengan segala perbandingan

Spesifikasi etanol yang dijual dipasaran :

- 1) Industrial etanol (96,5 vol %), digunakan sebagai bahan pelarut, bahan bakar dan juga untuk membuat berbagai macam produk.

- 2) Denatured spirit (88 vol %), digunakan sebagai bahan pemanas dan untuk penerangan.
- 3) Fine alcohol (96,0-96,5 vol %), digunakan oleh industri obat-obatan, kosmetik, dan minuman beralkohol.
- 4) Absolute or anhydrous ethanol (99,7-99,8 vol %), digunakan oleh industri obat-obatan, industri makanan, dan juga untuk membuat aerosol dan digunakan untuk menaikkan bilangan oktan pada bahan bakar.



## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

### 2.2.1 Tongkol jagung

Tabel 2.1 Komposisi kandungan tongkol jagung

Komposisi	persen massa	Berat molekul	densitas	Cp
Air (H <sub>2</sub> O)	7.68 %	18	997	3,39
Selulosa (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )	32 %	162	1500	1,38
Hemiselulosa(C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub> )	35 %	132	1338,4	2,06
Lignin (C <sub>11</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub> )	20 %	210	1300	2,32

Sumber : (direktorat jendral bina gizi 1979)

### 2.2.2 Ragi

Bentuk	: Cair
Nama Dagang	: Khamir ( Yeast )
Suhu Optimum	: 32 °C
pH Optimum	: 4 – 5

(Sumber : Perry's Chemical Engineerings Handbook, 8th edition, McGraw Hill.)

### 2.2.3 Air

Rumus Molekul	: H <sub>2</sub> O
Berat Molekul	: 18,0153 kg/kmol
Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Spgr	: 1

Titik Didih	: 100 °C (373,15 K) (212°F)
Titik Beku	: 0 °C
Densitas	: 0,998 gr/cm <sup>3</sup>
Kalor Jenis	: 4148 J/(kg.K) (20°C)
Entalpi Pembentukan	: -285,83 kJ/kmol
cp, KJ/kmol°K	: 92,053 - 0,004T - 0,000211T <sup>2</sup> + 0,000000535T <sup>3</sup>

(Sumber : *Perry's Chemical Engineerings Handbook*, 8th edition, McGraw Hill.)

#### 2.2.4 Asam sulfat

Rumus kimia	: H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Massa molar	: 98,08 g/mol
Penampilan	: Cairan higroskopis, berminyak, tak berwarna, tak berbau
Densitas	: 1,84 g/cm <sup>3</sup>
Titik lebur	: 10 °C (283 K)
Titik didih	: 337 °C (610 K)
Tekanan uap	: <10 Pa pada 20 °C (diabaikan)
Keasaman (pKa)	: 1,98 pada 25 °C
Viskositas	: 26,7 cP (20 °C)

(Sumber : *Perry's Chemical Engineerings Handbook*, 8th edition, McGraw Hill.)



### 2.2.5 Natrium Hidroksida

Rumus Molekul	: NaOH
Berat Molekul	: 40 kg/kmol
Penampilan	: putih solid, hidroskopis
Kepadatan	: 2.13 g/cm <sup>3</sup>
Titik lebur	: 318 °C, 591 K, 604 °F
Titik didih	: 1388 °C, 1661 K, 2530 °F
Kelarutan dalam air	: 49,70 kg / 100 kg
Spgr	: 2,2
Titik Lebur	: 318 °C
cp,	: 1,30 kJ/kmol °C

(Sumber : Perry's Chemical Engineerings Handbook, 8th edition, McGraw Hill.)

### 2.2.6 Natrium Sulfate

Rumus kimia	: Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Massa molar	: 142,04 g/mol
Penampilan	: padatan kristal putih
Bau	: tak berbau
Densitas	: 2,664 g/cm <sup>3</sup> (anhidrat)
Titik lebur	: 884 °C
Titik didih	: 1429 °C

Kelarutan dalam air : 40,80 kg/100 kg

(Sumber : Perry's Chemical Engineerings Handbook, 8th edition,  
McGraw Hill.)

### 2.3 Pengendalian Kualitas

Kualitas adalah salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produk, sehingga mempertahankan kualitas produk merupakan salah satu hal yang sangat penting untuk mendapatkan perhatian khusus dari perusahaan.

Agar mempertahankan mutu produk agar sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan, maka perlu diperhatikan :

#### 1. Menjaga kualitas suatu bahan baku

Kualitas tongkol jagung sangat dipengaruhi dari kondisi hasil panen jagung . Sehingga kondisi jagung harus benar benar baik agar menghasilkan produk etanol yang optimal. Kualitas kandungan dalam jagung juga dipengaruhi oleh lokasi penanaman jagung, kondisi iklim, dan kondisi penyimpanan.

Kualitas tongkol jagung yang buruk dapat mempengaruhi kehidupan yeast yang akan berdampak pada produksi etanol yang kurang optimal (harahap, 2004)

Sehingga kualitas tongkol jagung mempengaruhi mutu sebuah produk etanol yang dihasilkan melalui proses fermentasi. Tongkol

jagung yang mempunyai kualitas yang baik akan meningkatkan hasil produksi etanol yang baik dan optimal.

Untuk pembuatan etanol, tongkol jagung harus mendapatkan perlakuan terlebih dahulu, hal yang perlu disesuaikan yaitu pH, pemakaian nutrient dan konsentrasi gula. Jika konsentrasi gula terlalu tinggi maka akan mengakibatkan buruknya pada yeast yang digunakan maupun etanol yang dihasilkan akan menghambat aktivitas yeast. Akibat lain apabila konsentrasi gula terlalu tinggi maka waktu fermentasinya lebih lama dan Sebagian gula tidak terkonversi. (Sa'id,1987).

## 2. Menjaga kualitas Proses

### a. Propagasi

Proses ini bertujuan agar memperbanyak sel yeast dengan melatih yeast dalam suasana media tempat. Yeast yang bisa digunakan untuk proses fermentasi nantinya harus memenuhi syarat diantaranya :

- Cepat berkembang biak
- Tahan pada kadar alcohol tinggi
- Mempunyai sifat yang stabil

Untuk hasil penelitian yang dilakukan oleh PT. PS, madukismo menyatakan bahwa yeast yang paling memenuhi karakteristik adalah *saccharomyces cerevisiae*.

#### b. Fermentasi

*saccharomyces cerevisiae* adalah mikroba yang paling baik untuk fermentasi etanol karena relative lebih efisien mengubah suatu gula menjadi etanol dan lebih toleran terhadap etanol apabila dibandingkan dengan mikroba lain (Lin, et al,2012). Apabila tujuan penggunaan *saccharomyces cerevisiae* adalah untuk menghasilkan etanol maka di butuhkan anaerob, akan tetapi untuk pembuatan starter (biakan awal) diperlukan kondisi aerob (Richana, 2011).pada proses fermentasi anaerob, diusahakan fermentor dalam kondisi tertutup, sehingga tidak ada Oksigen yang masuk ke dalam fermentor. Proses fermentasi baerlangsung sekitar 24,5 jam. Hal ini ditandai dengan tidak berubahnya derajat brix. Proses fermentasi juga berjalan dengan baik pada kondisi suhu 30°C. Karena pada proses fermentasi timbul panas maka tangki-tangki dilengkapi pula dengan jaket pendingin.

#### c. Pemurnian

Pada umumnya hasil fermentasi adalah bioethanol yang mempunyai kemurnian 10-40% dan belum bisa dikategorikan sebagai fuel based etanol. Agar dapat mencapai kemurnian 95%,

sehingga etanol hasil fermentasi harus melalui proses distilasi (Nurdyastuti, 2006). Untuk upaya peningkatan produksi etanol, suatu indikator proses sangat penting dalam kualitas alat dan proses produksi. Indikator tersebut antara lain yaitu indikator temperature, indikator tekanan, indikator ketinggian cairan.

### 3. Menjaga kualitas Produk

- Kadar produk sekitar 95% sesuai azeotrope dan spesifikasi yang dibutuhkan pasar
- Performa fisik yang meliputi bau, warna, packing dan lainnya.
- Menjaga kebersihan produk, baik saat proses maupun pasca proses

Hal hal yang perlu di perhatikan dalam proses produksi etanol adalah :

#### 1. Pemeriksaan bahan mentah

Pemeriksaan bahan mentah dilakukan dalam tiap hari, dan setengah bulan dilakukan pemeriksaan keseluruhan. Setiap hari diambil contoh tetes untuk diperiksa berat jenis, brix, polarisasi dan RQnya (harga kemurnian). Pada contoh yang diambil sejumlah sampel dan di kumpulkan dalam botol. Setelah 15 hari kumpulan contoh ini dianalisa berat jenis, brix, polarisasi, sakarosa, gula reduksi dan RQnya. Perlakuan ini dilakukan pada skala lab.

## 2. Pemeriksaan bahan setengah jadi

Pemeriksaan bahan setengah jadi meliputi pemeriksaan tetes, pemeriksaan hasil pembibitan, dan pemeriksaan hasil fermentasi. Pemeriksaan ini dilakukan dalam skala lab.

## 3. Pengontrolan kualitas produk

Pemeriksaan kualitas terhadap produk hasil, seperti halnya pemeriksaan bahan mentah, setiap hari diambil contoh produk etanol untuk dianalisis.

## 4. Pemeliharaan yeast

Yeast dipelihara dan disimpan dalam bentuk agar agar. Syarat syarat yang harus diperhatikan dalam memilih yeast / ragi untuk fermentasi diantaranya :

- Cepat berkembangbiak
- Tahan terhadap alcohol tinggi
- Tahan terhadap suhu tinggi
- Mempunyai sifat yang stabil
- Cepat beradaptasi terhadap media yang di fermentasi.

pengontrolan kualitas yeast

- a. Nutrisi : Dalam kegiatannya, yeast memerlukan penambahan nutrisi untuk pertumbuhan dan perkembangbiakan yakni penambahan NPK dan UREA.
- b. Keasaman : Untuk fermentasi alkohol, ragi memerlukan media suasana asam, yaitu antara pH 4,8 – 5,0. Pengaturan pH dapat dilakukan dengan penambahan asam sulfat.
- c. Temperatur: Temperatur optimum untuk pertumbuhan dan perkembangbiakan yeast adalah 28-30°C. Pada saat proses fermentasi, terjadi kenaikan panas karena reaksinya eksoterm. Untuk mencegah agar suhu fermentasi tidak naik, perlu pendinginan untuk mempertahankan suhu 28-30°C.
- d. Udara : Fermentasi alkohol berlangsung secara anaerobik (tanpa udara). Namun, udara diperlukan pada proses pembibitan sebelum fermentasi untuk pengembangbiakan ragi.

Beberapa instrumentasi yang digunakan dalam peralatan pabrik bioethanol diantaranya :

1. Reaktor

instrumen yang digunakan pada reactor yaitu temperature control (TC) yang berfungsi untuk mengamati dan mengontrol temperature fluida di dalam reactor. Reactor tersebut dilengkapi

dengan sight glass yang berfungsi sebagai level controller (LC). Reactor juga dilengkapi dengan sensing elemen yang peka terhadap perubahan-perubahan suatu temperature sehingga suhu reactor bisa dilihat pada temperature indicator. Apabila temperature terlalu tinggi, maka secara otomatis valve yang terdapat pada aliran steam akan menutup dan sebaliknya. Valve pada aliran steam juga dilengkapi dengan valve by pass, selain itu reactor dilengkapi dengan alat level indikator yang berfungsi sebagai alat untuk mendeteksi dan memberi sinyal ketinggian air di dalam tangki reactor.

## 2. Heater

Instrument yang digunakan pada heater yaitu temperature controller (TC) yang fungsinya untuk mengamati dan mengontrol temperature fluida di dalamnya. Jika fluida yang keluar berada di bawah temperature yang diinginkan, maka flow control (FC) akan membuka valve sehingga laju alir steam yang masuk menjadi besar.

## 3. Menara distilasi

Instrument yang digunakan pada kolom distilasi yaitu temperature controller (TC) yang berfungsi jika temperature dalam kolom distilasi meningkat, maka temperature control (TC) akan menggerakkan flow control (FC) pada reboiler bottom



sehingga steam yang di supply menjadi menurun. Apabila ketinggian fluida pada kolom distilasi terlalu besar, maka efektifitas distilasi akan menurun sehingga dipasang flow controller (FC) agar memperkecil laju alir bahan yang masuk. Kondisi kolom distilasi juga dipengaruhi oleh efek kondensasi distilat sehingga pada kondensor diperlukan temperature controller (TC) yang akan menggerakkan flow control (FC) air pendingin yang di supply pada kolom distilasi.

#### 4. Kondensor

Instrument yang di gunakan pada kondensor yaitu Temperature controller (TC) yang fungsinya untuk mengamati dan mengontrol temperature fluida pada kondensor. Jika fluida yang keluar berada diatas temperature yang diinginkan, maka temperature controller (TC) akan menggerakkan aliran flow controller (FC) agar membuka valve sehingga laju alir air pendingin yang masuk menjadi lebih besar.

#### 5. Reboiler

Instrument yang di gunakan pada reboiler yaitu temperature control (TC) yaitu fungsinya untuk mengamati dan mengontrol temperature fluida pada reboiler. Jika fluida yang keluar berada dibawah temperature reboiler, maka temperature control (TC) akan menggerakkan Flow Controller (FC) agar membuka valve

sehingga laju alir steam yang masuk menjadi lebih besar. Selanjutnya ada pressure indicator (PI) alat ini juga di pasang agar tekanan didalam reboiler tidak berjalan diatas atau dibawah tekanan yang diinginkan.

#### 6. Pompa

Instrument yang digunakan pada pompa adalah flow controller (FC) yang berfungsi untuk memperkecil laju alir fluida yang masuk jika laju alir fluida pada pompa berada diatas batas yang ditentukan.

#### 7. Tangka penyimpanan

Dalam tangka penyimpanan dilengkapi dengan level Indikator (LI) yang fungsinya untuk mengukur ketinggian permukaan didalam tangki. Prinsip kerjanya yaitu jumlah aliran fluida diatur oleh control valve, dimana nantinya alat tersebut akan mendeteksi dan menunjukkan tinggi permukaan pada set point, beberapa alat yang penting digunakan adalah berupa alat penampung maupun transducer diafragma agar mendeteksi dan menunjukkan tinggi permukaan cairan pada tangka.

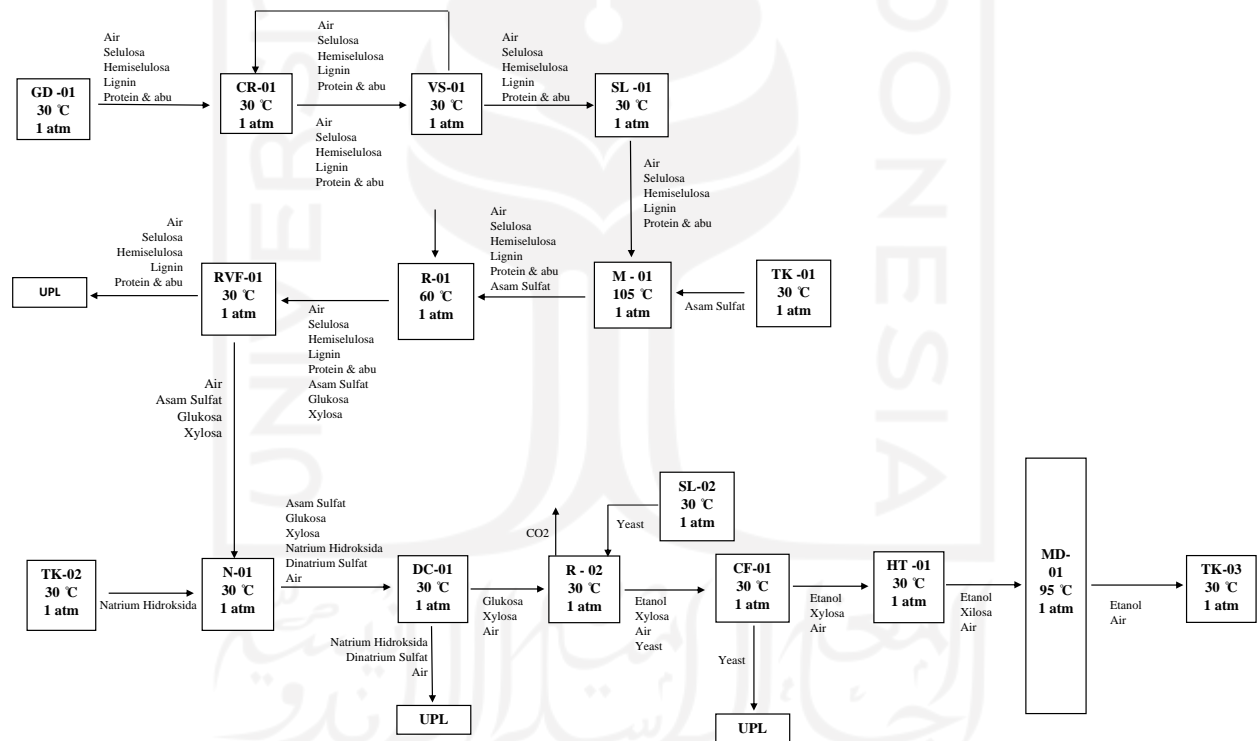
## 8. Netralizer

Untuk tangka netralizer dilengkapi dengan level Indikator (LI) fungsinya yaitu untuk mengukur ketinggian permukaan didalam tangka netralizer, prinsip kerjanya yaitu jumlah aliran fluida dikontrol oleh control valve, dimana nantinya alat tersebut mendeteksi dan menunjukkan ketinggian permukaan pada set point. selain itu tangka netralizer juga dilengkapi dengan temperature control (TC) dimana alat tersebut berfungsi untuk mengontrol dan mengamati temperature pada tangki

# BAB III PERANCANGAN PROSES

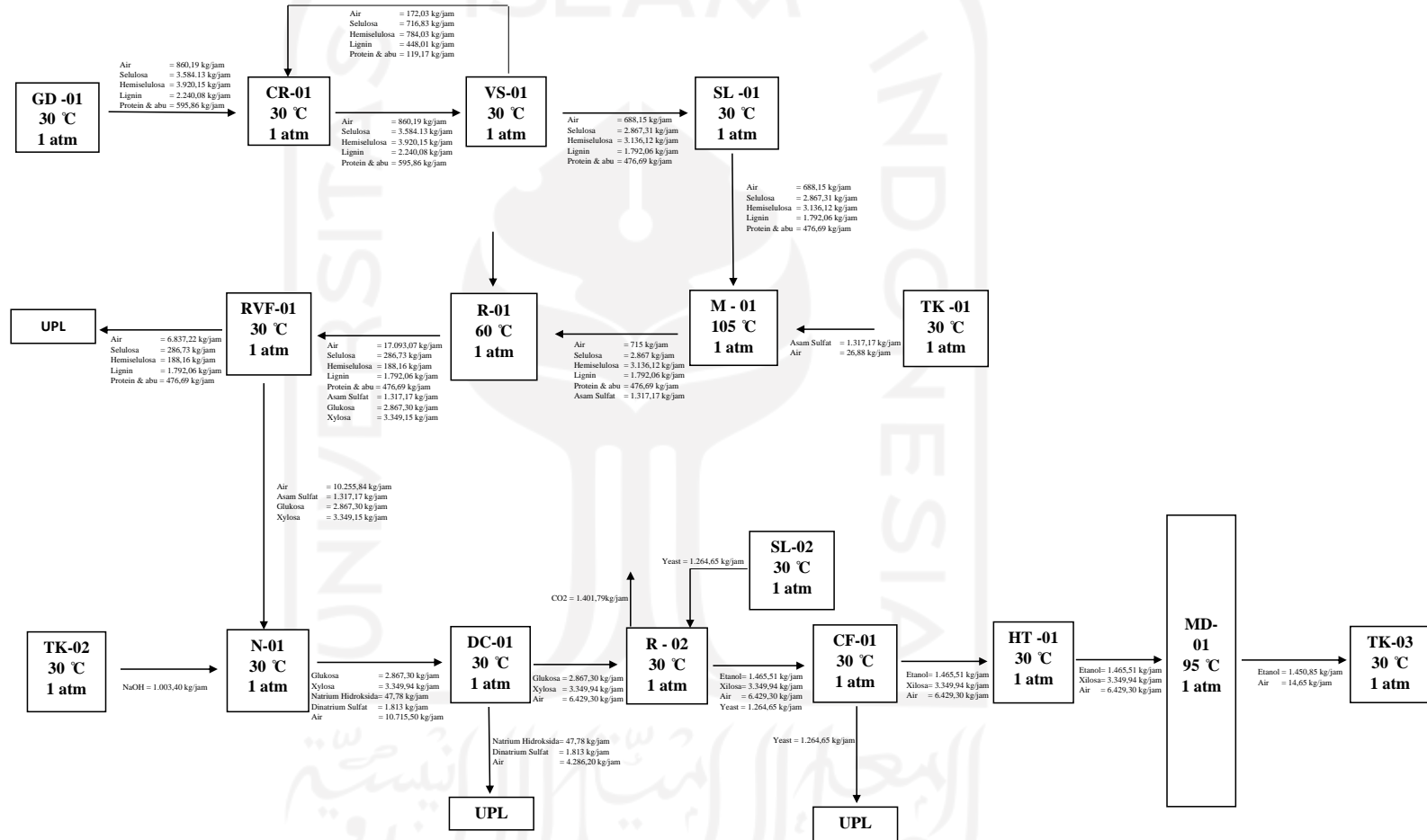
## 3.1 Diagram Alir proses dan Material

### 3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram alir Kualitatif

### 3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram alir Kuantitatif

## **3.2 Uraian Proses**

Produksi bioetanol dengan teknologi fermentasi secara batch dari bahan tongkol jagung dibagi dalam lima tahap yaitu: tahap persiapan bahan baku, tahap pre-treatment, tahap hidrolisis, tahap fermentasi dan tahap pemurnian bahan baku.

### **3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku**

Tahap pertama ada tahap perisapan bahan baku, tahap ini bertujuan untuk mendapatkan bahan baku yang sesuai untuk pengumpanan dalam proses pretreatment dan tangki hidrolisis. Bahan baku dipersiapkan terlebih dahulu jauh-jauh hari dengan melakukan stok tongkol jagung sebelum proses berlangsung. Bahan baku di simpan pada gudang penyimpanan bahan baku (GD-01).

Bahan baku yang dipakai adalah tongkol jagung sisa hasil pertanian yang memiliki panjang sekitar 20-25 cm, dimana bahan tersebut banyak diperoleh dari kawasan pertanian di daerah Tuban, Jawa Timur. Tongkol jagung tersebut diangkat memakai truk kemudian ditimbang dengan truck weigh dan dimasukkan ke dalam gudang bahan baku (GD-01). Dari dalam gudang tongkol jagung kemudian diangkat dengan pay loader menuju belt conveyor (BC-01) yang kemudian terbawa menuju ke mesin penghancur (Crusher). Tongkol jagung kemudian dihancurkan dengan Crusher (CR-01) sehingga tongkol jagung tersebut akan melalui proses penghancuran hingga ukuran kecil yaitu  $\pm 20$  mesh. Hasil gilingan kemudian diayak menggunakan mesin pengayak otomatis yaitu

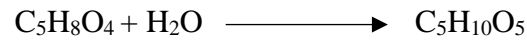
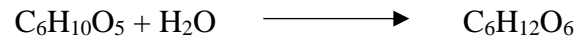
Vibrating screen (VS-01) dengan ukuran  $\pm 20$  mesh. Hasil potongan-potongan yang tidak lolos dari ayakan akan direcycle kembali untuk masuk bersama input bahan baku ke mesin Crusher. Setelah didapatkan ukuran yang sesuai, selanjutnya bahan baku menuju Silo (H-02).

### **3.2.2 Tahap Pretreatment**

Sebelum proses hidrolisis tongkol jagung akan dilunakkan di mixer selama 30 menit. Pada proses ini digunakan  $H_2SO_4$  85% sebagai zat penghancur dan pelunakan yang berfungsi juga untuk menghilangkan lignin dalam bahan. Mixer (M-01) dilengkapi dengan pengaduk, kemudian bubur dipanaskan mencapai suhu  $105^\circ C$ , dimana tepung-tepung yang bebas akan mengalami gelatinasi sehingga mengental seperti Jelly seiring dengan kenaikan suhu, sampai suhu optimum,  $H_2SO_4$  bekerja memecahkan struktur tepung secara kimiawi menjadi gula kompleks (dextrin). Proses Liquefaction selesai ditandai dengan parameter dimana bubur yang diproses menjadi lebih cair seperti sup.

### **3.2.3 Tahap Hidrolisis**

Selanjutnya adalah tahap hidrolisis, pada tahap ini proses yang berlangsung adalah untuk memecah lignin agar didapatkan selulosa dan hemiselulosa yang merupakan bahan baku dalam pembuatan bioetanol. Pada tahap ini menggunakan reaktor hidrolisis karena pada tahap ini hanya menurunkan konsentrasi  $H_2SO_4$  hingga menjadi 8% dengan menambahkan air. Dalam proses hidrolisa terjadi reaksi sebagai berikut



Secara umum proses hidrolisis pada intinya adalah untuk mengubah selulosa menjadi glukosa.

Pada proses ini hidrolisis yang dipilih adalah hidrolisis asam, karena biaya yang dikeluarkan relatif murah jika dibandingkan dengan menggunakan hidrolisis enzimatis, karena harga enzim yang sangat mahal untuk proses hidrolisis. Yield yang didapatkan dengan hidrolisis asam cukup tinggi.

Setelah melewati tahap hidrolisis, maka slurry yang dihasilkan akan disaring dengan menggunakan continuous rotary drum vacuum filter (RVF-01). Untuk memisahkan ampas yang berupa selulosa, hemiselulosa, dan lignin yang tidak bereaksi. Kemudian larutan dimasukkan dalam Netralizer (N-01) untuk dihilangkan kandungan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dengan menambahkan  $\text{NaOH}$  sehingga akan menghasilkan garam  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ .  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  akan dipisahkan menggunakan Menara Distilasi (MD-01). Larutan yang berupa glukosa, dan air yang memiliki titik didih rendah dibandingkan yang lain akan menguap menuju kondenser (CD) dan akan berubah fase dari uap menjadi cair lalu ditampung sementara di accumulator sebelum menuju Reaktor fermentor (R-02) sedangkan endapan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  dan komponen sisa lainnya yang tidak teruap akan menuju UPL.



### 3.2.4 Tahap Fermentasi

Proses fermentasi dimaksudkan untuk mengubah glukosa menjadi bioetanol (alkohol) dengan menggunakan yeast. Proses fermentasi ini akan menghasilkan etanol dan CO<sub>2</sub>.

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Setelah proses hidrolisis selesai, larutan yang berupa glukosa, xilosa, dan air dialirkan menuju reaktor fermentor (R-02). Reaktor fermentasi berjumlah 8 buah dan direaksikan secara batch selama 25 jam. Proses fermentasi ini menggunakan mikroba *Saccharomyces cerevisiae* sebanyak 10% dari total substrat yang berfungsi sebagai katalis. Kondisi optimum untuk proses fermentasi ini berjalan pada suhu 30 °C. Reaksi fermentasi ini berlangsung secara eksotermis, sehingga proses ini membutuhkan coil pendingin untuk mempertahankan suhu pada 30 °C .

### 3.2.5 Tahap Pemurnian Produk

Distilasi merupakan proses pemisahan kandungan dari campuran larutan dengan cara memanfaatkan perbedaan titik didih. Prinsip dasar dari proses distilasi adalah memisahkan dua buah campuran cairan (dalam hal ini etanol dan air) dengan memanfaatkan perbedaan titik didih dari kedua zat cair tersebut. Proses pemurnian dilakukan dalam *Centrifuge* (CF-01) dan Menara Distilasi-MD (MD-02). Larutan yang

telah di fermentasi dialirkan ke *Centrifuge* (CF-01) untuk memisahkan yeast dari campuran sehingga diperoleh campuran etanol, air, xylosa dan xylitol yang dikemudian dialirkan untuk proses pemurnian kedua dalam Menara Distilasi-02 (MD-02), 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-02 (CD-02) untuk mengubah fase gas menjadi fase cair. Bioetanol dengan kemurnian 95% yang telah terkondensasi kemudian di tampung di tangki penyimpanan produk (TK-03).

### 3.3 Spesifikasi Alat

#### 3.3.1 Spesifikasi alat utama

##### 3.3.1.1 Reaktor Hidrolisa

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat Reaksi Hidrolisa antara selulosa dengan air menjadi glukosa
Jenis/Tipe	: Continuos stirred Tank Reactor (CSTR)
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 Buah
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu	: 60 °C
Tekanan	: 1 atm
Kondisi Proses	: Non adiabatik, Isotermal

##### **Konstruksi dan Material**

Bahan Konstruksi	: Stainless steel SA-283 Grade C
Diameter Tangki	: 3,2884 m
Tinggi Tangki	: 4,3845 m
Tebal Tangki	: 0,875 in
Jenis Head	: <i>Torispherical Head</i>

## **Insulasi**

Konduktivitas Thermal	: 0,1331 Btu/hour.Ft(F/ft)
Tebal Isolasi	: 0,25
Jenis Impeller	: Turbin 6 <i>blade disk</i> standar
Diameter pengaduk (DI)	: 0,9483 m
Jarak pengaduk ( Zi )	: 37,3333 in
Tinggi cairan (Zl)	: 112,0000 in
Lebar pengaduk (L)	: 9,3333 in
Lebar baffle (Wb)	: 9,3333 in
Jumlah Baffle	: 4 buah
Jumlah Turbin	: 6 buah
Jumlah Impeller	: 1 buah
Kecepatan Pengadukan (N)	: 79,678 rpm
Power Pengadukan (P)	: 25 hP
Jenis <i>Coolant</i>	: air pendingin

## **Mode transfer panas, jika menggunakan Jaket**

UD	: 75 btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Luas area transfer panas	: 439,3803 m <sup>2</sup>

Tebal Jaket

: 0,25 in



### 3.3.1.2 Reaktor Fermentor

Kode	: R-02
Fungsi	: Reaktor berpengaduk tempat terjadinya Fermentasi Glukosa menjadi ethanol dengan bantuan ragi <i>Saccharomyces</i>
Jenis/Tipe	: Reaktor Batch dengan Berpengaduk
Mode Operasi	: Batch
Jumlah	: 8 Buah
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu, °C	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Kondisi Proses	: Non adiabatis, Isotermal
Waktu	: 25 Jam

#### **Konstruksi dan Material**

Bahan Konstruksi	: Stainless stell SA-283 Grade C
Diameter	: 4,7668 m
Tinggi Total	: 6,5852 m
Jenis Head	: Torispherical Head

#### **Insulasi**

Bahan	: Stainless Steel Sa-167 Grade 11 Type 316
Konduktivitas Thermal	: 0,1331 Btu/hour.Ft(F/ft)
Tebal Isolasi	: 0,25
Jenis Impeller	: Turbin 6 <i>blade disk</i> standar
Diameter pengaduk (DI)	: 0.0759 m
Jarak pengaduk ( Zi )	: 2,990 in
Tinggi cairan (ZI)	: 3,5052 m
Lebar pengaduk (L)	: 0,01899 m
Lebar baffle (Wb)	: 0,3505 m
Jumlah Baffle	: 4 buah
Jumlah Turbin	: 6 buah
Jumlah Impeller	: 1 buah
Kecepatan Pengadukan (N)	: 38,72 rpm
Power Pengadukan (P)	: 10 hP
Jenis <i>Coolant</i>	: Air pendingin

**Jika menggunakan koil :**

UD	: 295,4213 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .F
Luas Trasfer Panas	: 11,4387 m <sup>2</sup>

### **Dimensi Koil**

Nps : 14 in

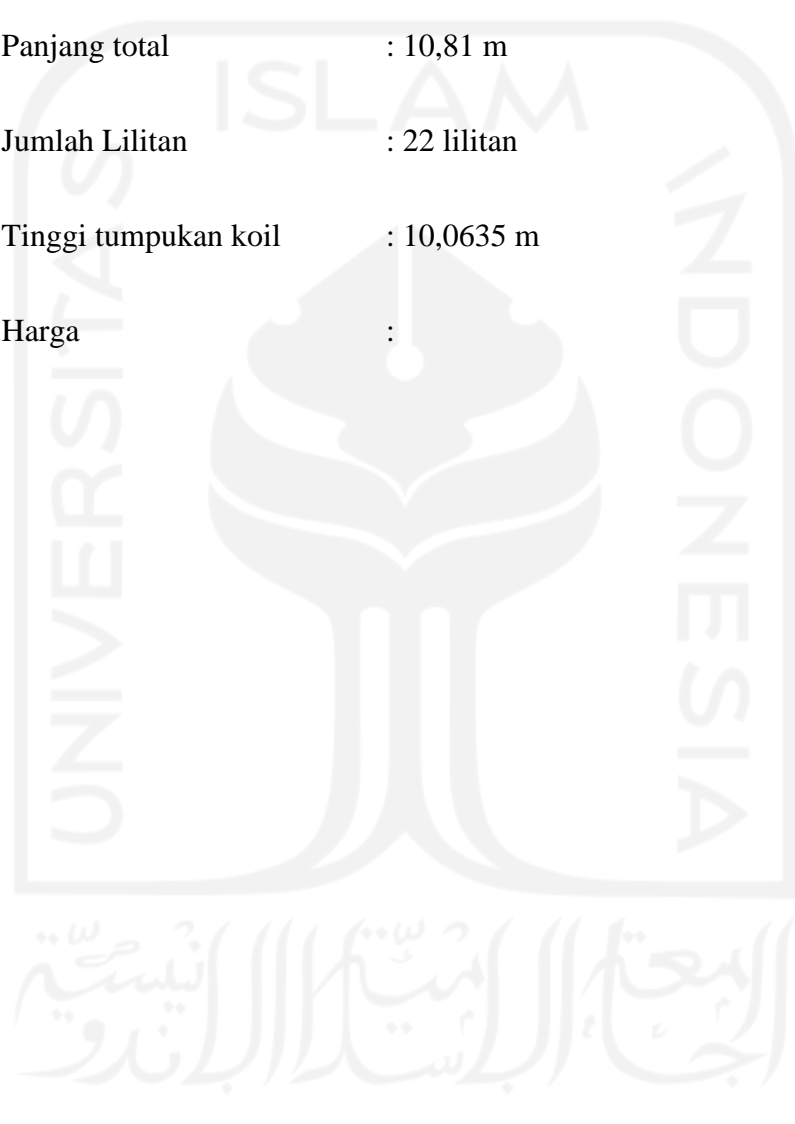
Achedule number : 30

Panjang total : 10,81 m

Jumlah Lilitan : 22 lilitan

Tinggi tumpukan koil : 10,0635 m

Harga :





### 3.3.1.3 Mixer

Kode : M-01

Fungsi : Tempat terjadinya pencampuran dan pelunakan bahan baku dengan larutan asam sulfat ( $H_2SO_4$ )

Jumlah : 1 Buah

#### Kondisi Operasi

Suhu : 105 °C

Tekanan : 1 atm

Kondisi Proses : Non adiabatik

Waktu : 30 menit

#### Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi : Stainless steel SA-283 Grade C

Diameter Tangki : 2,3584 m

Tinggi Tangki : 5,8935 m

Tebal Tangki : 0,1875 in

Jenis Head : Torispherical Head

#### Insulasi

<i>Konduktivitas Thermal</i>	: 1 Btu/hour.Ft(F/ft)
Tebal Isolasi	: 0,00403 m
Jenis Impeller	: Turbin 6 blade disk standar
Diameter pengaduk (DI)	: 0,7861 m
Lebar Daun Impeller	: 0,5896 m
Volume Mixer	: 12,9634 m <sup>3</sup>
Tebal baffle (Wb)	: 7,73 in
Jumlah Baffle	: 4 buah
Jumlah Turbin	: 6 buah
Jumlah Impeller	: 1 buah
Kecepatan Pengadukan (N)	: 85,0714 rpm
Power Pengadukan (P)	: 25 hP
Jenis Coolant	: Pemanas

**Mode transfer panas, jika menggunakan Jacket**

UD	: 75 btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Tebal Jacket	: 0,0083 m

### 3.3.1.4 Netralizer

Kode	: N-01
Fungsi	: Proses penetralan $H_2SO_4$ keluaran reaktor dengan NaOH
Jenis Alat	: <i>Netralizer</i>
Jenis Bahan	: <i>Stainless stell SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
<b>Kondisi operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 <sup>0</sup> C
Proses	: kontinyu
<b>Dimensi <i>Netralizer</i></b>	
Diameter <i>shell</i>	: 1,940 m
Tinggi <i>shell</i>	: 2,910 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,1875 in
Volume <i>shell</i>	: 6,199 m <sup>3</sup>
Tinggi <i>Netralizer</i>	: 3,272 m
Volume <i>Netralizer</i>	: 6,349 m <sup>3</sup>

### **Dimensi head**

Tinggi head : 0,725 m

Tebal head : 0,187 in

Volume head : 0,150 m<sup>3</sup>

### **Pengaduk**

Jenis impeller : Turbin with 6 flat blades

Jumlah impeller : 1 buah

Jumlah baffle : 4 buah

Diameter pengaduk : 0,647 m

Jarak pengaduk : 0,841 m

Lebar pengaduk : 0,129 m

Lebar baffle : 0,110 m

Kecepatan pengadukan : 41,42 rpm

Power pengadukan : 15 hP

### **Jaket Pendingin**

Bahan jaket : *Stainless stell*

Diameter dalam jaket : 1,949 m

Diameter luar jekat : 2,457 m

Tinggi jaket	: 2,910 m
Tebal jaket	: 0,250 in
Beban pendingin	: 84.675,321 kJ/jam
Luas selubung shell	: 268,973 m <sup>2</sup>

### 3.3.1.5 Crusher

Nama alat	: Crusher
Kode	: CR-01
Fungsi	: Memperkecil bahan baku berupa tongkol jagung hingga 20 mesh
Jumlah	: 1
Jenis	: <i>Cone crusher</i>
<b>kondisi Operasi</b>	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30 °C

### **konstruksi dan Material**

Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 113 Grade C
<i>Maximum size lump</i>	: 4 in
<i>Diameter roll</i>	: 18 in
Power Motor	: 8 HP

Kapasitas : 416,82 Ton/Hari

Kecepatan putar *Crusher* : 16,69 rpm

### 3.3.1.6 Screener

Nama alat : *Vibrating Screen*

Kode : VS-01

Fungsi : Mengayak produk sesuai dengan spesifikasi 20x40 mesh

Jumlah : 1

#### **kondisi Operasi**

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

#### **konstruksi dan Material**

Bahan konstruksi : Carbon steel SA 113 Grade C

Panjang : 5,3632 m

Lebar : 2,6816 m

Power Motor : 4 HP

Kapasitas : 347,37 Ton/Hari

Undersize : 80%

Oversize : 20 %

### 3.3.1.7 Rotary drum vacuum filter

**Nama dan kode** : *Rotary drum vacuum filter* (RVF-01)

**Fungsi** : Untuk memisahkan selulosa, hemiselulosa, dan lignin yang keluar dari reaktor, untuk didapatkan larutan dengan komposisi : H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, glukosa, xylosa, air.

**Jenis** : *Rotary Drum Vacuum Filter*

**Material** : Stainless steel SA-283 Grade C

#### **Kondisi operasi**

**Tekanan Operasi** : 1 atm

**Suhu Operasi** : 30 °C

#### **Spesifikasi**

a. Diameter alat : 1,4630 m

b. Tinggi alat : 2,9260 m

a. Diameter drum : 1,2192 m

b. Panjang drum : 2,1336 m

**Kecepatan** : 0,6 rpm

Power : 7,5 Hp

Volume cake : 38,2595 m

### 3.3.1.8 MENARA DISTILASI

Nama dan kode : MD-01

Fungsi : untuk memisahkan campuran glukosa dan air dengan natrium sulfat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ), xylosa dan sisa natrium hidroksida (NaOH)

Jenis : Binary Distillation

Tipe : Tray Distillation Columns

Material : Stainless steel SA-240

Kondisi operasi

a. Umpan : Campuran antara Glukosa, Xylosa, air, NaOH, dan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$

b. Distilat : Glukosa dan air

c. Bottom : Campuran antara Glukosa sisa, Xylosa, air, NaOH, dan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$

Spesifikasi :

Shell

a. Diameter : 1 m

b. Tinggi : 12 m

c. Tebal : 0,118 in

d. Material : Stainless Steel SA 285



### Head

- a. Jenis : thorispherical head
- b. Tebal : 1,75 in
- c. Material : Stainless steel

### Untuk tipe tray

- a. Jenis tray : Sieve tray
- b. Feed plate : 9
- c. Jumlah plate actual : 16
- e. Diameter hole : 5 mm (Coulson, 1983)
- f. Jumlah tray : 22
- g. Tray spacing : 0,3 m
- Jumlah : 1

### 3.3.1.9 Centrifuge

Nama dan kode : Centrifuge (CF-01)

Fungsi : untuk memisahkan padatan yeast sehingga dapat di pisahkan dari larutannya

Jenis : *disk centrifuge*

Material : Stainless steel

### Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

### Spesifikasi

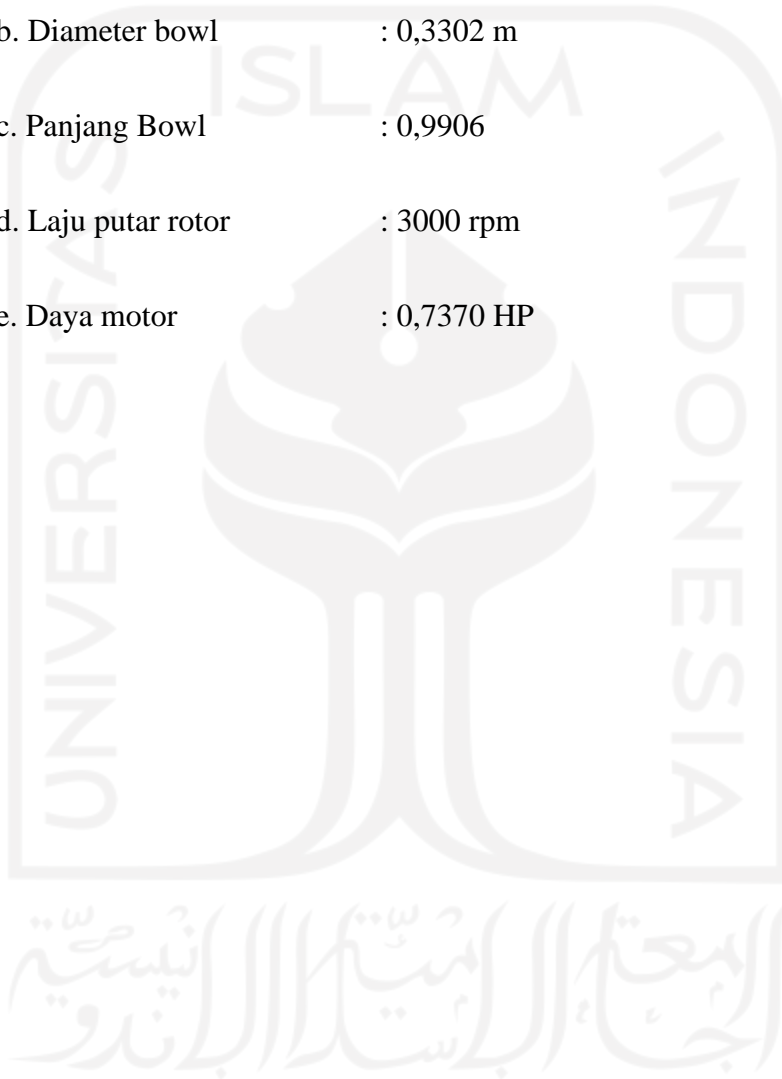
a. Kapasitas : 15.666,1799 kg/jam

b. Diameter bowl : 0,3302 m

c. Panjang Bowl : 0,9906

d. Laju putar rotor : 3000 rpm

e. Daya motor : 0,7370 HP



### 3.3.1.10 Menara Distilasi

Nama dan kode	: MD-02
Fungsi	: untuk memisahkan etanol 95% dengan komponen lainnya
Jenis	: Binary Distillation
Tipe	: <i>Tray Distillation Columns</i>
Material	: Stainless steel SA-240
<b>Kondisi operasi</b>	
a. Umpan	: Campuran antara etanol, xylitol, xylosa dan air
b. Distilat	: etanol 95%
c. Bottom	: Campuran antara etanol sisa, xylosa, dan air
<b>Spesifikasi</b>	
<b>Shell</b>	
a. Diameter	: 1 m
b. Tinggi	: 15,342 m
c. Tebal	: 0,625 in
d. Material	: Stainless Steel SA 285

## Head

- a. Jenis : *thorispherical head*
- b. Tebal : 1,75 in
- c. Material : Stainless steel

## Untuk tipe tray

- a. Jenis tray : *Sieve tray*
- b. Feed plate : 7
- c. Jumlah plate actual : 24
- e. Diameter hole : 5 mm (Coulson, 1983)
- f. Jumlah tray : 32
- g. Tray spacing : 0,4 m
- Jumlah : 1

### 3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung

#### 3.3.2.1 Spesifikasi Tangki penyimpanan

Tabel 3. 1 spesifikasi Tangki Penyimpanan

Kode	GD-01	SL-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku Tongkol jagung untuk kebutuhan selama 14 hari	menampung sementara remahan tongkol jagung yang keluar dari vibrating screen sebelum masuk ke mixer
Jenis Gudang	Bangunan atap tertutup	Silinder vertical dengan alas berbentuk kerucut (Hooper)
Sifat	tidak boleh terkena air	Carbon steel SA-283 Grade C
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tekanan	1 atm	1 atm
Temperatur	30 C	30 C
<b>Dimensi</b>		
Lebar	6,440 m	1,7862 m
Panjang	12,881 m	3,5724 m
Luas	77,285 m	
Volume	497,743 m <sup>3</sup>	9,6932 m <sup>3</sup>
Waktu Penyimpanan	14 hari	1 jam
Jumlah	1	1

Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)

Kode	TK-01	TK-02
Fungsi	Tempat Penyimpanan larutan asam sulfat (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) selama 14 hari	Tempat penyimpanan natrium hidroksida (NaOH) selama 14 hari
Tipe	Silinder tegak (vertical) dengan dasar datar (flat bottom) dan atap (head) berbentuk torispherical	Tangki silinder tegak dengan dasar datar Flat Bottom dan tutup berbentuk Conical Dished
Bahan konstruksi	Stainless steel SA-302 grade B	Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tekanan	1 atm	1 atm
Temperatur	30 °C	30 °C
Dimensi		
Diameter	9.144 m	5,4558 m
Tinggi	9.144 m	10,9915 m
Volume padatan	494,029 m <sup>3</sup>	276,1903 m <sup>3</sup>
Waktu Penyimpanan	14 hari	14 hari
Jumlah	1	1

Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)

Kode	SL-02	HT-01
Fungsi	Tempat penyimpanan <i>saccharomyces cereviciae</i> (Ragi)	menampung sementara bahan dari Centrifugal menuju Menara distilasi
Tipe	Tangki silinder vertical dengan alas kerucut	Tangki silinder dengan tutup atas thorispherical head dan bawah datar
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA-302 grade B	Stainless Steel SA-302 grade B
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tekanan	1 atm	1 atm
Temperatur	30 °C	30 °C
Dimensi		
Diameter	12,73 m	7,6200 m
Tinggi	17,09 m	3,6576 m
Volume	1.193,88 m <sup>3</sup>	13,6658 m <sup>3</sup>
Waktu Penyimpanan	14 Hari	1 jam
Jumlah	1	1

Tabel 3. 4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan (lanjutan)

Kode	TK-03	TK-04
Fungsi	Menyimpan produk hasil yaitu bioethanol 95% selama 14 hari	Menyimpan keluaran Bottom MD yaitu bioethanol sisa, xylosa dan air selama 14 hari
Tipe	Tangki silinder tegak dengan thorispherical head dan plat bottom	Tangki silinder tegak dengan thorispherical head dan plat bottom
Bahan konstruksi	Stainless Steel	Stainless Steel
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tekanan	1 atm	1 atm
Temperatur	30 °C	30 °C
Dimensi		
Diameter	10,668 m	18,28 m
Tinggi	9,144 m	10,57 m
Volume	772,85 m <sup>3</sup>	2.316, m <sup>3</sup>
Waktu	14 hari	14 hari
Penyimpanan		
Jumlah	1	1



### 3.3.2.2 Spesifikasi Pompa

Tabel 3. 5 Spesifikasi Pompa

Kode :	P-01	P-02
Fungsi :	Memompa H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ke Mixer (M-01)	Memompa hasil produk dari Reaktor (R-01) menuju rotary drum vacum filter (RVF-01)
Jenis :	centrifugal pump	centrifugal pump
Impeller :	mixed flow impellers	Mixed flow impellers
Jumlah :	1	1 buah
Bahan Konstruksi :	Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304	Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304
Harga		
Kapasitas	4,6250 gpm	
Rate Volumetrik	0,0103 ft <sup>3</sup> /s	15,3328 gpm
Kecepatan Aliran	2,0640 ft/s	0,0328 ft <sup>3</sup> /s
Ukuran Pipa		2,6867 ft/s
ID	0,957 in	
OD	1,32 in	1,500 in
IPS	1,00 in	1,90 in
Flow Area	0,34 in <sup>3</sup>	1,50 in
Efisiensi pompa	80%	1,76 in <sup>3</sup>
Power Pompa	0,2894 HP	80%
Power Motor	0,3333 HP	1,7094 HP

Tabel 3. 6 Spesifikasi alat Pompa (lanjutan)

Kode :	P-03	P-04
Fungsi	Memompa filtrate dari Rotary Filter (RVF-01) menuju tangki netralizer (N-01)	Memompa Larutan NaOH dari tangki penyimpanan (TK-02) ke neutralizer (N-01)
Jenis	centrifugal pump	centrifugal pump
Impeller	mixed flow impeller	mixed flow impellers
Jumlah	1	1
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304	Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304
Harga		
Kapasitas	15,4399 gpm	4.4293 gpm
Rate Volumetrik	0.0331 ft <sup>3</sup> /s	0.0099 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	1.6165 ft/s	2.6662 ft/s
<b>Ukuran Pipa</b>		
ID	1,939 in	0,824 in
OD	2,38 in	1,05 in
IPS	2,00 in	0.75 in
Flow Area	2,95 in <sup>3</sup>	0,53 in <sup>3</sup>
Efisiensi pompa	80%	80%
Power Pompa	0,9289 HP	0,0769 HP
Power Motor	1,5 HP	0,125 HP

Tabel 3. 7 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Kode :	P-05	P-06
Fungsi	Memompa larutan dari Netralizer (N-01) menuju ke Menara distilasi (MD-01)	Memompa larutan dari accumulator (ACC-01) menuju reaktor fermentor (R-02)
Jenis	centrifugal pump	centrifugal pump
Impeller	Mixed flow impellers	mixed flow impeller
Jumlah	1	1
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304	Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304
Harga		
Kapasitas	11,4222 gpm	8,1647 Gpm
Rate Volumetri	0,0245 ft <sup>3</sup> /s	0,0180 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan Aliran	1,1948 ft/s	1,7282 ft/s
<b>Ukuran Pipa</b>		
ID	1,938 in	1,380 in
OD	2,38 in	1,66 in
IPS	2,00 in	1,25 in
Flow Area	2,95 in <sup>3</sup>	1,50 in <sup>3</sup>
Efisiensi pompa	80%	80%
Power Pompa	0,5256 HP	0,3630 HP
Power Motor	0,75 HP	0,5000 HP

Tabel 3. 8 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Kode :	P-07	P-08
Fungsi	Memompa larutan dari fermentor (R-02) menuju centrifuge (CF-01)	Memompa larutan dari centrifuge menuju holding tank
Jenis	centrifugal pump	centrifugal pump
Impeller	Mixed flow impellers	axial flow impellers
Jumlah	1	1
Bahan Konstruksi	Stainless Steel	Stainless Steel
Harga	SA 299 Grade 3 Type 304	SA 299 Grade 3 Type 304
Kapasitas		
Rate Volumetrik	13,9401 gpm	15,4629 gpm
Kecepatan Aliran	0,0301 ft <sup>3</sup> /s	0,0345 ft <sup>3</sup> /s
<b>Ukuran Pipa</b>	1,4671 ft/s	1,6269 ft/s
ID		
OD	1,938 in	1,938 in
IPS	2,38 in	2,38 in
Flow Area	2,00 in	2,00 in
Efisiensi pompa	2,95 in <sup>3</sup>	2,95 in <sup>3</sup>
Power Pompa	81%	80%
Power Motor	1.3521 HP	0,1139 HP

Tabel 3. 9 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Kode	P-09	P-10
Fungsi	Memompa larutan dari holding tank menuju menara distilasi	memompa hasil bawah MD dari RB ke HT- 09
Jenis	centrifugal pump	centrifugal pump
Impeller	axial flow impellers	axial flow impeller
Jumlah	1	1
Bahan Konstruksi	Stainless Steel	Stainless Steel
Harga	SA 299 Grade 3 Type 304	SA 299 Grade 3 Type 304
Kapasitas		
Rate Volumetrik	15,4629 gpm	14,6458 gpm
Kecepatan Aliran	0,0345 ft <sup>3</sup> /s	0,0339 ft <sup>3</sup> /s
Ukuran Pipa	1,6269 ft/s	3,1323 ft/s
ID		
OD	1,938 in	1,939 in
IPS	2,38 in	2,38 in
Flow Area	2,00 in	2,00 in
Efisiensi pompa	2,95 in <sup>3</sup>	1,50 in <sup>3</sup>
Power Pompa	80%	80%
Power Motor	0,1139 HP	0,0935 HP

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa (lanjutan)

Kode	P-11	P-12
Fungsi	memompa kondensat dari akumulator ke menara distilasi dan tangka penyimpanan	Memompa hasil bawah MD-01 dari reboiler menuju UPL
Jenis	centrifugal pump	centrifugal pump
Impeller	radial flow impeller	radial flow impeller
Jumlah	1	1
Bahan Konstruksi	Stainless Steel	Commercial Steel
Harga	SA 299 Grade 3 Type 304	
Kapasitas		
Rate Volumetrik	1,8268 gpm	1,8268 gpm
Kecepatan Aliran	0,0041 ft <sup>3</sup> /s	0,0041 ft <sup>3</sup> /s
Ukuran Pipa	0,3907 ft/s	0,3907 ft/s
ID	0,522 in	1,877 in
OD	0,622 in	1,939 in
IPS	0,84 in	2,38 in
Flow Area	0,50 in	2,00 in
Efisiensi pompa	0,30 in <sup>3</sup>	2,95 in <sup>3</sup>
Power Pompa	80%	80%
Power Motor	0,0832 HP	0,0632 HP

### 3.3.2.3 Belt Conveyor

Tabel 3. 11 Spesifikasi Belt Conveyor

BELT CONVEYOR		
Kode	BC-01	BC-02
Fungsi	Mengangkut bahan baku yang dirycle dari vibrating screen ke crusher	Mengangkut bahan baku dari silo menuju crusher
Bahan	Carbon steel SA-135 grade A	Carbon steel SA-135 grade
Konstruksi jenis	continous closed	continous closed
Panjang Belt :	7 m	7 m
Lebar Belt :	0,4064 m	0,4064 m
Power motor :	1 HP	1 HP
Efisiensi motor :	80 %	80 %
Jumlah :	1	1
Jenis :	Continous closed	Continous closed
Kapasitas :	8,960 ton/jam	2,240 Ton/jam

Tabel 3. 12 Spesifikasi Belt Conveyor (lanjutan)

BELT CONVEYOR		
Kode	BC-03	BC-04
Fungsi	Mengangkut bahan baku dari crusher menuju vibrating screen	Mengangkut bahan baku dari Vibrating screen menuju holding tank
jenis	continous closed	continous closed
Panjang Belt	8 m	8 m
Lebar Belt	16 in	16 in
Power motor	1 HP	1 Hp
Efisiensi motor	80 %	80 %
Jumlah	1 buah	1
Kapasitas	11,200 ton/jam	8,960 ton/jam



Tabel 3. 13 Spesifikasi Belt Conveyor (lanjutan)

BELT CONVEYOR	
Kode	BC-05
Fungsi	Mengangkut bahan baku dari holdingtank menuju mixer tank
jenis	continous closed
Panjang Belt	8 m
Lebar Belt	0,4064 m
Power motor	1 Hp
Efisiensi motor	80 %
Jumlah	1
Kapasitas	8,960 ton/jam

### 3.3.2.4 Bucket Elevator

Tabel 3. 14 Spesifikasi Bucket Elevator

BUCKET ELEVATOR		
Kode	BE-01	BE-02
Fungsi	mengangkut Tongkol jagung dari Vibrating screen menuju holding tank	mengangkut Tongkol jagung dari Vibrating screen menuju holding tank
Jenis	Continous	Continous
Kapasitas	8.960,34 ton/jam	8.960,34 ton/jam
Panjang belt	9,6 m	13.445 m
Tinggi design	4 m	6.2262 m
Efisiensi motor	80 %	80 %
Jumlah	1	1
Power	5 Hp	6 Hp
Arus listrik yang digunakan	4386,4706 VA	5263.7647 VA

### 3.3.2.5 Screw Conveyor

Tabel 3. 15 Spesifikasi Screw Conveyor

Screw Conveyor	
Kode	SC-01
Fungsi	Mengangkut limbah dari keluaran Rotary Filter ke Unit
Jumlah	Pembuangan Limbah
Operasi	1
Jenis	Kontinyu
Laju alir	Screw Conveyor
Diameter Flight	9.580,88 kg/jam
Putaran	10 in
Diameter Pipa	55 rpm
Bahan konstruksi	3,5 in
Power	Carbon Steel
	0,45 HP

Tabel 3. 16 Spesifikasi Screw Conveyor (lanjutan)

Screw Conveyor		
Kode	SC-02	SC-03
Fungsi	Mengangkut ragi s. cerevisiae ke dalam reactor fermentor	Mengangkut ragi s. cerevisiae keluaran Fermentor menuju tangki pembuang
Jumlah	1	1
Operasi	Kontinyu	Kontinyu
Jenis	Screw Conveyor	Screw Conveyor
Laju alir	1.544,867 kg/jam	1.544,867 kg/jam
Diameter Flight	9 in	9 in
Putaran	40 rpm	40 rpm
Diameter Pipa	2,5 in	2,5 in
Bahan konstruksi	Carbon Steel	Carbon Steel
Power	0,45 HP	0,45 HP

Tabel 3. 17 Spesifikasi Cooling Screw Conveyor

<i>Cooling Screw Conveyor</i>	
Kode	CSC-01
Fungsi	Mengangkut dan mendinginkan keluaran mixer menuju reaktor hidrolisis
Jumlah	1
Operasi	Kontinyu
Jenis	<i>Screw Conveyor</i>
Laju alir	10.304,39 kg/jam
Diameter Flight	10 in
Putaran	55 rpm
Diameter Pipa	2,5 in
Panjang jaket pendingin	30,5 ft
Tebal jaket pendingin	0,1875 in
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Power	0,05 HP

### 3.3.2.6 Heat Exchanger

#### 1. Heater

Tabel 3. 18 Spesifikasi Heater 1

<b>Kode</b>	: HE-01
<b>Fungsi</b>	: Memanaskan produk sebelum menuju Menara distilasi (MD-01)
<b>Jenis HE</b>	: <i>Shell and Tube</i>
<b>Bahan Konstruksi</b>	: <i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>
<b>pitch</b>	: 1" on 1,24" Triangular Pitch
<b>Jumlah pipa</b>	: 76
<b>Kondisi Operasi</b>	
<i>Shell</i>	
Tekanan (atm)	: 1
Suhu Masuk ( <sup>0</sup> C)	: 30
Suhu Keluar ( <sup>0</sup> C)	: 97
ID (in)	: 29
<i>Baffle Spacing</i>	: 9,6
<i>Passes</i>	: 2
$\Delta$ Ps (psi)	: 2,8
<i>Tube</i>	
Media Pemanas	: <i>Steam</i>
Suhu Masuk ( <sup>0</sup> C)	: 150

Suhu Keluar ( $^{\circ}\text{C}$ )	: 110
Massa Pemanas (kg/jam)	: 1.157,15
ID (in)	: 0,87
OD (in)	: 1
Panjang (ft)	: 16
Passes	: 4
$\Delta\text{Pt}$ (psi)	: 1,5

---

**Koefisien Perpindahan Panas**

---

A ( $\text{ft}^2$ )	: 365,22
Uc (Btu/jam. $\text{ft}^2$ . $^{\circ}\text{F}$ )	: 1.324,44
Ud (Btu/jam. $\text{ft}^2$ . $^{\circ}\text{F}$ )	: 76,23
Rd	: 0,0132

---

Tabel 3. 19 Spesifikasi Heater 2

<b>Kode</b>	: HE-02
<b>Fungsi</b>	: Memanaskan produk sebelum menuju Menara distilasi (MD-02)
<b>Jenis HE</b>	: <i>Shell and Tube</i>
<b>Pitch</b>	: 1" on 1,24" Triangular Pitch
<b>Bahan Konstruksi</b>	: <i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>
<b>Jumlah pipa</b>	: 90
<b>Kondisi Operasi</b>	
<i>Shell</i>	
Tekanan (atm)	: 1
Suhu Masuk ( <sup>0</sup> C)	: 30
Suhu Keluar ( <sup>0</sup> C)	: 95
ID (in)	: 29
<i>Baffle Spacing</i>	: 9,6
<i>Passes</i>	: 2
$\Delta P_s$ (psi)	: 5,33
<i>Tube</i>	
Media Pemanas	: <i>Steam</i>
Suhu Masuk ( <sup>0</sup> C)	: 140
Suhu Keluar ( <sup>0</sup> C)	: 140
Massa Pemanas (kg/jam)	: 1.157,15



ID (in)	: 0,87
OD (in)	: 1
Panjang (ft)	: 16
Passes	: 1
$\Delta Pt$ (psi)	: 9,82

---

**Koefisien Perpindahan Panas**

---

A (ft <sup>2</sup> )	: 401,36
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> . <sup>0</sup> F)	: 1.499,83
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> . <sup>0</sup> F)	: 63,87
Rd	: 0,0150

---

2. Cooler

Tabel 3. 20 Spesifikasi Cooler

<b>Nama dan Kode Alat</b>	<b>Cooler (CL-02)</b>	<b>Cooler (CL-03)</b>
<b>Fungsi</b>	Menurunkan temperatur aliran keluar Kondensor (RD-01) dari 97 °C menjadi 30 °C untuk diproses selanjutnya menuju Reaktor Fermentor (R-02)	Menurunkan temperatur aliran keluar Reboiler (RB-01) dari 94 °C menjadi 30 °C untuk ditampung ditangki produk (HT-09)
<b>Tipe</b>	<b>Double Pipe Heat Exchanger</b>	
<b>Kondisi Operasi</b>		
- <i>Hot fluid</i>	94 °C – 30 °C	94 °C – 55 °C
- <i>Cold fluid</i>	25 °C – 40 °C	25 °C – 70 °C
<b>Bahan</b>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
<b>Spesifikasi annulus</b>		
- <b>IPS</b>	2 in	2 in
- <b>OD</b>	2,38 in	3,38 in
- <b>ID</b>	2,067 in	2,067 in
- <b>Sch. No.</b>	40	40

### Spesifikasi

#### *inner pipe*

- IPS	1,25 in	1,25 in
- OD	1,66 in	1,66 in
- ID	1,38 in	1,38 in
- Sch. No.	40	40

**Dirt factor** 0,0033 0,0038

**Jumlah tube** 10 7

**Required** 73,498 ft<sup>2</sup> 126,60 ft<sup>2</sup>

**Surface**

---

Tabel 3. 21 Spesifikasi Cooler (lanjutan)

Nama dan Kode	<i>Cooler (CL-04)</i>	<i>Cooler (CL-05)</i>
<b>Alat</b>		
<b>Fungsi</b>	Menurunkan temperatur aliran keluar Kondensor (RD-01) dari 94 °C menjadi 30 °C untuk ditampung ditangki produk (HT-08)	Menurunkan temperatur aliran keluar Reboiler (RB-01) dari 94 °C menjadi 30 °C untuk ditampung ditangki produk (HT-09)
<b>Tipe</b>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
<b>Kondisi Operasi</b>		
- <i>Hot fluid</i>	94 °C – 30 °C	94 °C – 55 °C
- <i>Cold fluid</i>	25 °C – 70 °C	25 °C – 70 °C
<b>Bahan</b>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
<b>Spesifikasi</b>		
<i>annulus</i>		
- <b>IPS</b>	3 in	3 in
- <b>OD</b>	3,50 in	3,50 in
- <b>ID</b>	3,068 in	3,068 in
- <b>Sch. No.</b>	40	40

## Spesifikasi

### *inner pipe*

- IPS	3 in	3 in
- OD	3,50 in	3,50 in
- ID	3,068 in	3,068 in
- Sch. No.	40	40
<b>Dirt factor</b>	0,003	0,001
<b>Jumah tube</b>	6	4
<b>Required Surface</b>	207,792 ft <sup>2</sup>	249,71 ft <sup>2</sup>

---

### 3.3.2.7 Condensor

Tabel 3. 22 Spesifikasi Condensor 1

<b>Kode</b>	: CD-01
<b>Fungsi</b>	: Mengubah Fase Produk distilat dari Uap Menjadi Cair
<b>Jenis HE</b>	: <i>Shell and Tube</i>
<b>Bahan Konstruksi</b>	: <i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>
<b>Pitch</b>	: Square Pitch
<b>Kondisi Operasi</b>	
<i>Shell</i>	
Suhu Masuk ( $^{\circ}\text{C}$ )	: 147,94
Suhu Keluar ( $^{\circ}\text{C}$ )	: 147,34
ID (in)	: 29
<i>Baffle Spacing (m)</i>	: 0,1524
<i>Passes</i>	: 1
$\Delta\text{Ps}$ (psi)	: 3,36
<i>Tube</i>	
Media Pendingin	: <i>Downtherm</i>
Suhu Masuk ( $^{\circ}\text{C}$ )	: 30
Suhu Keluar ( $^{\circ}\text{C}$ )	: 65
Massa Pendingin (kg/jam)	: 132.223,97
ID (in)	: 0,58

OD (in)	: 0,75
Jumlah Tube	: 144
Panjang (ft)	: 12
Passes	: 2
$\Delta Pt$ (psi)	: 3,22

---

**Koefisien Perpindahan Panas**

---

A (ft <sup>2</sup> )	: 342,66
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> . <sup>0</sup> F)	: 1.666,238
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> . <sup>0</sup> F)	: 65,77
Rd	: 0,0039

---

Tabel 3. 23 Spesifikasi Condensor 2

<b>Kode</b>	: CD-02
<b>Fungsi</b>	: Mengubah Fase Produk distilat dari Uap Menjadi Cair
<b>Jenis HE</b>	: <i>Shell and Tube</i>
<b>Bahan Konstruksi</b>	: <i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>
<b>Pitch</b>	: Square Pitch
<b>Kondisi Operasi</b>	
<i>Shell</i>	
Suhu Masuk ( $^{\circ}\text{C}$ )	: 79,64
Suhu Keluar ( $^{\circ}\text{C}$ )	: 79,23
ID (in)	: 29
<i>Baffle Spacing (m)</i>	: 0,762
<i>Passes</i>	: 2
$\Delta\text{Ps}$ (psi)	: 3,36
<i>Tube</i>	
Media Pendingin	: <i>Water</i>
Suhu Masuk ( $^{\circ}\text{C}$ )	: 30
Suhu Keluar ( $^{\circ}\text{C}$ )	: 40
Massa Pendingin (kg/jam)	: 144.660,52
ID (in)	: 0,58
OD (in)	: 0,75



Panjang (ft)	: 12
Passes	: 2
Jumlah Tube	: 174
$\Delta Pt$ (psi)	: 7,66

---

**Koefisien Perpindahan Panas**

---

A (ft <sup>2</sup> )	: 223,58
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	: 1.532,83
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	: 55,34
Rd	: 0,529

---

### 3.3.2.8 Reboiler

Tabel 3. 24 Spesifikasi Reboiler 1

<b>Kode</b>	: RB-01
<b>Fungsi</b>	: Menguapkan Sebagian cairan yang berasal dari dasar Menara distilasi (MD-01)
<b>Jenis HE</b>	: <i>Shell and Tube</i>
<b>Bahan Konstruksi</b>	: <i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>
<b>Pitch</b>	: Square Pitch
<b>Jumlah pipa</b>	: 276
<b>Kondisi Operasi</b>	
<i>Shell</i>	
Tekanan (atm)	: 1
Suhu Masuk ( <sup>0</sup> C)	: 147,21
Suhu Keluar ( <sup>0</sup> C)	: 148,34
ID (in)	: 0,584
<i>Baffle Spacing (m)</i>	: 0,1544
<i>Passes</i>	: 2
$\Delta P_s$ (psi)	: 4,81
<i>Tube</i>	
Media Pemanas	: <i>Steam</i>
Suhu Masuk ( <sup>0</sup> C)	: 170
Suhu Keluar ( <sup>0</sup> C )	: 110

Massa Pemanas (kg/jam) : 2.762,440

ID (in) : 0,584

OD (in) : 0,75

Panjang (ft) : 16

Passes : 1

$\Delta P_t$  (psi) : 2,77

---

**Koefisien Perpindahan Panas**

---

A (ft<sup>2</sup>) : 328,82

Uc (Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F) : 1.449,47

Ud (Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F) : 55,90

Rd : 0,155

---

Tabel 3. 25 Spesifikasi Reboiler 2

<b>Kode</b>	: RB-02
<b>Fungsi</b>	: Menguapkan Sebagian cairan yang berasal dari dasar Menara distilasi (MD-01)
<b>Jenis HE</b>	: <i>Shell and Tube</i>
<b>Bahan Konstruksi</b>	: <i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>
<b>Pitch</b>	: <i>Tringular Pitch</i>
<b>Jumlah pipa</b>	: 135
<b>Kondisi Operasi</b>	
<i>Shell</i>	
Tekanan (atm)	: 1
Suhu Masuk ( <sup>0</sup> C)	: 80
Suhu Keluar ( <sup>0</sup> C)	: 94
ID (in)	: 0,584
<i>Buffle Spacing</i>	: 9,6
<i>Passes</i>	: 2
$\Delta P_s$ (psi)	: 7,13
<i>Tube</i>	
Media Pemanas	: <i>Steam</i>
Suhu Masuk ( <sup>0</sup> C)	: 140
Suhu Keluar ( <sup>0</sup> C)	: 140
Massa Pemanas (kg/jam)	: 2.762,440

ID (in)	: 0,584
OD (in)	: 0,75
Panjang (ft)	: 16
Passes	: 4
$\Delta Pt$ (psi)	: 8,87

---

**Koefisien Perpindahan Panas**

---

A (ft <sup>2</sup> )	: 422,82
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> . <sup>0</sup> F)	: 1.323,43
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> . <sup>0</sup> F)	: 76,90
Rd	: 0,155

---

### 3.3.2.9 Accumulator

Tabel 3. 26 Spesifikasi accumulator 1

Spesifikasi Accumulator	ACC-01
Fungsi	menampung sementara arus keluaran kondenser dari menara distilasi
Volume	1,45 m <sup>3</sup>
Kondisi operasi	0,9 atm (80,55°C)
Diameter	0,76 m
Panjang	4,90 m
Tebal <i>shell</i>	0,125 in
Tebal <i>head</i>	0,125 in
Tinggi <i>head</i>	0,173 m
Tipe	Tangki silinder horizontal
Material	<i>steel SA.283 Grade C</i>

Tabel 3. 27 Spesifikasi Accumulator 2

<b>Spesifikasi Accumulator</b>	<b>ACC-02</b>
Fungsi	menampung sementara arus keluaran kondenser dari menara distilasi
Volume	1,38 m <sup>3</sup>
Kondisi operasi	0,9 atm (80,55°C)
Diameter	0,37 m
Panjang	2,23 m
Tebal <i>shell</i>	0,18 in
Tebal <i>head</i>	0,18 in
Tinggi <i>head</i>	0,12 m
Tipe	Tangki silinder horizontal
Material	<i>steel SA.283 Grade C</i>

### 3.4 Neraca Massa

#### 3.4.1 *crusher*

Tabel 3. 28 Neraca massa crusher

komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 3	Arus 2
air	714,13	178,53	892,66
selulosa	2.975,55	743,89	3.719,43
hemiselulosa	3.254,50	813,63	4.068,13
lignin	1.859,72	464,93	2.324,64
Protein & abu	494,68	123,67	618,36
<b>Total</b>	<b>11.623,22</b>		<b>11.623,22</b>

#### 3.4.2 *Vibrating Screen*

Tabel 3. 29 Neraca Massa Vibrating Screen

komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 2	Arus 3	Arus 3	Arus 4
air	892,66	178,53	178,53	714,13
selulosa	3.719,43	743,89	743,89	2.975,55
hemiselulosa	4.068,13	813,63	813,63	3.254,50
lignin	2.324,64	464,93	464,93	1.859,72
Protein & abu	618,36	123,67	123,67	494,68
<b>Total</b>		<b>11.623,22</b>		<b>11.623,22</b>



### 3.4.3 Silo - 01

Tabel 3. 30 Neraca massa silo

komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 4		Arus 5	
air	714,13		714,13	
selulosa	2.975,55		2.975,55	
hemiselulosa	3.254,50		3.254,50	
lignin	494,68		494,68	
Protein & abu	1.859,72		1.859,72	
<b>Total</b>	<b>9.298,58</b>		<b>9.298,58</b>	

### 3.4.4 Mixer

Tabel 3. 31 Neraca Massa Mixer

komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7	
air	714,13	27,90	742,03	
selulosa	2.975,55		2.975,55	
hemiselulosa	3.254,50		3.254,50	
lignin	1.859,72		1.859,72	
Protein & abu	494,68		494,68	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		1.366,89	1.366,89	
<b>Total</b>	<b>10.693,37</b>		<b>10.693,37</b>	

### 3.4.5 Reaktor Hidrolisis

Tabel 3. 32 Neraca Massa Hidrolisis

komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
air	742,03	17.711,00	17.738,31
selulosa	2.975,55		297,55
hemiselulosa	3.254,50		195,27
lignin	1.859,72		1.859,72
Protein&abu	1.366,89		494,68
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	494,68		1.366,89
Glukosa			2.975,55
xylosa			3.476,40
<b>Total</b>	<b>28.404,37</b>		<b>28.404,37</b>

### 3.4.6 Continous rotary vacumm filter 1

Tabel 3. 33 Neraca massa Rotary Filter

komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
selulosa	297,55	297,55	
hemiselulosa	195,27	195,27	
lignin	1.859,72	1.859,72	
Protein&abu	494,68	494,68	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.366,89		1.366,89
Glukosa	2.975,55		2.975,55
xylosa	3.476,40		3.476,40
air	17.738,31	886,92	16.851,39
<b>Total</b>	<b>28.404,37</b>		<b>28.404,37</b>

### 3.4.8 Netralizer

Tabel 3. 34 Neraca Massa Netralizer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.366,89		
Glukosa	2.975,55		2.975,55
xylosa	3.476,40		3.476,40
Air	16.851,39		16.851,39
NaOH		1.041,28	49,58
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>			1.881,57
<b>Total</b>	<b>25.711,51</b>		<b>25.711,51</b>

### 3.4.9 Menara Distilasi 1

Tabel 3. 35 Neraca Massa Menara Distilasi 1

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
glukosa	2.975,55	297,55	2.677,99
xylosa	3.476,40	3.476,40	
air	16.851,39	1.319,59	16.008,82
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.881,57	49,58	
NaOH	49,58	1.881,57	
<b>Total</b>	<b>25.711,51</b>		<b>25.711,51</b>

### 3.4.11 Reaktor Fermentor

Tabel 3. 36 Neraca Massa Fermentor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18
glukosa	2.677,99			
xilosa				
air	9.629,66		16.008,82	
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>				
NaOH				
yeast		1.868,68	1.868,68	
Etanol			1.368,75	
CO <sub>2</sub>				1.309,24
<b>Total</b>	<b>20.555,49</b>		<b>20.555,49</b>	

### 3.4.12 Centrifuge

Tabel 3. 37 Neraca Massa Centrifuge

komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 17	Arus 19	Arus 20
etanol	1.368,75		1.368,75
xilosa			
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>			
NaOH			
air	16.008,82		16.008,82
Yeast	1.868,68	1.868,68	
<b>Total</b>	<b>19.246,25</b>		<b>19.246,25</b>

### 3.4.14 Holding tank 1

Tabel 3. 38 Neraca Massa Holding Tank 1

komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 20	Arus 21
etanol	1.368,75	1.368,75
air	16.008,82	16.008,82
NaOH		
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		
<b>Total</b>	<b>17.377,57</b>	<b>17.377,57</b>

### 3.4.15 Menara Distilasi 2

Tabel 3. 39 Neraca Massa Menara Distilasi 2

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 21	Arus 22	Arus 22	Arus 23
etanol	1.368,75	1.355,06		13,69
air	16.008,82	160,09		15.848,73
NaOH				
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>				
xilosa				
<b>Total</b>	<b>17.377,57</b>		<b>17.377,57</b>	

### 3.5 Neraca Panas

#### 3.5.1 Neraca Panas *Crusher* (CR-01)

Tabel 3. 40 Neraca Panas Crusher

<b>Kompenen Energi</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Qin	142.368	
Qout		142.368
<b>Total</b>	<b>142.368</b>	<b>142.368</b>

#### 3.5.2 Neraca Panas *Vibrating Screen* (VS-01)

Tabel 3. 41 Neraca Panas Vibrating Screen

<b>Kompenen Energi</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Qin	142.368	
Qout		142.368
<b>Total</b>	<b>142.368</b>	<b>142.368</b>

### 3.5.3 Neraca Panas Mixer (M-01)

Tabel 3. 42 Neraca Panas Mixer

Kompenen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qin	123.723	
Qout		123.723
Qreaksi	289.196	
Q pendingin		289.196
<b>Total</b>	<b>412.990</b>	<b>412.990</b>

### 3.5.4 Neraca Panas Cooler Screw Conveyor (CSC-01)

Tabel 3. 43 Neraca Panas Cooler Screw Conveyor

Komponen energi	Masuk(kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qin	1.318.703	-
Qout	-	101.438
Qw-in	105.849	-
Qw-out	-	1.323.113
<b>Total</b>	<b>1.424.552</b>	<b>1.424.552</b>



### 3.5.5 Neraca Panas Reaktor Hidrolisis (R-01)

Tabel 3. 44 Neraca Panas Reaktor Hidrolisis

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qin	3.246.992	
Qout		3.172.160
Qw-in	1.443.762	
Qw-out		18.047.028
Qreaksi		-16.528.434
<b>Total</b>	<b>4.690.754</b>	<b>4.690.754</b>

### 3.5.6 Neraca Panas Cooler (CL-01)

Tabel 3. 45 Neraca Panas Cooler 1

Komponen energi	Masuk(kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qin	1.296.343	-
Qout	-	185.191
Qw-in	96.621	-
Qw-out	-	1.207.773
<b>Total</b>	<b>1.392.965</b>	<b>1.392.965</b>

### 3.5.7 Neraca Panas *Rotary Drum Vacum Filter* (RVF-01)

Tabel 3. 46 Neraca Panas Rotary Filter

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (KJ/jam)
Qin	2.978.477	-
Qout	-	2.978.477
<b>Total</b>	<b>2.978.477</b>	<b>2.978.477</b>

### 3.5.8 Neraca Panas *Netralizer* (N-01)

Tabel 3. 47 Neraca Panas Netralizer

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Pan	1.958.225	1.998.636
Panas Reaksi	-	44.264
Pendingin	84.675	-
<b>Total</b>	<b>2.042.900</b>	<b>2.042.900</b>

### 3.5.9 Neraca Panas Heater (HE-01)

Tabel 3. 48 Neraca Panas Heater 1

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Qin	2.334.278	-
Qout	-	4.234.456
Qs-in	3.162.618	-
Qc-out	-	1.235.889
<b>Total</b>	<b>5.554.484</b>	<b>5.554.484</b>

### 3.5.10 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 49 Neraca Panas Menara Distilasi

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Qf	8.427.682	
Qrb	547.309	
Qd	-	7.192.257
Qb		1.268.858
Qcd		513.876
<b>Total</b>	<b>8.974.991</b>	<b>8.974.991</b>

### 3.5.11 Neraca Panas Kondensor (CD-01)

Tabel 3. 50 Neraca Panas Condensor

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas keluar (kJ/jam)</b>
Q Cd-in	1.568.244	Q reflux	2.587.660
Qw in	1.265.489	Q destilat	144.833
	-	Qw out	101.239
<b>Total</b>	<b>2.833.733</b>		<b>2.833.733</b>

### 3.5.12 Neraca Panas Cooler (CL-02)

Tabel 3. 51 Neraca Panas Cooler 2

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Qin	2.388.116	-
Qout	-	342.211
Qs-in	-	-
Qc-out	-	2.045.905
<b>Total</b>	<b>2.388.116</b>	<b>2.388.116</b>

### 3.5.13 Neraca Panas Reboiler (RB-01)

Tabel 3. 52 Neraca Panas Reboiler

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas keluar (kJ/jam)</b>
Q Rb-in	8.377.924	Q RB-out	7.312.788
Qs-in	1.608.149	Q RB-vapour	586.801
-	-	Q RB	434.545
-	-	Qs-out	586.801
<b>Total</b>	<b>9.986.073</b>		<b>9.986.073</b>

### 3.5.14 Neraca Panas Cooler (CL-03)

Tabel 3. 53 Neraca Panas Cooler 3

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Qin	273.000	-
Qout	-	39.090
Qs-in	-	-
Qc-out	-	233.910
<b>Total</b>	<b>273.000</b>	<b>273.000</b>

### 3.5.15 Neraca Panas Fermentor (R-02)

Tabel 3. 54 Neraca Panas Fermentor

Kompenen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qin	208.177	
Qout		204.395
Qw-in	1.547.222	
Qw-out		3.094.445
Qreaksi		-1.543.441
<b>Total</b>	<b>1.755.399</b>	<b>1.755.399</b>

### 3.5.16 Neraca Panas Centrifuge (CF-01)

Tabel 3. 55 Neraca Panas Centrifuge

Kompenen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (Kj/jam)
Qin	203.338	
Qout		203.338
<b>Total</b>	<b>203.338</b>	<b>203.338</b>

### 3.5.12 Neraca Panas Heater (HE-02)

Tabel 3. 56 Neraca Panas Heater 2

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Qin	1.918.661	-
Qout	-	2.672.805
Qs-in	3.162.618	-
Qc-out	-	1.681.679
<b>Total</b>	<b>4.354.484</b>	<b>4.354.484</b>

### 3.5.13 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 3. 57 Neraca Panas Menara Distilasi

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Qf	2.647.752	
Qrb	65.549	
Qd	-	268.018
Qb		2.591.084
Qcd		-145.800
<b>Total</b>	<b>2.713.301</b>	<b>2.713.301</b>

### 3.5.14 Neraca Panas Kondensor (CD-02)

Tabel 3. 58 Neraca Panas Condensor

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas keluar (kJ/jam)</b>
Q Cd-in	8.568.712	Q reflux	7.727.803
Qw in	3.655.409	Q destilat	4.203.885
	-	Qw out	292.433
<b>Total</b>	<b>12.224.121</b>		<b>12.224.121</b>

### 3.5.15 Neraca Panas Cooler (CL-04)

Tabel 3. 59 Neraca Panas Cooler 4

<b>Komponen energi</b>	<b>Masuk(kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Qin	1.288.248	-
Qout	-	93.351
Qw-in	103.904	-
Qw-out	-	1.298.801
<b>Total</b>	<b>1.392.153</b>	<b>1.392.153</b>



### 3.5.16 Neraca Panas Reboiler (RB-02)

Tabel 3. 60 Neraca Panas Reboiler

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas keluar (kJ/jam)</b>
Q Rb-in	3.831.578	Q RB-out	2.591.084
Qs-in	1.105.079	Q RB-vapour	308.056
	-	Q RB	866.887
	-	Qs-out	1.170.628
<b>Total</b>	<b>4.936.657</b>		<b>4.936.657</b>

### 3.5.17 Neraca Panas Cooler (CL-05)

Tabel 3. 61 Neraca Panas Cooler 5

<b>Komponen energi</b>	<b>Masuk(kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Qin	2.292.113	-
Qout	-	166.095
Qw-in	184.871	-
Qw-out	-	2.310.889
<b>Total</b>	<b>2.476.984</b>	<b>2.476.984</b>

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Dalam merancang sebuah pabrik, penentuan lokasi pabrik merupakan salah satu hal penting yang harus diperhatikan dalam keberhasilan sebuah pabrik. Penentuan lokasi pabrik yang tepat dan ekonomis dipengaruhi oleh berbagai faktor. Beberapa faktor yang harus diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik agar pabrik yang dirancang dapat mendatangkan keuntungan yang besar.

Selain pertimbangan teknis dan ekonomis juga diperlukan pertimbangan sosiologis yaitu pertimbangan dalam mempelajari sifat dan sikap masyarakat sekitar kawasan yang dipilih sebagai lokasi pabrik, sehingga apabila ada kendala sosiologis yang muncul dari luar dapat diambil diperhitungkan sebelumnya..

Lokasi pabrik dikatakan ekonomis jika memenuhi beberapa syarat, antara lain:

1. Ketersediaan bahan baku dan utilitas.
2. Transportasi lancar.
3. Potensi wilayah pemasaran.
4. Penyediaan tenaga kerja yang cukup.
5. Tidak menimbulkan dampak sosial negatif bagi masyarakat sekitar.

6. Kondisi iklim yang stabil

7. Tersedianya fasilitas pembuangan limbah yang baik

Berdasarkan faktor-faktor di atas, pabrik Bioethanol direncanakan akan berlokasi di lamongan , dengan berbagai pertimbangan sebagai berikut:

#### 1. Sumber Bahan Baku

Untuk menekan biaya pengadaan bahan baku Sebagian besar didapatkan di daerah jawa timur seperti tongkol jagung diperoleh dari daerah tuban dikarenakan tuban adalah daerah produksi jagung terbesar se Indonesia dan juga daerah tersebut dekat dengan lamongan yang hanya berkisar 32 km, selanjutnya ada bahan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) dimana bahan tersebut didapatkan dari PT.badan usaha liku telaga yang bertempat di daerah Gresik, jawa timur, lalu ada bahan natrium hidroksida yang di dapatkan dari PT.industri soda Indonesia yang bertempat di sidoarjo jawa timur, selain itu ada pula bahan yang di dapatkan diluar jawa timur seperti ragi (yeast) yang di peroleh di PT. badan usaha indofarmex didaerah depok jawa barat.

#### 2. Pemasaran produk

Besarnya permintaan pasar terhadap produk yang dihasilkan pada suatu wilayah adalah suatu pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik. Distribusi produk akan berjalan lebih mudah dan efisien jika pabrik berada dekat dengan wilayah pemasaran. Bioetanol dipasarkan ke wilayah industri kimia yang membutuhkan bahan baku Bioetanol, di Indonesia sendiri

pemasaran Bioetanol telah dilakukan oleh Pertamina. Bioetanol dapat dipasarkan oleh Pertamina untuk kebutuhan di pulau Jawa maupun diluar pulau jawa.

#### 1. Sarana Transportasi

Sarana transportasi di wilayah Lamongan cukup memadai. Untuk suplai bahan baku cukup menggunakan transportasi darat . Sedangkan untuk pemasaran produk di luar pulau jawa dapat menggunakan transportasi laut dimana tersedia banyak Pelabuhan di daerah jawa timur yang didukung dengan fasilitas yang memadai.

#### 2. Fasilitas Air

Lamongan dilewati oleh sungai bengawan solo, sehingga penyediaan utilitas umumnya air untuk kebutuhan utilitas tidak mengalami kesulitan karena dekat dengan sunga sebagai sumber air.

#### 3. Ketersediaan fasilitas pendukung

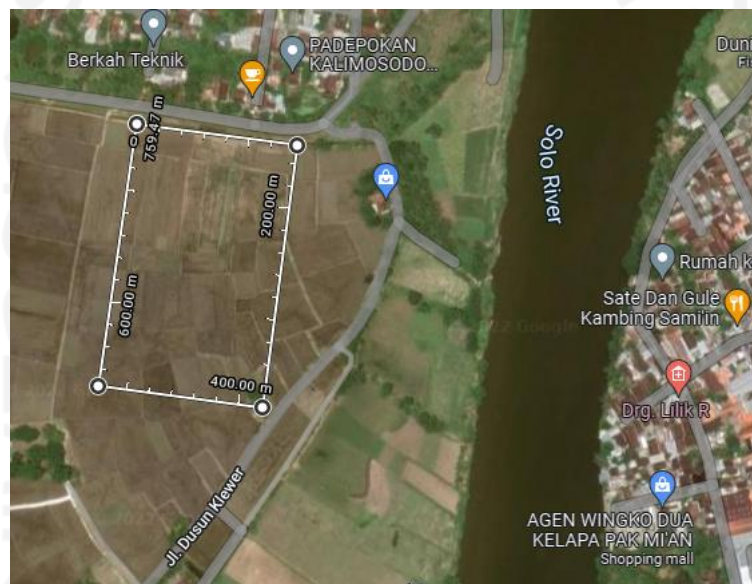
Fasilitas penunjang berupa air, energi, dan bahan bakar cukup memadai karena daerah tersebut termasuk daerah kawasan industri.

- Pasokan air diperoleh dari air sungai.
- Pasokan listrik, dapat diperoleh dari PLN dan genset pabrik

#### 4. Tersedianya tenaga kerja

Kawasan industri Lamongan merupakan kawasan yang terletak di Jawa Timur dengan institusi pendidikan formal dan non formal, dan juga banyak menghasilkan tenaga ahli dan tenaga kerja amatir, sehingga tenaga kerja di daerah ini mudah ditemukan.

Peta lokasi perencanaan pendirian pabrik Bioetanol adalah sebagai berikut:



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik Bioetanol

#### 4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

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

Suatu rancangan yang rasional harus memasukkan unsur suatu proses, penyimpanan (persediaan) dan lahan alternatif (*handling area*) pada posisi yang

efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor berikut (Timmerhaus, 2004): Urutan proses produksi, yaitu:

- a. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan di kemudian hari.
- b. Distribusi ekonomis dalam penyediaan air, proses steam, tenaga listrik dan bahan baku.
- c. Perawatan dan perbaikan.
- d. Keamanan (*safety*), terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
- e. Bangunan gedung yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan gedung dan konstruksinya yang memenuhi persyaratan.
- f. Fleksibilitas dalam merencanakan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan pada proses/mesin, sehingga perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- g. Masalah pembuangan limbah cair.
- h. Area pelayanan, seperti kantin, tempat parkir, mushola, dan sebagainya ditata sedemikian rupa agar tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Penataan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti (Timmerhaus, 2004):

- Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi material handling.
- Memberikan ruang yang lebih bebas untuk memudahkan perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau blowdown.

- Mengurangi biaya produksi.
- Meningkatkan keselamatan kerja.
- Kurangi pekerjaan seminimal mungkin.
- Meningkatkan pengendalian operasi dan proses menjadi lebih baik.

#### 1. Area Administrasi dan Perkantoran

Area Administrasi dan Perkantoran merupakan area pusat dari berbagai macam kegiatan administrasi dalam mengatur operasi pabrik serta kegiatan-kegiatan lainnya.

#### 2. Area Proses dan Ruang Kontrol

Area ini adalah tempat alat-alat proses ditempatkan dan area proses produksi berlangsung. Ruang kendali merupakan pusat kendali untuk proses produksi.

#### 3. Area Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Area ini berfungsi sebagai tempat penyimpanan bahan baku yang akan digunakan dalam proses produksi, dan juga digunakan sebagai tempat penyimpanan produksi yang umumnya dimasukkan ke dalam gudang yang siap dipasarkan. Daerah ini harus mudah diakses dengan sarana transportasi

#### 4. Area Utilitas

Kawasan ini digunakan sebagai tempat penunjang dalam menyediakan kebutuhan sebuah pabrik yang erat kaitannya dengan utilitas, seperti air, uap, bahan bakar, dan listrik.

## 5. Area Fasilitas Umum

Kawasan fasilitas umum ini meliputi masjid/mushola, tempat parkir, toilet, bengkel, dan fasilitas kesehatan/poliklinik yang akan disediakan. Bangunan-bangunan tersebut harus disediakan dengan sebaik-baiknya, sehingga akan meningkatkan efisiensi dan efektifitas para pegawai yang bekerja.

## 6. Area Laboratorium

Area laboratorium ini digunakan sebagai tempat untuk memeriksa dan mengontrol kualitas bahan baku yang akan masuk ke proses produksi, serta kualitas produk yang akan dijual.

## 7. Area Perluasan

Area ini digunakan jika pabrik akan menyiapkan peralatan tambahan untuk proses produksi di kemudian hari, sehingga perlu dilakukan perluasan sebidang tanah di sekitar pabrik. Area ekspansi ini terletak di bagian belakang pabrik.

Tata letak pabrik dengan masing-masing area adalah sebagai berikut :

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan

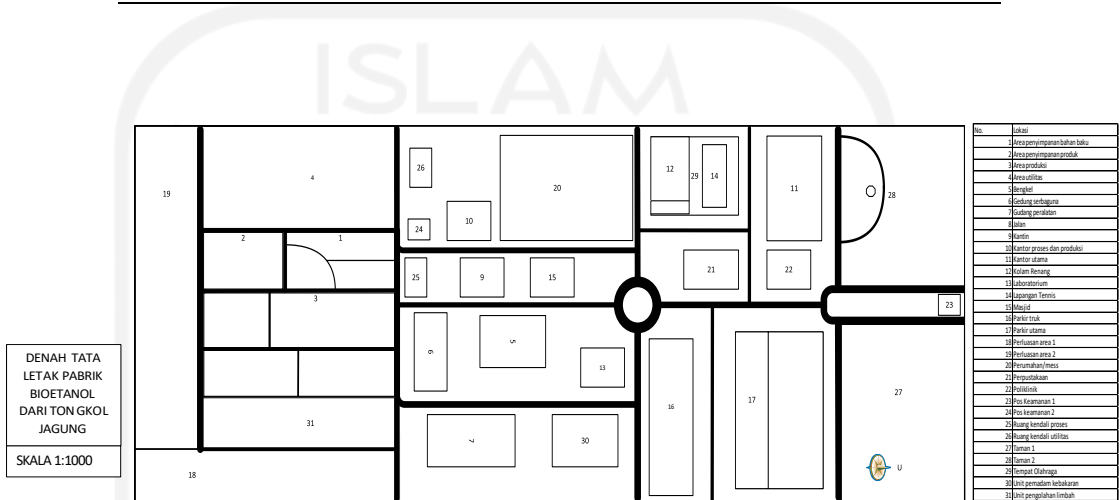
No	Nama Bangunan	Keterangan		Luas (m <sup>2</sup> )
		Panjang (m)	Lebar (m)	
1.	Area penyimpanan bahan baku	49,25	23	1132,75
2.	Area penyimpanan produk	36,25	23	833,75
3.	Area produksi	87	40,75	3545,25
4.	Area utilitas	87	40	3480



Tabel 4.1 Perincian luas tanah (lanjutan)

No	Nama Bangunan	Keterangan		Luas (m <sup>2</sup> )
		Panjang (m)	Lebar (m)	
5.	Bengkel	30	19,91	597,3
6.	Gedung serbaguna	30	15	450
7.	Gudang peralatan	40	20	800
8.	Jalan	70	50	3500
9.	Kantin	15	20	300
10.	Kantor proses dan produksi	20	15	300
11.	Kantor utama	40	25	1000
12.	Laboratorium	20	15	300
13.	Masjid	20	15	300
14.	Parkir truk	20	10	200
15.	Parkir utama	60	40	2400
16.	Perluasan area 1	119,5	19,75	2360,13
17.	Perluasan area 2	123,75	28,75	3557,81
18.	Perumahan/mess	60,5	40,25	2435,13
19.	Perpustakaan	25	15	375
20.	Poliklinik	20	15	300
21.	Pos Keamanan 1	10	8	80
22.	Pos keamanan 2	10	8	80
23.	Ruang kendali proses	15	10	150
24.	Ruang kendali utilitas	15	10	150
25.	Taman 1	67,7	56,13	3800,00
26.	Taman 2	61	56,13	3423,93
27.	Tempat Olahraga	40	30	1200
28.	Unit pemadam kebakaran	30	20	600

29	Unit pengolahan limbah	87	20	1740
	Luas tanah			54457,44
	Luas bangunan			32167,11
	<b>Total</b>			<b>86624,56</b>



Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik

### 4.3 Tata letak Mesin/Alat Proses (Machines Layout)

Dalam merancang tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

#### 1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan profit ekonomi yang besar, serta mendukung kelancaran dan keamanan produksi.

Aliran Udara.

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

#### 2. Pencahayaan

Harus ada penerangan yang cukup di seluruh pabrik. terutama di tempat-tempat yang prosesnya berbahaya atau berisiko tinggi harus diberikan penerangan tambahan.

#### 3. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam merancang tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau semua peralatan proses dengan cepat dan mudah sehingga jika terjadi gangguan pada peralatan proses dapat segera

diperbaiki, selain itu keselamatan pekerja saat melaksanakan tugasnya perlu diprioritaskan

#### 4. Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan peralatan proses di pabrik, dilakukan upaya untuk menekan biaya operasional dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat bergantung pada ekonomi.

#### 5. Jarak Antar Alat Proses

Untuk peralatan proses yang memiliki temperatur dan tekanan operasi yang tinggi, sebaiknya dipisahkan dari peralatan proses lainnya, sehingga jika terjadi ledakan atau kebakaran peralatan tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

#### 6. *Maintenance*

*Maintenance* berguna untuk memelihara fasilitas atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara melakukan perawatan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas tinggi sehingga diharapkan target produksi dan spesifikasi produk.

Preventive maintenance dilakukan setiap hari untuk menjaga alat dari kerusakan dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan pemeliharaan berkala dilakukan secara terjadwal sesuai dengan manual yang ada. Jadwal dibuat sedemikian rupa sehingga peralatan mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat tersebut berproduksi terus menerus dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan peralatan proses dilakukan dengan prosedur yang benar. Hal ini terlihat dari penjadwalan yang dilakukan pada masing-masing alat.

Pemeliharaan setiap alat meliputi:

a. Overhead 1 x 1 Tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta perataan alat secara keseluruhan termasuk membongkar alat, mengganti bagian alat yang rusak, kemudian mengembalikan alat ke kondisi semula

b. Repairing

Merupakan kegiatan perawatan yaitu memperbaiki bagian-bagian alat. Ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi maintenance :

- Umur alat

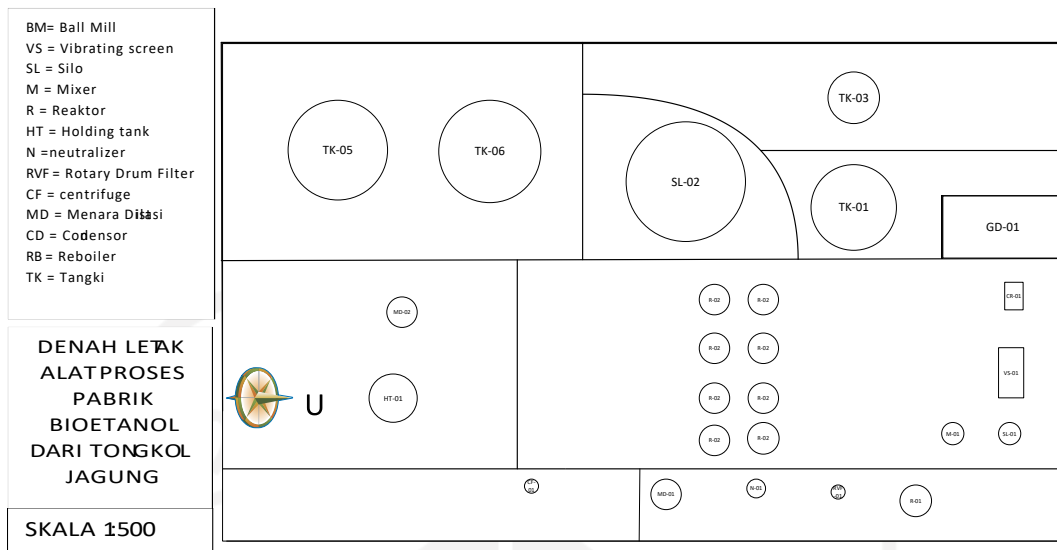
Semakin tua peralatan maka semakin banyak perawatan pula yang harus diberikan, yang menyebabkan peningkatan biaya perawatan.

- Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang berkualitas rendah akan menyebabkan kerusakan pada alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- Proses produksi yang lancar dapat dijamin
- Dapat memanfaatkan luas lantai secara efektif
- Biaya penanganan material rendah dan menyebabkan pengeluaran yang lebih rendah untuk modal yang tidak penting.



Gambar 4. 3 layout alat Proses

## 4.4 Organisasi Perusahaan

### 4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik etanol berbahan dasar limbah tongkol jagung direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yang dirancang dengan kapasitas 12.000 ton/tahun dengan status perusahaan publik. Perseroan Terbatas adalah perseroan yang modalnya diperoleh dari penjualan saham dimana masing-masing sekutu turut serta dalam satu atau lebih saham dan para pemegang saham bertanggung jawab untuk menyetor penuh apa yang ada dalam setiap saham. Ada beberapa alasan memilih bentuk perusahaan ini, antara lain:

1. Modal yang mudah diperoleh dengan menjual saham di pasar modal atau meminjam dana atau menutup perjanjian yang dibuat oleh pihak yang berkepentingan.
2. Sistem manajemen yang efisien dan mudah digerakkan di pasar global.

3. Pemegang saham memiliki tanggung jawab terbatas dan dapat memilih tenaga ahli sebagai dewan komisaris dan direktur.
4. Lapangan usaha lebih luas karena dapat menarik modal yang besar.
5. Kelangsungan perusahaan terjamin karena tidak berdampak pada pemberhentian pemegang saham dan seluruh staf.

#### **4.4.2 Struktur Organisasi**

Struktur organisasi memiliki peranan penting dalam suatu perusahaan karena melalui struktur organisasi dapat tercipta hubungan komunikasi yang baik antar karyawan demi kelangsungan dan kemajuan suatu perusahaan. Menurut (Widjaja, 2003) ada beberapa hal yang perlu diperhatikan untuk memenuhi sistem organisasi yang baik, yaitu:

Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas.

1. Tujuan organisasi harus dipahami oleh semua orang dalam organisasi
2. Tujuan organisasi harus diterima oleh semua orang dalam organisasi
3. Ada kesatuan arah (unity of direction).
4. Adanya perintah terpadu
5. Pembagian tugas kerja yang jelas
6. Kesatuan tugas dan suatu tanggung jawab
7. Sistem control untuk pekerjaan yang telah dilakukan

Selain itu terdapat tiga bentuk struktur organisasi, diantaranya:

1. *Line system*, yaitu sistem yang digunakan pada perusahaan kecil.

Pemegang perintah tertinggi adalah pemilik perusahaan dan memberikan perintah langsung kepada bawahannya.

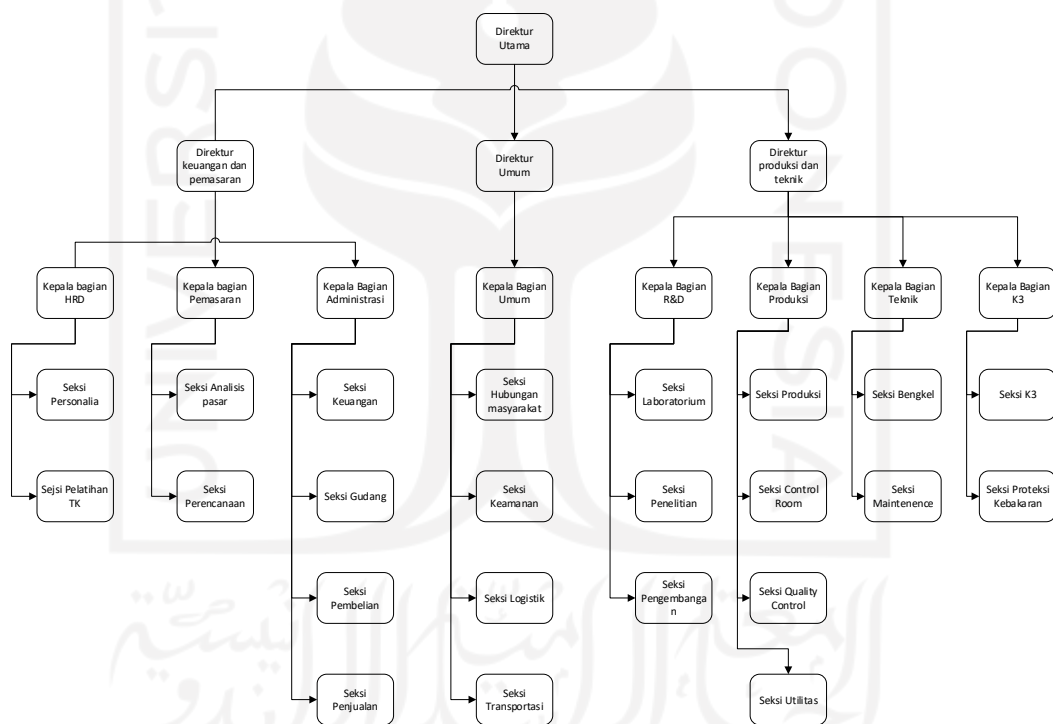
2. *Line and staff system*, yaitu system yang digunakan di Sebagian besar perusahaan dimana seseorang karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasannya.
3. *Functional system*, yaitu sistrem yang digunakan pada perusahaan besar dan kompleks dengan menempatkan karyawan yang sesuai bidang yang dimilikinya dan kewenangan hanya sebatas bidang keahliannya.

Dengan mengacu pada pedoman ini maka didapatkan struktur organisasi yang bagus yaitu system line and staff. Dikarenakan pada system ini garis pemerintahan lebih praktis dan sederhana. Dengan demikian juga pembagian dalam tugas kerja sebagaimana tertuang dalam system organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab kepada atasannya.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi perlu dibentuk tenaga ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan saran kepada tingkat pengawas, untuk mencapai tujuan perusahaan. Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam menjalankan tugasnya sehari-hari diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilakukan oleh Direktur Utama dibantu oleh Direktur Produksi, Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Produksi membawahi teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membawahi keuangan, umum dan pemasaran.



Para direktur ini membawahi beberapa kepala divisi yang bertanggung jawab untuk mengawasi bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Setiap kepala bagian membawahi beberapa seksi dan setiap seksi akan membawahi beberapa karyawan perusahaan di bidangnya masing-masing. Karyawan perusahaan akan dibagi menjadi beberapa kelompok tim, masing-masing ketua tim akan bertanggung jawab kepada supervisor masing-masing bagian (Gunawan W, 2003). Berikut struktur organisasinya:



Gambar 4. 4 Organisasi Perusahaan

#### 4.4.3 Tugas dan Wewenang

##### 1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah sekumpulan dari beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pendirian suatu perusahaan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) merupakan kekuasaan tertinggi yang dimiliki perusahaan jika berbentuk Perseroan Terbatas. Menurut (Widjaja, 2003) pemegang saham dalam RUPS memiliki wewenang yaitu:

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- Mengangkat dan memberhentikan Direksi.
- Menyetujui hasil operasi dan neraca perhitungan
- laba-rugi tahunan perusahaan.

##### 2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan orang yang bertanggung jawab kepada pemegang saham sehingga sehari-hari berfungsi sebagai pelaksana tugas. Dimana tugas Dewan Komisaris diantaranya:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, alokasi sumber dana, target perusahaan dan pemasaran.
2. Mengawasi dan membantu tugas Direksi.

##### 3. Dewan Direksi

Direksi utama adalah pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab penuh atas seluruh perusahaan serta bertanggung jawab

kepada dewan komisariat atas kebijakan yang dipilih maupun yang diambil. Direktur utama membawahi direktur produksi dan direktur keuangan dan umum. Adapun tugas dari direktur utama diantaranya sebagai berikut :

1. Menerapkan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya kepada pemegang saham di akhir masa jabatannya.
  2. menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan menjaga kesinambungan hubungan yang baik antara pemegang saham, manajemen, konsumen dan karyawan.
  3. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
  4. Mengkoordinasikan kerjasama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.
4. Tugas Direktur Produksi:
- Bertanggung jawab kepada Direktur utama di bidang produksi, teknik dan pemasaran. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya
- a. Tugas Direktur Keuangan dan Umum:  
Bertanggung jawab kepada Direktur Utama di bidang keuangan dan pelayanan publik. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.  
(Gunawan W, 2003)
  - b. Staff Ahli dan Pusat Penelitian dan Pengembangan

Staf Ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam melaksanakan tugasnya baik yang berkaitan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli diantaranya sebagai berikut:

1. Memberikan saran dan masukan dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Melakukan evaluasi teknis dan ekonomis perusahaan
3. Memberikan nasehat di bidang hukum

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari para ahli atau cendekiawan sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi. Tugas dan Wewenang Litbang diantaranya:

1. Meningkatkan kualitas produk
  2. Meningkatkan proses dan perencanaan pabrik/alat sehingga pengembangan produksi
  3. meningkatkan efisiensi kerja
5. Kepala departement

Secara umum tugas dari kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan di lingkungan departemennya sesuai dengan garis yang diberikan oleh perusahaan. Kepala departemen juga dapat bertindak sebagai staf direktur bersama dengan staf ahli. Kepala bagian bertanggung jawab kepada Direktur Utama yang terdiri dari:

## 1. Kepala bagian produksi.

Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada Direktur Produksi di bidang mutu dan kelancaran produksi serta mengkoordinir para kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian produksi membawahi bagian proses, bagian kontrol dan bagian laboratorium. Tugas seksi produksi, antara lain meliputi :

- a. mengawasi proses produksi
- b. melakukan tindakan yang diperlukan terhadap peralatan produksi yang rusak dan sebelum diperbaiki oleh bagian yang berwenang

Tugas seksi pengendalian, yaitu:

- a. Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

Tugas bagian laboratorium antara lain:

- a. Mengawasi dan menganalisa kualitas bahan baku dan produk.
- b. Memberikan rekomendasi tentang tindakan korektif untuk proses yang sedang berlangsung
- c. Perhatikan hal-hal tentang hasil pembuangan pabrik

## 2. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum di bidang bahan baku , pemasaran

produk dan pembelian peralatan. Kepala bagian ini bertanggung jawab atas departemen penjualan dan pembelian.

Tugas seksi pemasaran, diantaranya :

- a. Melakukan suatu perencanaan strategi penjualan hasil produksi
- b. Mengatur suatu distribusi produk Tugas seksi pembelian, meliputi:
  - a. Melaksanakan pembelian barang suatu peralatan yang dibutuhkan perusahaan sehubungan dengan proses produksi
  - b. Mengetahui pasar dan kualitas bahan dasar serta mengatur keluar masuknya bahan dan alt dari gudang
- c. Mengetahui pasar dan jaminan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari Gudang

### 3. Kepala Bagian Teknik

Kepala Teknik bertanggung jawab kepada direktur produksi di bidang peralatan, keselamatan dan utilitas.

Kepala bagian enginner membawahi bagian pemeliharaan, bagian utilitas dan bagian K3 dan lingkungan

Tugas dari seksi pemeliharaan, diantaranya sebagai berikut :

- a. Melakukan kegiatan suatu pemeliharaan peralatan pabrik dan fasilitas Gedung
- b. Melaksanakan perbaikan kerusakan pada peralatan pabrik

Tugas seksi utilitas, diantaranya:

- a. Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan uap, air dan tenaga listrik.

Tugas seksi K3 dan Lingkungan, meliputi:

- a. Menyediakan, mengatur, dan mengawasi hal yang berhubungan dengan suatu keselamatan kerja
- b. Melindungi pabrik dari resiko kecelakaan kerja.

#### 4. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab langsung kepada Direktur keuangan dan umum di suatu bidang administrasi dan keuangan. Kepala bagian keuangan membawahi kepala seksi administrasi dan kepala seksi akuntansi

Tugas dari kepala seksi administrasi, diantaranya :

- a. Menghitung neraca uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat anggaran keuangan.

- b. Melakukan kegiatan perhitungan uang untuk menggaji dan insentif karyawan.

Tugas dari seksi akuntansi diantaranya:

- a. Mencatat hutang piutang perusahaan
- b. Mengatur administrasi kantor dan pembukuan
- c. Mengaudit masalah perpajakan

#### 5. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada Direktur keuangan dan umum di bidang personal, keamanan dan hubungan masyarakat. Kepala Bagian Umum membawahi seksi personalia, humas dan seksi keamanan.

Tugas seksi personalia, meliputi :

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

Tugas dari seksi humas, meliputi :



- a. Mengatur hubungan antar perusahaan dan masyarakat di luar lingkungan perusahaan
- b. Menjalin relasi atau kerja sama dengan instansi lain

Tugas dari seksi keamanan, meliputi:

- a. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- b. Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun yang bukan dari lingkungan perusahaan.
- c. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan. (M. Masud, 1989)

#### 6. Kepala Seksi

Yaitu seseorang yang melakukan melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

#### 7. Status Karyawan

Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan

dan perawatan (shutdown pabrik). Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

1. Karyawan non shift / harian adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Staff Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bawahan yang ada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Senin-Kamis : Jam kerja : 07.00 s/d 17.00

Istirahat : 12.00 s/d 13.00

Jumat : Jam kerja : 07.00 s/d 16.00

Istirahat : 11.00 s/d 13.00

2. Karyawan Shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift antara lain: bagian produksi, bagian teknik, dan bagian keamanan. Para karyawan shift akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut:

1. Shift operasi

- Shift pagi (1) : 07.00 s/d 15.00

- Shift sore (2) : 15.00 s/d 23.00
- Shift malam (3) : 23.00 s/d 07.00

## 2. Shift keamanan

- Shift pagi : 06.00 s/d 14.00
- Shift sore : 14.00 s/d 22.00
- Shift malam : 22.00 s/d 06.00

Untuk karyawan shift ini dibagi dalam 4 regu (A, B, C, D) dimana 4 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Jadwal pembagian kerja shift selama 15 hari tersaji dalam table berikut :

Tabel 4. 2 Jadwal Pembagian shift

regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3
B	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4
C	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1
D	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2

Tabel 4. 3 Jadwal Shift (Lanjutan)

regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2
B	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3
C	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4
D	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1	2	3	4	1

#### 8. Ketenagakerjaan

Menurut statusnya, karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
2. Karyawan Kontrak Yaitu Karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi dengan surat kontrak kerja sama.
3. Karyawan Borongan Yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan. (M. Masud, 1989).

## 9. Fasilitas Karyawan

Kesejahteraan atau fasilitas yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain:

### 1. Tunjangan

- a. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
- b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja
- c. Tunjangan lain yang besarnya ditentukan berdasarkan undang-undang yang berlaku

### 2. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
- b. Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan Dokter.
- c. Cuti hamil bagi karyawan wanita.
- d. Pakaian kerja, diberikan pada setiap karyawan sejumlah 1 pasang untuk setiap tahunnya

### 3. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku

- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
4. Kantin perusahaan menyediakan pelayanan makan siang bagi karyawan yang berada di lokasi pabrik.
  5. Transportasi perusahaan menyediakan sarana transportasi untuk antar jemput karyawan
  6. Asuransi perusahaan menjamin seluruh karyawan dengan mengasuransikan ke perusahaan asuransi setempat.
  7. Tempat ibadah, perusahaan memberikan fasilitas tempat ibadah berupa masjid yang dipergunakan karyawan untuk beribadah.
  8. Golongan dan Jabatan Karyawan  
Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Berdasarkan peraturan Pemerintah No 78 Tahun 2022 dan Keputusan Gubernur Jawa Timur Nomor 561/37 tentang Penetapan Upah Minimum Provinsi Jawa Timur Tahun 2022 sebesar Rp 1.891.567.

Tabel 4. 4 Daftar Gaji *Karyawan*

<b>No</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji/Bulan</b>	<b>Total Gaji</b>
1	Direktur Utama	1	Rp 35.000.000,00	Rp 35.000.000,00
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 25.000.000,00	Rp 25.000.000,00
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 20.000.000,00	Rp 20.000.000,00
5	Ka.Bag. Produksi	1	Rp 7.000.000,00	Rp 17.000.000,00
6	Ka.Bag. Teknik	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
7	Ka.Bag. K3	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
8	Ka.Bag. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 15.000.000,00	Rp 15.000.000,00
9	Ka.Bag. Pemasaran	1	Rp 16.500.000,00	Rp 16.500.000,00
10	Ka.Bag. Administrasi dan Keuangan	1	Rp 8.000.000,00	Rp 18.000.000,00
11	Ka.Bag. Personalia dan Umum	1	Rp 16.000.000,00	Rp 16.000.000,00
12	Ka. Seksi Produksi	1	Rp 13.000.000,00	Rp 13.000.000,00
13	Ka. Seksi Utilitas	1	Rp 12.000.000,00	Rp 12.000.000,00
14	Ka. Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 14.000.000,00	Rp 14.000.000,00
15	Ka. Penelitian	1	Rp 13.000.000,00	Rp 13.000.000,00
16	Ka. Seksi Laboratorium	1	Rp 13.000.000,00	Rp 13.000.000,00
17	Ka. Seksi Keuangan	1	Rp 13.000.000,00	Rp 13.000.000,00
18	Ka. Seksi Pemasaran	1	Rp 13.000.000,00	Rp 13.000.000,00
19	Ka. Seksi Humas	1	Rp 12.000.000,00	Rp 12.000.000,00
20	Ka. Seksi Administrasi	1	Rp 12.000.000,00	Rp 12.000.000,00
21	Ka. Seksi Pengembangan SDM	1	Rp 13.000.000,00	Rp 13.000.000,00
22	Ka. Tata Usaha	1	Rp 12.000.000,00	Rp 12.000.000,00
23	Ka. Seksi Personalia	1	Rp 13.000.000,00	Rp 13.000.000,00

Tabel 4. Daftar Gaji Karyawan (lanjutan)

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
24	Ka. Seksi K3	1	Rp 12.000.000,00	Rp 12.000.000,00
25	Ka. Seksi UPL	1	Rp 12.500.000,00	Rp 12.500.000,00
	Karyawan			
26	Maintenance	6	Rp 7.000.000,00	Rp 42.000.000,00
27	Karyawan Produksi	8	Rp 6.500.000,00	Rp 52.000.000,00
28	Karyawan Utilitas	6	Rp 6.500.000,00	Rp 39.000.000,00
29	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	7	Rp 6.500.000,00	Rp 45.500.000,00
30	Karyawan Litbang	6	Rp 6.500.000,00	Rp 39.000.000,00
31	Karyawan Pengolahan Limbah	6	Rp 6.500.000,00	Rp 39.000.000,00
32	Karyawan Kas/Anggaran	5	Rp 6.500.000,00	Rp 32.500.000,00
33	Karyawan Pemasaran/Penjualan	5	Rp 6.500.000,00	Rp 32.500.000,00
34	Karyawan SDM	5	Rp 6.500.000,00	Rp 32.500.000,00
35	Karyawan Administrasi	5	Rp 6.500.000,00	Rp 32.500.000,00
36	Operator Produksi	60	Rp 5.000.000,00	Rp 300.000.000,00
37	Operator Utilitas	21	Rp 5.000.000,00	Rp 105.000.000,00
38	Sekretaris	5	Rp 6.000.000,00	Rp 30.000.000,00
39	Dokter	2	Rp 9.500.000,00	Rp 19.000.000,00
40	Perawat	4	Rp 4.000.000,00	Rp 16.000.000,00
41	Supir	5	Rp 3.500.000,00	Rp 17.500.000,00
42	Cleaning Service	10	Rp 3.000.000,00	Rp 30.000.000,00
43	Security	10	Rp 3.000.000,00	Rp 30.000.000,00
<b>Total</b>		<b>200</b>	<b>Rp 476.500.000,00</b>	<b>Rp 1.306.000.000,00</b>
<b>Dolar</b>			<b>\$ 39.708,38</b>	<b>\$ 108.833,33</b>



## **BAB V**

### **UTILITAS**

Untuk membantu pelaksanaan proses dan operasi pabrik diperlukan adanya unit pembantu yang menyediakan dan mendistribusi kebutuhan pabrik, seperti air, steam, listrik, dan bahan bakar. Unit utilitas keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik. Unit utilitas pabrik tidak semuanya sama, semua tergantung dari beberapa faktor, diantaranya karakteristik proses produksi, kompleksitas proses produksi, proses-proses penunjang yang ada di dalam pabrik dan jenis produk yang dihasilkan. Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik asam asetat ini terdiri dari:

#### **1. Unit Pengolahan**

Unit ini berfungsi menyediakan air umpan *boiler*, air sanitasi untuk air perkantoran dan air untuk perumahan.

#### **2. Unit Penyediaan Steam**

Unit ini berfungsi menyediakan panas yang digunakan di *heat exchanger* dan *reboiler*.

#### **3. Unit Penyediaan Listrik**

Unit ini berfungsi menyediakan tenaga penggerak untuk peralatan proses, keperluan pengolahan air, peralatan-peralatan elektronik atau listrik AC, dan penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan *Generator Set* sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

## **5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

### **5.1.1 Pengadaan Air**

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, air yang digunakan pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, dan air laut. Suatu pabrik sangat membutuhkan sistem penyediaan air dalam jumlah yang cukup untuk keberlangsungan pabriknya. Adapun unsur-unsur yang membentuk suatu system penyediaan air meliputi:

1. Sumber Pengadaan Air
2. Sarana Penampungan
3. Sarana Penyaluran
4. Sarana Pengolahan
5. Sarana Distribusi

Air yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air dalam operasional pada prarancangan pabrik Bioethanol yaitu air yang berasal dari Sungai Bengawan Solo dan masih mengandung pasir, mineral-mineral, ion-ion, dan kotoran yang harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan. Pengolahan air ini bertujuan untuk menjaga alat - alat proses agar tidak cepat rusak serta menjaga adanya kontaminan yang akan menyebabkan reaksi antara reaktan-reaktan yang terdapat dalam proses. Pemilihan air sungai memiliki pertimbangan sebagai berikut:

1. Air sungai relatif lebih mudah pengolahannya, sederhana dan biayanya lebih murah dibandingkan dengan pengolahan air laut yang lebih rumit dan biayanya lebih mahal.
2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya tinggi sehingga persediaan air tercukupi.
3. Jumlah persediaan air sungai lebih banyak dibandingkan dengan air sumur.
4. Letak sungai berada didekat lokasi pabrik.

### 5.1.2 Pengolahan Air

Air yang berasal dari Sungai Bengawan solo akan diolah di unit pengolahan air dengan tahapan pengolahan sebagai berikut :

#### 1. Penyaringan Kasar

Air dari Sungai bengawan solo akan melalui proses penyaringan terlebih dahulu agar kandungan padatan seperti sampah, daun, plastik dan lainnya yang terbawa air agar dapat dipisahkan.

#### 2. Clarifier

Sumber air yang diperoleh dari Sungai bengawan solo yang terletak di dekat lokasi pabrik akan diolah terlebih dahulu agar spesifikasinya sesuai dengan ketentuan. Adapun pengolahan air tersebut meliputi pengolahan secara fisika dan kimia.

penambahan desinfektan maupun dengan penggunaan ion *exchanger*.

Langkah pertama yaitu *raw water* diumpankan ke dalam tangki

kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia yang terdiri dari :

- $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  yang berfungsi sebagai flokulan.
- $\text{Na}_2\text{CO}_3$  yang berfungsi sebagai flokulan.

Selanjutnya air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* agar lumpur dan partikel padat lainnya yang terganggu dapat mengendap dengan cara menginjeksikan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ , asam koagulan sebagai pembantu pembentuk flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini akan masuk ke *clarifier* melalui bagian tengah dan diaduk menggunakan agitator. Kemudian air bersih akan keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan akan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang sebelum masuk *clarifier* memiliki nilai turbidity sekitar 42 ppm diharapkan akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm setelah keluar dari *clarifier*.

### 3. Penyaringan

Air keluaran dari *clarifier* kemudian dialirkan menuju *sand filter* yang berperan untuk memisahkan partikel-partikel solid yang masih lolos atau terbawa air dari *clarifier*. Air yang keluar dari *sand filter* akan memiliki nilai *turbidity* kira-kira 2 ppm, kemudian akan dialirkan ke dalam tangki penampungan (*filter water reservoir*). Air bersih yang sudah ditampung di tangki penampungan, kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. Untuk memaksimalkan kerja

*sand filter* dalam proses penyaringan, maka diperlukan regenerasi secara periodik dengan cara *back washing*.

#### 4. Demineralisasi

Proses demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga nilai konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica memiliki nilai lebih kecil dari 0,02 ppm. Sehingga air tersebut dapat digunakan sebagai air umpan *boiler*. Tahapan dalam pengolahan air umpan *boiler* adalah sebagai berikut :

##### a. *Cation Exchanger*

Di dalam *cation exchanger* berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang terkandung didalam air akan diganti dengan ion  $H^+$  sehingga air yang keluar dari *cation exchanger* akan mengandung anion danion  $H^+$ . Setelah dalam jangka waktu tertentu, kation resin akan jenuh sehingga diperlukan regenerasi kembali dengan  $H_2SO_4$ .

##### b. *Anion Exchanger*

Proses ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut di dalam air, dengan resin yang bersifat basa, maka anion-anion seperti  $CO_3^{2-}$ ,  $Cl^-$ ,  $SO_4^{2-}$  akan membantu garam resin tersebut. Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

c. *Deareasi*

Proses pembebasan air umpan *boiler* dari oksigen ( $O_2$ ). Air yang sudah mengalami proses demineralisasi (*polish water*) akan dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan larutan hidrazin ( $N_2H_4$ ) untuk mengikat oksigen yang masih terkandung dalam air. Dengan hilangnya kandungan air di dalam air umpan boiler maka dapat mencegah timbulnya kerak (*scale*) pada tube boiler. Air yang keluar dari deaerator akan dialirkan menggunakan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

## 5.2 Kebutuhan Air

### 1. Kebutuhan air pembangkit *steam*

*Steam* jenuh yang dihasilkan boiler merupakan *steam* yang memiliki suhu 200 °C dengan tekanan 1 atm. Adapun peralatan-peralatan yang membutuhkan *steam* dapat dilihat pada Tabel 5.1.

Tabel 5. 1 kebutuhan Air Pembangkit Steam

No	Alat	Kode	Kebutuhan Steam (kg/jam)
1	Heater-01	HE-01	346,438
2	Mixer	M-01	10.707,620
3	Reboiler MD	RB-01	2.751,893
<b>Total</b>			<b>13.805</b>

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga jumlah kebutuhan *steam* adalah 16.567,141 kg/jam. Sedangkan untuk nilai *blowdown* pada *reboiler* adalah 15% dari kebutuhan *steam*. Sehingga diperoleh *blowdown* sebesar 2.485,071 kg/jam dan kebutuhan *make up* air untuk *steam* dengan *overdesign* 20% sebesar 3.976,114 kg/jam.

## 2. Kebutuhan air pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan pendingin pada alat proses. Adapun peralatan-peralatan yang membutuhkan air pendingin dapat dilihat pada Tabel 5.2.

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Alat	Kode alat	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Reaktor	R-01 & R-02	489.180,2437
2	<i>Netralizer</i>	N-01	1,91295
2	<i>Cooler</i>	CL- 01-04	1.272.366,22
<b>Total</b>			<b>1.761.548,376</b>

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga jumlah kebutuhan air pendingin adalah 2.113.858,05 kg/jam

## 3. Kebutuhan air domestik

Total kebutuhan air untuk 1 orang menurut standar WHO adalah 100 – 120 liter/hari. Kebutuhan air untuk setiap karyawan adalah sebesar 4,073 kg/jam. Jumlah karyawan yang bekerja di pabrik Bioetanol sebanyak 200 orang. Sehingga total kebutuhan air karyawan sebesar 814,69 kg/jam. Pabrik berencana

mendirikan mess sebanyak 8 rumah dan perkiraan kebutuhan air yang diperlukan untuk mess sebesar 1.333,33 kg/jam. Sehingga total kebutuhan air domestik sebesar 20.886 kg/jam

#### 4. Kebutuhan air *service water*

Perkiraan kebutuhan air yang digunakan untuk pemakaian layanan umum (*service water*) seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebaran dan lain sebagainya sebesar 500 kg/jam. Sehingga, total keseluruhan kebutuhan air yaitu 2.151.811,25 kg/jam.

### 5.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)

Untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses produksi dibutuhkan unit pembangkit *steam* dengan spesifikasi :

Kapasitas	: 16.567,141 kg/jam ( <i>overdesign 20%</i> )
Jenis	: <i>Packaged Boiler</i>
Jumlah	: 1

*Boiler* dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Unit pembangkit *steam* berguna untuk memenuhi kebutuhan steam pada produksi dengan cara menyediakan steam untuk *boiler*.

Air yang berasal dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O<sub>2</sub>, Ca dan Mg yang masih terkandung dengan cara menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed*



*water tank*. Serta pengaturan pH sekitar 10 – 11 dikarenakan apabila pH yang terlalu tinggi nilai korosifitasnya akan tinggi.

### 5.3 Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)

Unit pembangkit listrik berfungsi untuk menyediakan kebutuhan listrik pabrik yang meliputi peralatan proses, peralatan utilitas, dan kebutuhan perkantoran. Adapun rincian dari kebutuhan listrik adalah sebagai berikut :

#### 1. Kebutuhan listrik proses

Tabel 5. 3 Kebutuhan Listrik Proses

Nama Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	0,33	248,57
Pompa-02	P-02	2,00	1491,40
Pompa-03	P-03	2,00	1491,40
Pompa-04	P-04	1,00	745,70
Pompa-05	P-05	1,00	745,70
Pompa-06	P-06	0,125	93,21
Pompa-07	P-07	0,75	559,28
Pompa-08	P-08	0,33	248,32
Pompa-09	P-09	0,50	372,85
Pompa-10	P-10	1,50	1118,55
Pompa-11	P-11	0,17	124,28

Tabel 5. 3 Kebutuhan Listrik Proses (lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-12	P-12	0,17	124,28
Pompa-13	P-13	0,17	124,28
Pompa-14	P-14	0,13	93,21
<i>Belt Conveyor -01</i>	BC-01	1,00	745,70
<i>Belt Conveyor -02</i>	BC-02	0,75	559,28
<i>Belt Conveyor -03</i>	BC-03	1,00	745,70
<i>Belt Conveyor -04</i>	BC-04	0,75	559,28
<i>Screw Connveyor</i>	SC-01	0,43	320,65
<i>Bucket Elevator-01</i>	BE-01	5,52	4113,11
<i>Bucket Elevator-02</i>	BE-02	4,95	3694,24
<i>Bucket Elevator-03</i>	BE-03	4,41	3290,49
<i>Blower</i>	BW	3,5	2609,95
<i>Ball Mill</i>	BM	12,72	9486,63
<i>Vibrating Screen</i>	VS	3,00	2237,10
<i>Mixer</i>	M-01	10,00	7457,00
<i>Rotary Drum Vacum Filter-01</i>	RVS-01	8,09	6036,25
<i>Rotary Drum Vacum Filter-02</i>	RVS-02	17,81	13283,10
<i>Netralizer</i>	N-01	15,00	11185,50
<i>Centrifuge</i>	CF-01	6,00	4474,20
<b>Total</b>			<b>78379,21</b>

2. Kebutuhan listrik utilitas

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,00	1491,400
Kompresor Udara	CP-01	0,50	372,850
Pompa-01	PU-01	3,00	2237,100
Pompa-02	PU-02	3,00	2237,100
Pompa-03	PU-03	5,00	3728,500
Pompa-04	PU-04	0,05	37,285
Pompa-05	PU-05	3,00	2237,100
Pompa-06	PU-06	5,00	3728,500
Pompa-07	PU-07	5,00	3728,500
Pompa-08	PU-08	1,500	1118,550
Pompa-09	PU-09	2,00	1491,400
Pompa-10	PU-10	0,050	37,285
Pompa-11	PU-11	0,500	372,850
Pompa-12	PU-12	3,000	2237,100
Pompa-13	PU-13	0,050	37,285
Pompa-14	PU-14	0,083	62,142
Pompa-15	PU-15	3,000	2237,100
Pompa-16	PU-16	0,050	37,285
Pompa-17	PU-17	0,050	37,285
Pompa-18	PU-18	0,250	186,425
Pompa-19	PU-19	0,500	372,850
Pompa-20	PU-20	0,167	124,283
Pompa-21	PU-21	0,250	186,425
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	7,5	5592,75
<b>Total</b>		<b>39,08</b>	<b>35.047,90</b>

### 3. Kebutuhan listrik lainnya

Kebutuhan listrik untuk AC dan penerangan masing-masing sebesar 20kW dan 150 kW. Sedangkan kebutuhan listrik untuk laboratorium dan bengkel diperkirakan sebesar 100 kW dan listrik untuk instrumentasi sebesar 30 kW.

Kebutuhan listrik secara keseluruhan yang ada di pabrik mencapai 413,42 kW diperoleh dari dua sumber yaitu Perusahaan Listrik Nasional (PLN) dan *generator*. *Generator* berfungsi untuk tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan dan untuk menggerakkan alat-alat seperti *boiler*, pengaduk dan sejumlah pompa.

*Generator* beroperasi menggunakan solar dan udara yang di tekan untuk menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan akan digunakan untuk memutar poros engkol sehingga generator dapat menghasilkan listrik, kemudian listrik tersebut didistribusikan menggunakan panel. Energi listrik dari *generator* digunakan sebagai sumber utama untuk menggerakkan alat proses. Berikut adalah spesifikasi generator yang digunakan :

Kapasitas : 1600 kW Jenis : AC Generator

Tegangan : 220/360 Jumlah 1

#### 5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*.

Udara tekan dipilih memiliki tekanan 6 bar dan suhu 30°C. Adapun jumlah alat kontrol sebanyak 37 buah dengan total kebutuhan udara tekan keseluruhan sebesar 62,87 m<sup>3</sup> /jam. Kebutuhan udara tekan diperoleh dari kompresor yang dilengkapi

dengan *dryer* yang berisi *silica gel*.

Spesifikasi kompresor yang dibutuhkan :

Kode	: KO-01
Fungsi bertekanan	: Mengompres udara menjadi udara bertekanan
Jenis <i>Compressor</i>	: <i>Single Stage Reciprocating</i>
Jumlah	1
Kapasitas	: 3,7 m <sup>3</sup> /jam ( <i>overdesign</i> 10%)
Tekanan <i>discharge</i>	: 6 atm
Suhu udara	: 30°C
Efisiensi	: 85%
Daya kompresor	: 0,5 Hp

### 5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menyediakan bahan bakar yang diperlukan untuk proses pembakaran pada *boiler*. Bahan bakar yang digunakan untuk *boiler* dan *generator* yaitu solar. Solar memiliki *heating value* sebesar 35.677 – 36.235 kJ/liter. Adapun jumlah kebutuhan solar sebanyak 257,32 kg/jam.

### 5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik *bioetanol* ini menghasilkan limbah berupa limbah padat, cair dan gas. Proses produksi *bioetanol* ini akan diolah lebih lanjut di Unit Pengolahan Limbah (UPL). Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan, proses

pengolahan limbah pada pabrik ini adalah sebagai berikut.

### **5.2.1 Limbah gas**

Limbah gas atau gas buang dari pabrik bioetanol ini berasal dari proses reaksi pembakaran pada reaktor berupa gas karbon monoksida. Pengolahan limbah gas dilakukan melalui proses penyerapan gas dengan karbon aktif. Metode penyerapan CO<sub>2</sub> untuk mengurangi gas buang dengan menggunakan karbon aktif pada filter udara. Penggunaan filter tersebut akan mengurangi konsentrasi gas CO<sub>2</sub> yang timbul dari hasil limbah pabrik bioetanol.

### **5.2.2 Limbah cair**

Pengolahan air berminyak yang berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat-alat lain pada pabrik, dilakukan dengan pemisahan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak akan berada di bagian atas dan dialirkan ke penampungan minyak untuk kemudian dibakar di dalam tungku pembakar. Sedangkan air yang berada di bagian bawah dialirkan ke penampungan akhir untuk kemudian dibuang

### 5.2.3 Limbah padat

Limbah padatan yang dihasilkan dari proses pembuatan bioethanol ini yaitu padatan organik yang dapat diketahui dari tabel berikut :

Tabel 5. 5 Limbah Padatan Rotary Filter 1

<b>komponen</b>	<b>Massa (kg/jam)</b>	<b>Persentase (%)</b>
selulosa	407,576	3.362
hemiselulosa	243,156	2.006
Air	8.383,420	69.170
lignin	2.315,775	19.105
protein	769,995	6.353
<b>total</b>	<b>12.119,924</b>	<b>100</b>

*Slurry* yang dihasilkan dari proses produksi tersebut lalu dikumpulkan untuk dipisahkan menggunakan clarifier untuk dipisahkan dari airnya. Airnya selanjutnya dapat dibuang langsung sedangkan padatan yang masih basah akan dikeringkan dengan dijemur dibawah sinar matahari, kemudian padatan yang sudah kering itu (*crude organic solid*) lalu dikumpulkan dan dijual ke pabrik kertas sebagai bahan baku pulp.

Limbah padatan selanjutnya yaitu dari proses filtrasi pada continuous rotary drum vacuum filter, *slurry* tersebut terdiri atas beberapa komponen antara lain :

Tabel 5. 6 Limbah Padatan Rotary Filter 2

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg/jam)</b>	<b>Persentase (%)</b>
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2.218,339	29.452
H <sub>2</sub> O	5.255,010	69.770
NaOH	58.459	0.776
<b>Total</b>	<b>7.531,809</b>	<b>100</b>

Slurry yang dihasilkan berasal dari hasil netralisasi yang terjadi di tangka netralizer yang kemudian dipisahkan dengan menggunakan continuous rotary drum vacuum filter. Limbah tersebut merupakan limbah yang berbahaya dikarenakan mengandung Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan juga NaOH yang apabila terkena kulit dapat mengakibatkan iritasi. Jadi slurry tersebut akan di proses terlebih dahulu di unit pengolahan limbah (UPL) dengan cara di netralisis dengan asam agar limbah tersebut bersifat netral dan tidak berbahaya yang nantinya bahan tersebut akan di buang penampungan limbah.

Limbah padatan selanjutnya yaitu dari proses pemisahan padatan dan cairan di alat centrifuge. Limbah tersebut berupa yeast yang telah tidak aktif yang sudah digunakan untuk proses fermentasi di reactor fermentor, lalu limbah tersebut di proses di unit pengolahan limbah yang nantinya akan di buang.

Limbah padat berasal dari proses proses pengolahan air (*water treatment system*) pada unit utilitas. Limbah padat tersebut berupa lumpur yang banyak



mengandung padatan yang sering disebut *sludge*. Lumpur tersebut dapat diolah menjadi abu melalui beberapa tahapan sebagai berikut:

- Pengentalan atau pemekatan lumpur (*sludge thickening*)
- Stabilisasi lumpur (*sludge stabilization*)
- Pengeluaran air (*sludge dewatering*)
- Pengeringan lumpur (*sludge drying*)

### 5.3 Spesifikasi Alat-alat Utilitas

#### 5.3.1 Saringan / Screening (FU-01)

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, daun, ranting dan sampah-sampah lainnya.

Bahan : Alumunium

Jumlah air : 2.151.811 kg/jam

Dimensi bak :

Panjang : 3,05 m

Lebar : 2,44 m

#### 5.3.2 Bak Pengendapan Awal / Sedimentasi (B-01)

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari airsungai dengan proses sedimentasi.

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 2.151.811 kg/jam

Dimensi bak

Panjang : 10,47 m

Lebar : 10,47 m

Tinggi : 5,23 m

### 5.3.3 Bak Floktuator/Bak Penggumpal (B-02)

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran

Jumlah air : 2.151.811 kg/jam

Dimensi bak

Diameter : 7,4360 m

Tinggi : 7,4360 m

Pengaduk :

Jenis : *Marine propeller 3 blade*

Diameter : 2,47 m

Power : 2 Hp

### 5.3.4 Tangki Larutan Alum (TU-01)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2minggu operasi.

Kebutuhan : 6,5901 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter : 2,06 m

Tinggi : 4,13 m

### 5.3.5 Bak Pengendap I (BU-01)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi).

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 2.151.811 kg/jam

Dimensi bak :

Panjang : 10,47 m

Lebar : 10,47 m

Tinggi : 5,23 m

### 5.3.6 Bak Pengendap II (BU-02)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memberikesempatan untuk proses flokulasi ke 2).

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 2.151.811 kg/jam

Dimensi bak :

Panjang : 10,47 m  
Lebar : 10,47 m  
Tinggi : 5,23 m

### 5.3.7 Sand Filter (FU-02)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam  
airsungai.

Jumlah air : 2.151.811 kg/jam

Dimensi bak :

Panjang : 4,1 m

Lebar : 4,1 m

Tinggi : 2,08 m

### 5.3.8 Bak Penampung Sementara (BU-03)

Fungsi : Menampung sementara *raw water* setelah  
disaring di *sandfilter*

Jumlah air : 2.151.811 kg/jam

Dimensi bak :

Panjang : 5,76 m

Lebar : 5,76 m

Tinggi : 2,88 m

### 5.3.9 Tangki Klorinasi (TU-02)

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga.

Jumlah air : 20.886,06 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter : 3,17 m

Tinggi : 3,17 m

### 5.3.10 Tangki Kaporit (TU-03)

Fungsi : Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan ke dalam tangki Klorinasi (TU-01).

Jumlah bahan : 0,15 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter : 0,41 m

Tinggi : 0,41 m

### 5.3.11 Tangki Air Bersih (TU-04)

Fungsi : Menampung air keperluan kantor dan rumah

tangga. Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 2.151.811 kg/jam

Dimensi bak

Diameter : 4,57 m

Tinggi : 4,57 m

### 5.3.12 Tangki *Service Water* (TU-05)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan layanan umum.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 500 kg/jam  
Dimensi bak

Diameter : 2,63 m

Tinggi : 2,64 m

3

### 5.3.13 Tangki Bertekanan (TU-06)

Fungsi : Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 500 kg/jam

Dimensi bak

Diameter : 2,63 m

Tinggi : 2,63 m

### 5.3.14 Bak Air Pendingin (BU-04)

Fungsi : Menampung kebutuhan air pendingin  
Tipe: Bak persegi panjang

Jumlah air : 2.171.354,99 kg/jam

Dimensi bak

Panjang : 12,5 m

Lebar : 12,5 m

Tinggi : 6,2 m

### 5.3.15 Cooling Tower (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan

Jenis : *Induced Draft Cooling Tower*

Air yang didinginkan : 2.171.354,99 kg/jam

Densitas air : 1000 kg/m<sup>3</sup>

Suhu

T in air : 45 °C

T out air : 30 °C

T wet bulb : 27 °C Dimensi Cooling Tower

Panjang : 7,9 m

Lebar : 7,9 m

Tinggi : 3,532 m

*Blower Cooling Tower*

Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkandengan air yang akan didinginkan

Kebutuhan Udara : 18.472.319,02 ft<sup>3</sup>/jam  
Power motor : 7,3 HP ~ 7,5 HP (standar)

### 5.3.16 Tangki NaCl (TU-07)

Fungsi : Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation *exchanger*.  
Tipe : Tangki silinder  
Jumlah NaCl : 189,556 kg  
Dimensi bak  
Diameter : 2,294 m  
Tinggi : 2,294 m

### 5.3.17 Tangki NaOH (TU-08)

Fungsi : Menampung Larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi anion *exchanger*.  
Tipe : Tangki silinder  
Jumlah NaOH : 7,89 kg  
Dimensi bak :  
Diameter : 2,29 m  
Tinggi : 2,29 m



### 5.3.18 *Mixed bed* (TU-09)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO<sub>4</sub>, dan NO<sub>3</sub>.

Jumlah air : 5.106,58kg/jam  
Dimensi bak :

Diameter : 0,6 m

Tinggi : 1,6 m

Tebal : 0,1875 in

### 5.3.19 Tangki Air Demin (TU-10)

Fungsi : Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan airumpan *boiler*.

Tipe : Tangki Silinder Tegak

Jumlah air : 16.567, kg/jam

Dimensi bak :

Diameter : 8,4 m

Tinggi : 8,4 m

### 5.3.20 Tangki N<sub>2</sub>H<sub>4</sub> (TU-11)

Fungsi : Menyimpan larutan N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 16.567,14 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter : 2,9 m

Tinggi : 2,9 m

### 5.3.21 Dearator (DE-01)

Fungsi : Menghilangkan gas CO<sub>2</sub> dan O<sub>2</sub> yang terikat dalam *Feedwater* yang menyebabkan kerak pada boiler.

Tipe Tangki : silinder tegak

Jumlah air : 16.567,14 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter : 2,9 m

Tinggi : 2,9 m

### 5.3.22 Unit Penyedia Udara Bertekanan

#### • Kompresor

Fungsi : Mengompres udara menjadi bertekanan

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifuge Compressor*

T in : 30 °C

P out : 88,2 psi

Efisiensi : 85 %

Daya : 5,1 HP Maka, digunakan : 7,5 HP

- Tangki *Silica Gel*

Fungsi : Menampung udara kering

Jumlah : 1 (satu)

Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*

Kebutuhan Udara : 56,07 m<sup>3</sup>/h

Kebutuhan Silica Gel : 3,26 kg/jam

Regenerasi : 24 jam

Dimensi Tangki

V : 0,034 m<sup>3</sup>

D : 0,3 m

L : 0,45 m

### 5.3.23 *Boiler (B-01)*

Fungsi : Pembentukan *saturated steam*

Jumlah : 1 (satu)

Bahan Kontruksi : *Commercial Steel*

Q : 18.701.670,76 kJ/jam

A : 29,75 m<sup>2</sup>

D : 4,68 m

H : 9,37 m

Efisiensi Pembakaran : 80 % Kebutuhan Bahan Bakar

: 0,59 m<sup>3</sup>/jam Volume Bahan Bakar

: 42,89 m<sup>3</sup>

Tabel 5. 7 Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode Alat	Efisiensi Pompa (%)	Daya (Hp)		Kapasitas (gpm)
		Pompa	Motor	
PU-01	80%	2,48	3,00	397,49
PU-02	80%	2,48	3,00	397,49
PU-03	80%	2,55	3,00	397,49
PU-04	20%	0,00000008	0,05	0,0000117
PU-05	80%	2,43	3,00	397,49
PU-06	80%	2,55	5,00	397,49
PU-07	80%	2,55	5,00	397,49
PU-08	80%	0,95	1,50	397,49
PU-09	80%	1,57	2,00	397,49
PU-10	63%	0,0000002	0,05	0,0004
PU-11	60%	0,34	0,5	59,9
PU-12	60%	2,29	3	59,9
PU-13	20%	0,03	0,05	2,58
PU-14	20%	0,05	0,08	2,58
PU-15	78%	2,12	3	243,64
PU-16	78%	1,22	2	243,64
PU-17	20%	0,0013	0,05	0,16
PU-18	20%	0,19	0,25	14,4
PU-19	20%	0,37	0,5	14,43
PU-20	20%	0,1	0,16	8,78
PU-21	20%	0,19	0,25	14,43

## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

Analisis Ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang didirikan dapat menguntungkan secara ekonomis atau tidak dan layak atau tidak layak didirikan. Salah satu bagian terpenting dari perancangan ini adalah perkiraan harga alat oleh sebab itu harga digunakan sebagai dasar perkiraan analisis ekonomi, dimana analisis ekonomi digunakan untuk mendapatkan perkiraan atau perkiraan kelayakan kelayakan penanaman modal di kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, dan jumlah keuntungan yang di peroleh. Akan diperoleh lamanya waktu modal investasi dapat Kembali pada suatu titik inpas. perhitungan evaluasi ekonomi diantaranya :

1. Modal (Capital Invesmen)
  - a. Modal tetap (Fixed Capital Invesment)
  - b. Modal kerja (Working Capital Invesment)
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 Cost)
3. Pengeluaran Umum (General Cost)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
  - a. Percent Return on invesment (ROI)

- b. Pay out time (POT)
- c. Break event point (BEP)
- d. Shut down point (SDP)
- e. Discounted cash flow (DCF)

Agar dapat mengetahui apakah keuntungan yang di peroleh besar atau tidaknya sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut berpotensi untuk didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan . beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan diantaranya :

1. *Percent Return on Investment (ROI)*

yaitu rasio yang ditunjukkan untuk hasil dari jumlah aktif yang digunakan untuk perusahaan maupun suatu ukuran tentang efisiensi manajemen. Rasio ini menunjukkan hasil dari seluruh aktivitas yang dikendalikan dengan mengabaikan sumber pendanaan , rasio ini biasanya diukur dengan sebuah persentase. ROI juga disebut perkiraan laju keuntungan setiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang di investasikan

2. *Pay Out Time (POT)*

merupakan jumlah tahun yang telah dicapai sebelum memperoleh pendapatan melebihi investasi awal maupun jumlah tahun yang diperlukan untuk pengembalian investasi modal dengan keuntungan sebelum dikurangi penyusutan.

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

adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan/kerugian.

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

adalah 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).

### 5. *Discounted Cash Flow*

ialah analisis kelayakan ekonomi yang memperkirakan keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan jumlah investasi yang tidak kembali setiap tahun selama umur perekonomian. Rate of return berdasarkan discounted cash flow adalah tingkat bunga maksimum di mana sebuah pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman bersama dengan bunga ke bank selama umur pabrik.

## **6.1 Penaksiran Harga**

Harga peralatan proses selalu berubah setiap tahunnya tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan saat ini dapat diperkirakan dari harga tahun sebelumnya dikalikan dengan rasio indeks harga. Diasumsikan bahwa kenaikan harga setiap tahun bersifat linier, sehingga dapat ditentukan indeks nilai pada tahun tertentu.

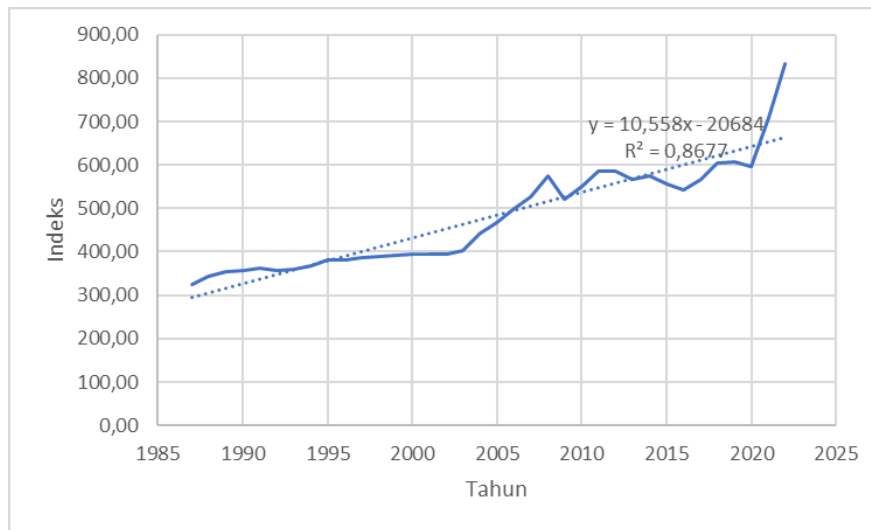
Tabel 6. 1 Indeks Penafsiran Harga

No	(Xi)	Indeks (Yi)	XY	X2
1	1987	324,00	643788,00	3948169
2	1988	343,00	681884,00	3952144
3	1989	355,00	706095,00	3956121
4	1990	356,00	708440,00	3960100
5	1991	361,30	719348,30	3964081
6	1992	358,20	713534,40	3968064
7	1993	359,20	715885,60	3972049
8	1994	368,10	733991,40	3976036
9	1995	381,10	760294,50	3980025
10	1996	381,70	761873,20	3984016
11	1997	386,50	771840,50	3988009
12	1998	389,50	778221,00	3992004
13	1999	390,60	780809,40	3996001
14	2000	394,10	788200,00	4000000
15	2001	394,30	788994,30	4004001
16	2002	395,60	791991,20	4008004
17	2003	402,00	805206,00	4012009
18	2004	444,20	890176,80	4016016
19	2005	468,20	938741,00	4020025
20	2006	499,60	1002197,60	4024036
21	2007	525,40	1054477,80	4028049
22	2008	575,40	1155403,20	4032064
23	2009	521,90	1048497,10	4036081
24	2010	550,80	1107108,00	4040100
25	2011	585,70	1177842,70	4044121
26	2012	584,60	1176215,20	4048144



Tabel 6.1 Indeks Penaksiran Harga (lanjutan)

No	(Xi)	Indeks (Yi)	XY	X2
27	2013	567,30	1141974,90	4052169
28	2014	576,10	1160265,40	4056196
29	2015	556,80	1121952,00	4060225
30	2016	541,70	1092067,20	4064256
31	2017	567,50	1144647,50	4068289
32	2018	603,10	1217055,80	4072324
33	2019	607,50	1226542,50	4076361
34	2020	596,20	1204324,00	4080400
35	2021	708,00	1430868,00	4084441
36	2022	831,70	1681697,40	4088484
<b>Σ</b>	<b>72162.00</b>	<b>717,07</b>	<b>1453492,78</b>	<b>4108729</b>



Gambar 6. 1 Indeks Penaksiran Harga

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, maka didapatkan persamaan berikut :

$$y=10.558x-20684$$

$$R^2 = 0.8677$$

Diketahui :

$y$  = indeks harga

$x$  = tahun pembelian

dari persamaan di atas diperoleh harga indeks pada tahun 2027 adalah 717.066.

Untuk memperkirakan harga alat tersebut, ada dua persamaan perkiraan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga. (Aries dan Newton, 1955).

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

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 et al., 2003).

$$E_b = E_a \left| \frac{C_b}{C_a} \right|^{0.6}$$

Dimana:

$E_a$  : Harga alat a

$E_b$  : Harga alat b

$C_a$  : Kapasitas alat a

$C_b$  : Kapasitas alat b

Harga eksponen tergantung pada jenis alat yang akan dicari. Harga eksponen untuk berbagai jenis alat dapat dilihat di web match.com, sedangkan untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya, harga x diambil 0,6.

Tabel 6. 2 Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah Alat	Harga 2027	Harga Alat
1	Reaktor alir tangki berpengaduk (CSTR)	2	\$498.622,88	\$997.245,75
2	Reaktor alir tangki berpengaduk (Batch)	13	\$466.758,81	\$6.124.555,90
3	tangki Mixer	1	\$718.933,04	\$718.933,04
4	Tangki Netralizer	1	\$497.129,25	\$497.129,25
5	Crusher	1	\$494.639,87	\$494.639,87
6	vibrating screen	1	\$35.473,67	\$35.473,67

	<b>Nama Alat</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Harga 2027</b>	<b>Harga Alat</b>
		<b>Alat</b>		
7	Rotary Drum vacum Filter1	1	\$405.644,52	405.644,52
8	<i>centrifuge</i>	1	\$9.584,11	\$9.584,11
9	Menara Distilasi	2	\$525.508,18	\$1.051.012
10	condensor	1	\$28.130,00	\$28.130,00
11	Reboiler	1	\$28.130,00	\$28.130,00
12	accumulator	1	\$29.125,75	\$29.125,75
13	Holding Tank 1	1	\$39.954,55	\$39.954,55
14	Silo 01	1	\$33.108,76	\$33.108,76
15	Silo 02	1	\$37.714,11	\$37.714,11
16	TK 01	1	\$25.516,15	\$25.516,15
17	TK 02	1	\$31.615,13	\$31.615,13
18	TK 03	1	\$27.756,59	\$27.756,59
19	TK 04	1	\$26.138,49	\$26.138,49
20	GD 01	1	\$53.770,61	\$53.770,61
21	Pompa 1	1	\$ 4,729.82	\$ 4,729.82
22	Pompa 2	1	\$6.098,98	\$ 6,098.98
23	Pompa 3	1	\$3.983,01	\$ 3,983.01
24	Pompa 4	1	\$6.098,98	\$ 6,098.98
25	Pompa 5	1	\$6.098,98	\$ 6,098.98
26	Pompa 6	1	\$6.098,98	\$ 6,098.98

Tabel 6.2 Tabel 6.2 Harga alat proses (lanjutan)

No	Nama Alat	Jumlah Alat	Harga 2027	Harga Alat
27	Pompa 7	1	.098,98	\$ 6,098.98
28	Pompa 8	1	.729,82	\$ 4,729.82
29	Pompa 9	1	.476,64	\$ 5,476.64
30	Pompa 10	1	.098,98	\$ 6,098.98
31	Pompa 11	1	.098,98	\$ 6,098.98
32	Pompa 12	1	.098,98	\$ 6,098.98
33	Pompa 13	1	.098,98	\$ 6,098.98
34	Pompa 14	1	.098,98	\$ 6,098.98
35	Pompa 15	1	.098,98	\$ 6,098.98
36	Belt Conveyor 1	1	8.670,35	\$18.670,35
37	Belt Conveyor 2	1	8.670,35	\$18.670,35
38	Belt Conveyor 3	1	8.670,35	\$18.670,35
39	Belt Conveyor 4	1	8.670,35	\$18.670,35
40	Belt Conveyor 5	1	8.670,35	\$18.670,35
41	Screw Conveyor 1	1	2.234,51	\$62.234,51
42	bucket elevator 1	1	9.787,61	\$49.787,61
43	bucket elevator 2	1	9.787,61	\$49.787,61
44	bucket elevator 3	1	9.787,61	\$49.787,61
45	heat exchanger 1	1	3.567,12	\$13.567,12
46	heat exchanger 2	1	3.567,12	\$13.567,12
47	Cooler	5	4.189,47	\$28.378,94
<b>Total</b>			<b>\$ 11,259,151.73</b>	<b>\$ 11,757,774.61</b>
			<b>Rp74,313,603,535.84</b>	<b>Rp166,872,744,999.13</b>

Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah Alat	Harga 2027	Harga Alat
1	Pompa-01	2	\$18.172	Rp267.553.369
2	Pompa-02	2	\$18.172	Rp267.553.369
3	Pompa-03	2	\$18.172	Rp267.553.369
4	Pompa-04	2	\$18.454	Rp271.703.677
5	Pompa-05	2	\$18.172	Rp267.553.369
6	Pompa-06	2	\$18.172	Rp267.553.369
7	Pompa-07	2	\$18.172	Rp267.553.369
8	Pompa-08	2	\$18.172	Rp267.553.369
9	Pompa-09	2	\$18.172	Rp267.553.369
10	Pompa-10	2	\$18.172	Rp267.553.369
11	Pompa-11	2	\$18.172	Rp267.553.369
12	Pompa-12	2	\$18.172	Rp267.553.369
13	Pompa-13	2	\$18.172	Rp267.553.369
14	Pompa-14	2	\$18.172	Rp267.553.369
15	Pompa-15	2	\$18.172	Rp267.553.369
16	Pompa-16	2	\$18.172	Rp267.553.369
17	Pompa-17	2	\$18.172	Rp267.553.369
18	Pompa-18	2	\$18.172	Rp267.553.369
19	Pompa-19	2	\$18.172	Rp267.553.369
21	Sand Filter	1	\$9.086	Rp133.776.684
22	Screener	1	\$9.086	Rp133.776.684
23	T-Alum	1	\$9.086	Rp133.776.684
24	T-Klorin	1	\$9.086	Rp133.776.684
25	T-Air Bersih	1	\$9.086	Rp133.776.684
26	T-Service Water	1	\$9.086	Rp133.776.684
27	T-Mixed bed	1	\$9.086	Rp133.776.684
28	T-HCl	1	\$9.086	Rp133.776.684
30	Bak Air pendingin	1	\$9.086	Rp133.776.684
31	T-Kaporit	1	\$9.086	Rp133.776.684
32	T-NaOH	1	\$9.086	Rp133.776.684
33	T-Air Proses	1	\$9.086	Rp133.776.684
34	Bak Sedimentasi	1	\$9.086	Rp133.776.684
35	Bak Penggumpal	1	\$9.086	Rp133.776.684
37	Bak Pengendap 2	1	\$9.086	Rp133.776.684

Tabel 6.3 Harga alat utilitas (lanjutan)

No	Nama Alat	Jumlah Alat	Harga 2027	Harga Alat
38	Bak Sementara	1	\$9.086	Rp133.776.684
39	CT-01	1	\$18.172	Rp267.553.369
36	Bak pengendap 1	1	\$9.086	Rp133.776.684
37	Bak pengendap 2	1	\$9.086	Rp133.776.684
38	Bak Sementara	1	\$9.086	Rp133.776.684
39	CT-01	1	\$9.086	Rp133.776.684
<b>Total</b>			<b>\$509.111</b>	<b>Rp7.495.644.630</b>
			<b>Rp7.483.935.072</b>	<b>Rp14.991.289.260</b>

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi adalah :

1. Kapasitas produksi : 12.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Pabrik didirikan tahun: 2027
4. Nilai kurs dollar 2022 : \$ 1 = 15.112 (Bank BI per 19 September 2022 )
5. Umur alat : 10 tahun

## 6.2 Modal ( Capital investment)

1. Fixed Capital Investment

Investasi Modal Tetap Merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik. Setelah menghitung rencana, pabrik bioethanol membutuhkan rencana physical plant cost, direct plant cost, *fixed capital instrument* seperti pada Tabel 4.70 sampai Tabel 4.73.



Tabel 6. 4 Physical Plant Cost

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp175.812.417.060,24	\$11.633.960,90
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp43.953.104.265,06	\$2.908.490,22
3	Instalasi cost	Rp27.811.123.129,40	\$1.840.333,72
4	Pemipaan	Rp95.943.553.683,04	\$6.348.832,30
5	Instrumentasi	Rp43.783.434.579,35	\$2.897.262,74
6	Insulasi	Rp6.598.08.582,55	\$436.612,27
7	Listrik	Rp17.581.241.706,02	\$1.163.396,09
8	Bangunan	Rp154.402.140.000,00	\$10.217.187,67
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	Rp27.228.721.500,00	\$1.801.794,70
<b>Total</b>		<b>Rp593.113.820.505,68</b>	<b>\$39.247.871</b>

Tabel 6. 5 Direct Plant Cost

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Construstion</i>	Rp118.622.764.101,14	\$7.849.574
2	<i>DPC</i>	Rp711.736.584.606,81	\$47.097.445
<b>Total</b>		<b>Rp830.359.348.707,95</b>	<b>\$54.947.019</b>

## 2. Working Capital Investment

*Working Capital Investment* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk menjalankan usaha Maupun modal buat melakukan kegiatan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu seperti pada tabel

Tabel 6. 6 Working Capital Investment

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp103.769.695.232,41	\$6866.708,26
2	<i>Labor Cost</i>	Rp1.306.000.000,00	\$86.421
3	<i>Supervisory Cost</i>	Rp326.500.000,00	\$21.605
4	<i>Maintenance Cost</i>	Rp59.785.873.106,97	\$3.956.185,36
5	<i>Plant Supplies Cost</i>	Rp8.967.880.966,05	\$593.427,80
6	<i>Royalty and Patents Cost</i>	Rp30.334.334.691,71	\$2.007.301
7	<i>Utilities Cost</i>	Rp7.495.644.630,22	\$509.111,23
<b>Total</b>		<b>Rp211.985.928.627,36</b>	<b>\$14.040.760,51</b>

Tabel 6. 7 Working Capytal

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp4.402.350.706,83	\$291.314,90
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp7.536.92.889,40	\$498,737.95
3	<i>Product Inventory</i>	Rp10.767.039.842,00	\$712,482.78
4	<i>Extended Credit</i>	Rp25.738.223.374,78	\$1.703.165
5	<i>Available Cash</i>	Rp32.301.119.526,00	\$2,137,448.35
6	<i>Working Capital (WC)</i>	Rp80.745.661.339,01	\$5.343.148,58

### 3. Biaya Produksi

*Manufacturing cost* adalah jumlah *indirect*, *direct*, dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan pada pembuatan produk

#### 1. Direct manufacturing cost

Direct manufacturing cost merupakan pengeluaran langsung pada pembuatan suatu produk

Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp103.769.695.232,41	\$6.866.708,26
2	<i>Labor Cost</i>	Rp1.306.000.000,00	\$86.421
3	<i>Supervisory Cost</i>	Rp326.500.000,00	\$21.605
4	<i>Maintenance Cost</i>	Rp59.785.873.106,97	\$3.956.185,36
5	<i>Plant Supplies Cost</i>	Rp8.967.880.966,05	\$593.427,80
6	<i>Royalty and Patents Cost</i>	Rp30.334.334.691,71	\$2,007,301
7	<i>Utilities Cost</i>	Rp7.495.644.630,22	\$509.111,23
<b>Total</b>		<b>Rp211.985.928.627,36</b>	<b>\$14.040.760,51</b>

2. Indirect Manufacturing cost (IMC)

Indirect Manufacturing Cost merupakan pengeluaran tidak langsung diakibatkan dari pembuatan produk

Tabel 6. 9 Indirect Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 261.200.000,00	\$17,284
2	<i>Laboratory</i>	Rp 261.200.000,00	\$17,284
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 1.240.700.000,00	\$82.100
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp30.334.334.691,71	\$2.007.301
<b>Total</b>			<b>Rp 32.496.243.735</b>
			<b>\$ 2.150.360</b>

### 3. Fixed Manufacturing cost

*Fixed manufacturing Cost* merupakan pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi

Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp85.408.390.152,82	\$5.651.693,37
2	<i>Property taxes</i>	Rp17.081.678.030,56	\$1.130.338,67
3	<i>Insurance</i>	Rp8.540.839.015	\$565.169,34
	<b>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</b>	<b>Rp111.030.907.198,66</b>	<b>\$7.347.201,38</b>

Tabel 6. 11 Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp212.183.972.895,59	\$14.040.760,51
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp32.097.434.691,71	\$2.123.970,00
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp111.030.907.198,66	\$7.347.201,38
	<b>Manufacturing Cost (MC)</b>	<b>Rp355.312.314.785,96</b>	<b>\$23.511.931,89</b>

### 6.3 Analisa Keuntungan

Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan = Rp606.686.693.834,14

Total Production cost = Rp414.869.822.243,69

Keuntungan sebelum pajak	=	Rp191.816.871.590,46	
Pajak (25 % dari keuntungan)	=	Rp47.954.217.897,61	(diambil 25%)
Keuntungan setelah pajak	=	Rp143.862.653.692,84	

#### **6.4 Analisa Kelayakan**

Perlu dilakukan analisis kelayakan pabrik untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan tidak membahayakan lingkungan sekitar dan merusak ekosistem. Perancangan pabrik Bioetanol dengan kapasitas 12.000 ton/tahun ini dirancang dengan sebaik-baiknya untuk memenuhi syarat agar pabrik tidak mengandung unsur berbahaya bagi lingkungan sekitar. Pada proses pembuatan bioethanol menggunakan bahan baku yang berupa tongkol jagung pada umumnya di buat dengan caara dihidrolisis lalu di fermentasi sehingga bahan bahan yang digunakan tidak mengandung unsur unsur yang berbahaya, mudah terbakar maupun korosif untuk lingkungan disekitar pabrik.

Agar memenuhi proses pembuatan Bioetanol, bahan baku diperoleh dari pabrik yang berada di sekitar lokasi pendirian pabrik dan untuk air yang diperoleh dari Sungai melalui proses pemurnian dapat mengurangi resiko tinggi yang ada. Dengan analisis yang dilakukan, dapat disimpulkan bahwa pabrik tersebut berisiko rendah.

#### **6.5 Analisa Kelayakan Ekonomi**

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

Return of investment merupakan tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah di keluarkan

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

a. ROI Sebelum Pajak

Suatu Syarat ROI sebelum pajak buat pabrik kimia dan resiko rendah (minimum) adalah sebesar 11% (aries and Newton, 1955)

$$(ROI)_b = \frac{Rp178,101,188,808.23}{Rp686,892,650,676.50} \times 100\% = 32,64 \%$$

b. ROI Setelah Pajak (ROI)

$$(ROI)_a = \frac{Rp133,575,891,606.17}{Rp686,892,650,676.5} \times 100\% = 24,51 \%$$

2. Pay Out Time

Pay out time merupakan lamanya waktu modal dari keuntungan yang telah diperoleh. Menurut (Aries dan Newton 1955). Persyaratan POT sebelum pajak untuk pabrik kimia beresiko tinggi minimal 2 tahun dan resiko rendah maksimal 5 tahun.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})}$$

a. POT Sebelum pajak (industrial Chemical max 2 th/ high risk)

$$(POT)_b = \frac{Rp686,892,650,676.50}{(Rp178,101,188,808.23 + Rp68,689,265,067.65)} = 2,8 \text{ tahun}$$

b. POT sesudah pajak

$$(POT)_a = \frac{Rp686,892,650,676.50}{(Rp133,575,891,606.17 + Rp68,689,265,067.65)} = 3,4 \text{ tahun}$$

### 3. *Break even point*

Titik impas merupakan titik yang menunjukkan tingkat biaya dan pendapatan adalah sama.

Dengan titik break event point kita dapat menentukan tingkat harga jual beserta jumlah minimum unit yang terjual serta berapa harga per unit yang terjual agar dapat memperoleh keuntungan. Nilai BEP suatu pabrik kimia secara umum ialah 40-60%.

Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan untung jika beroperasi diatas BEP, dan akan rugi apabila beroperasi di bawah BEP

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

Diketahui :

Fa = Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

Va = Annul Variabel Value pada produksi maksimum

Sa = Annual sales Value pada produksi maksimum

Tabel 6. 12 Annual Fixed Manufacturing Cost

Depresiasi	=	Rp85.408.390.152,82	\$5.651.693
Proerty Taxes	=	Rp17.081.678.030,56	\$1.130.339
Asuransi	=	Rp8.540.839.015,28	\$565.169
<b>Total Nilai Fa</b>	<b>=</b>	<b>Rp111.030.907.198,66</b>	<b>\$7.347.201</b>

Tabel 6. 13 Annual Regulated Cost

Gaji Karyawan	=	Rp1.306.000.000,00	\$86.421,39
<i>Payroll Overhead</i>	=	Rp261.200.000,00	\$17.284
Supervision	=	Rp326.500.000,00	\$21.605
Plant Overhead	=	Rp1.240.700.00,00	\$82.100
Laboratorium	=	Rp261.200.000,00	\$17.284
<i>General Expense</i>	=	Rp59.557.507.457,73	\$3.941.073,81
<i>Maintenance</i>	=	Rp59.785.873.106,97	\$3.956.185,36
<i>Plant Supplies</i>	=	Rp8.967.880.966,05	\$593.427,80
<b>Total Nilai Ra</b>	<b>=</b>	<b>Rp131.706.861.530,75</b>	<b>\$8.715.382,58</b>



Tabel 6. 14 Annual Regulated Cost

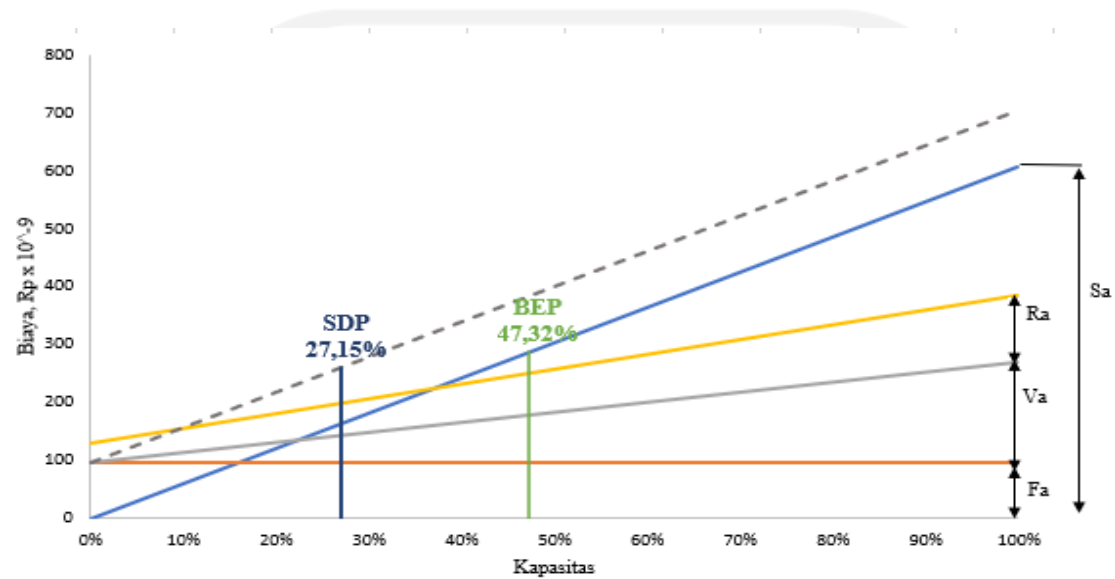
Raw Material	=	Rp103.769.695.232,41	\$6.866.708
Packaging and Shipping	=	Rp30.334.334.691,71	\$2.007.301
Utilities	=	Rp7.495.644.630,22	\$509.111.23
Royalty & Patent	=	Rp30.334.334.691,71	\$2,007,301
<b>Total Nilai Va</b>	<b>=</b>	<b>Rp171.934.009.246,05</b>	<b>\$11.390.422</b>

Sa ( Sales ) =

Total Sa = Rp 606.686.693.834,14

= \$ 40.146.023

Maka, Sesuai dengan data yang terdapat pada Tabel 4.59 – 4.62, maka didapatkan BEP sebesar  $BEP = 46,67\%$



Gambar 6. 2 Grafik BEP

Keterangan :

$Fa$  = Fixed Manufacturing Cost pada produksi maksimum per tahun

$Ra$  = Regulated Expense pada produksi maksimum

$Sa$  = Sales / Penjualan maksimum pertahun

$Va$  = Variabel Expense pada produksi maksimum pertahun

#### 4. Shut down Point

Shut Down Point dapat dinyatakan dalam beberapa pengertian, yaitu :

1. Suatu titik atau waktu ketika penentuan suatu kegiatan produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain Biaya Variabel yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen karena sifat kegiatan produksi yang tidak ekonomis (tidak menghasilkan keuntungan).
2. Persentase kapasitas minimum suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam satu tahun. Jika tidak mampu mencapai persen kapasitas minimum dalam satu tahun, pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Tingkat produksi dimana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dibandingkan biaya penutupan pabrik dan membayar Biaya Tetap.
4. Adalah titik produksi dimana pabrik bangkrut sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \left( \frac{(0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} 100\% \right)$$

$$SDP = \left( \frac{(0,3 \times Rp117.217.128.123,64)}{(Rp613.096.165.790,68 - Rp228.283.869.658,9 - 0,7 \times Rp117.217.128.123,64)} \times 100\% \right)$$

$$SDP = 27,15$$

5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah:

- a. Analisis kelayakan ekonomi menggunakan DCFR dilakukan dengan menggunakan nilai uang yang berubah dengan waktu maupun investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik
- b. Tingkat bunga maksimum dimana suatu proyek dapat membayar Kembali peminjaman beserta bunga ke bank selama umur pabrik
- c. Adalah perkiraan keuntungan yang telah diperoleh setiap tahunnya, berdasarkan investasi yang tidak Kembali pada setiap akhir tahun selama umur suatu pabrik

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF} = [(1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i) + 1] + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

Dalam Hal ini :

FC : Fixed capital

WC: Working capital

SV : Salvage value

C : Cash flow

: profit after taxes + depresiasi + finance

Umur Pabrik (n) = 10 tahun

Salvage Value = Depresiasi

= Rp85.408.390.152,82

Cash Flow = Annual profit + Depresiasi + Finance

= Rp247.967.635.103,00

*Working Capital* = Rp80.745.661.339,01

*Fixed Capital Investment* = Rp854.083.901.528,17

Discounted cash flow rate dihitung dengan cara trial & error

$$R = S$$

$$R = (WC+FCI)*[(1+i)^n]$$

$$S = \{[(1+i)^{(n-1)}]+((1+i)^{(n-2)})+((1+i)^{(n-3)})+ \dots +((1+i)^{(n-n)})+(1+i)+1\}*CF\}+\{SV+WCI\}$$

Dari hasil trial& error diatas, diperoleh :

$$R = \text{Rp}9.341.438.527.673,58$$

$$S = \text{Rp}9.341.438,527.673,58$$

$$i = 0,25$$

$$\text{Error} = -$$

$$\text{Interest (i)} = 27,82\%$$

Bunga Bank Indonesia tahun 2022 = 4,25% Asumsi suku bunga 2022,  
(cnbcindonesia.com)

Suku Bunga bank tahun 2027 = 6,375%

## 6.7 Analisa Resiko Pabrik

Untuk mendirikan sebuah pabrik, resiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut beresiko rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Adapun parameter – parameter untuk menentukan pabrik bioetanol yang akan berdiri termasuk pabrik beresiko rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Berikut parameter yang dilihat :

Tabel 6. 15 Parameter Resiko Pabrik

No	Parameter Resiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1	Kondisi Operasi	Suhu maksimal yang digunakan 105 °C	✓	
		Tekanan maksimal yang digunakan 1,4 atm	✓	
2	Bahan baku yang digunakan	Tongkol Jagung		
		Stok tongkol jagung banyak dikarenakan terhitung limbah yang tidak digunakan jadi tidak mengalami kelangkaan	✓	
		Asam Sulfat (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )		✓
		Natrium Hidroksida (NaOH)		✓
		Yeast ( <i>sacramice cerevisiae</i> )		✓

Tabel 6.7 Analisa resiko pabrik lanjutan

<b>3</b>	<b>Sifat Produk yang dihasilkan</b>			
	Etanol	Mudah menguap dan mudah terbakar		✓
<b>4</b>	<b>Keberadaan Pabrik</b>	Keberadaan pabrik jauh dari pemukiman, dekat dari bahan baku, dan dekat dengan pelabuhan	✓	
<b>5</b>	<b>Utilitas</b>	Utilitas air yang digunakan dari sungai bengawan solo yang memiliki debit air yang mencukupi.	✓	

Dari hasil analisis resiko pabrik diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik bioetanol yang akan berdiri termasuk kedalam pabrik yang memiliki resiko rendah (*low risk*) dilihat dari karakteristik kondisi operasi, bahan baku dan produk, keberadaan pabrik, utilitas dan analisa kelayakan ekonomi serta penggunaan kondisi operasi yang rendah

## BAB VII

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 7.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa, baik yang ditinjau secara teknis maupun ekonomi, pra rancangan pabrik *bioethanol dari tongkol jagung* diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik *Bioetanol* didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor, memberikan lapangan pekerjaan, dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Pabrik *Bioetanol* akan didirikan dengan kapasitas 12.000 ton/tahun, bahan baku pembuatan *Bioetanol* berupa *Tongkol jagung* yang diperoleh dari daerah Tuban, Jawa timur.
3. Pabrik akan dijalankan dengan proses hidrolisa asam dan proses Fermentasi dikarenakan Proses tersebut. biaya yang dikeluarkan lebih murah apabila dibandingkan dengan menggunakan proses lainnya, dan juga kondisi operasinya tidak memerlukan suhu dan tekanan tinggi
4. Pabrik *Bioetanol* ini akan didirikan pada tahun 2027 di Lamongan, Jawa Timur dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, kemudahan pemasaran, kemudahan sarana utilitas berupa sumber air, akses transportasi, dan ketersediaan tenaga kerja yang terampil.



5. Berdasarkan analisis ekonomi, maka didapatkan hasil sebagai berikut :

a. Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak sebesar 32,60 %

Keuntungan setelah pajak sebesar 24,51%

b. *Pay Out Time* (POT)

*Pay Out Time* POT sebelum pajak selama 2,8 tahun dan POT setelah pajak selama 3,4 tahun. Syarat POT sebelum pajak pabrik kimia dengan resiko tinggi adalah maksimal 2 tahun.

c. *Break Even Point* (BEP)

*Break Even Point* (BEP) yang didapatkan sebesar 47,32 % BEP untuk pabrik kimia umumnya adalah 40%-60%.

d. *Shut Down Point* (SDP)

*Shut Down Point* (SDP) yang didapatkan sebesar 27,15% SDP

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

*Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 27,82 %. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga simpanan bank yaitu sekitar 1,5x suku bunga simpanan bank.

Dari hasil analisis ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik asam Biotenol dengan kapasitas 12.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

## 7.2 Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan untuk meningkatkan kelayakan pendirian pabrik kimia, diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan alat proses dan penunjang bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Produk *Bioetanol* dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlah kebutuhannya semakin meningkat.
3. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, Chemical Engineering Cost Estimation, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York.
- Badan Pusat Statistik. 2022. Statistic Indonesia. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id). Diakses pada 17Februari 2022 pukul 12.00 WIB
- Branan, C.P., 1994. Rules of Thumb for Chemical Engineers.US Patent: 4,156,654.
- Brown, G G (1977). Unit Operarions. CBS, New Delhi
- Brown, G.G., 1950, "Unit Operation", John Wiley and Sons Inc, New York.
- Brownell, L E. Young, E H. (1959). Equipment Design. John Wiley & Sons, Inc.New York
- Clarence S. Yah, Sunny E. Iyuke, Emmanuel I. Unuabonah, Odelia Pillay,Chetty Vishanta and Samuel M. Tessa.,2010, Temperature Optimization for Bioethanol Production from Corn Cobs Using Mixed Yeast Strains, OnLine Journal of Biological Sciences, South Africa.
- Fogler, H.S. 2006. Elements of Chemical Reaction Engineering. 4th ed. Pearson Education Inc. Massachusetts.
- Geankoplis, C. J., and Richardson, J. F., 1989, Transport Process and Unit Operation, Pergamon Press, Singapore.
- Harahap, F. S. and Lubis, L. T. (2018) "Analysis of Heavy Metals Distribution in the River Town of Hamasaki's Rod Padangsidimpuan", Eksakta: Berkala IlmiahBidang MIPA (E-ISSN : 2549-7464), 19(2)
- Holland, F. A. and Chapman, F. S., 1966, "Liquid Mixing and Processing in Stired

- Tang”, 1st ed., Reinhold Publishing Co-Chapman & Hall, Ltd., London
- Kern, D.Q., 1965, Process Heat Transfer, McGraw Hill Book Company Inc., New York
- Leaves (*Theobroma cacao* L.). EKSAKTA Berk. Ilm. Bid. MIPA 19, 40– 45
- Matche, 2022. Equipment cost. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 1 september 2022 pukul 20.30 WIB
- McCabe, W. L. Smith, J. C. Harriot, P (1993). Unit Operations of Chemical Engineering. McGraw-Hill. New York
- Pemerintah Republik Indonesia. 2001. Peraturan Pemerintah Nomor 82 Tahun 2001 tentang Pengelolaan Kualitas Air dan Pengendalian Pencemaran Air. Jakarta: Presiden Republik Indonesia
- Perry, R.H. and Green, D.W., 2008, Perry’s Chemical Engineers Hand Book, 8 ed., McGraw Hill Book Company Inc., Singapore
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 2003, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York
- Plant Cost Index. 2014. [www.chemengonline.com/pci](http://www.chemengonline.com/pci). Diakses pada 30 Januari 2022 pukul 13.00 WIB
- Sapna, D.P. Chaudhary, Ramesh Kumar, S. Mandhania, P. Srivastava, Aswani Kumar\* and R. S.Kumar. Corn to Ethanol: Retrospect’s and Prospects, Maize: Leading to a new Paradigm. Directorate of Maize Research, Pusa Campus, New Delhi
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott M., 1997, Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6ed, McGraw-Hill, Int. ed., New York

- Stefan Schwietzke, Youngmi Kim, Eduardo Ximenes, Nathan Mosier, and Michael Ladisch.,2009, Ethanol Production from Maize, Journal,USA
- T.Oyegoke, M.Y.Sardauna, H.A.Abubakar, E.Obadiah.,2020, Exploration of Biomass for the Production of Bioethanol: “A Process Modelling and Simulation Study”,Journal,lyon France
- Timerhaus, K D (2003). Plant Design and Economics for Chemical Engineers fifth Editions. McGraw-Hill. Colorado
- Treybal (1981). Mass – Transfer Operations. McGraw-Hill. Singapore
- Walas, S.M., 1988, Chemical Process Equipment, 3rd ed, Butterworths Series in Chemical Engineering, USA.
- Widya Fatriasari,, Nanang Masruchin,euwia Hermiati.,2019,Selulosa:karakteristikdan pemanfaatannya,LIPi press, Jakarta
- Yaws, Carl L., 1999, Chemical Properties Handbook, McGraw Hill, Kogakusha,Ltd., Tokyo.

# LAMPIRAN A

## PERHITUNGAN REAKTOR



## Lampiran A

### Perhitungan Reaktor

#### PERHITUNGAN REAKTOR HIDROLISIS

FUNGSI : Tempat terjadinya reaksi hidrolisis antara

Amilum dengan air menjadi glukosa

Fasa : Cair - Cair

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

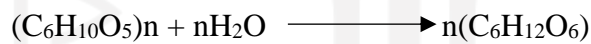
Bahan : Stainless Steel grade b

Jumlah : 1 buah

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 60°C

#### i. Kinetika Reaksi Hidrolisis



Pati                      Air    Glukosa

$$k = A \cdot e^{-EA/RT}$$

$$k = A \cdot e^{-EA/T}$$

Ket :

$$A = 6,449 \cdot 10^{-3}$$

$$EA = -96,662$$

$T =$  suhu operasi yang dipakai dalam reaktor (337°K)

Jadi

$$k = 0,001298 \frac{m_3}{kmol} \cdot \text{menit}$$

$$k = 0,078 \frac{m_3}{kmol} \cdot \text{jam}$$

(Jatmiko et al, 2011)

## Komposisi Tangki Reaktor

Komponen	kg/jam
air	20958.55052
selulosa	3705.241271
hemiselulosa	4052.607641
lignin	2315.775795
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1611.543744
TOTAL	32643.71897

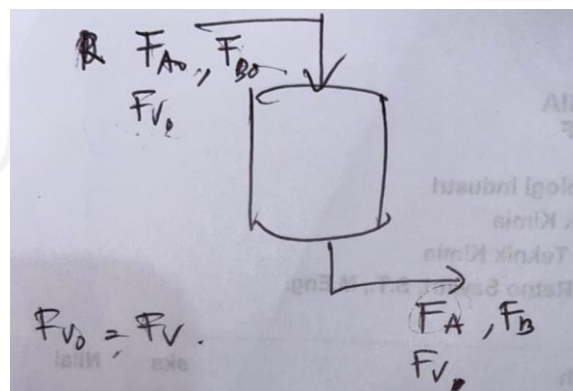
## ii. Perancangan Reaktor

### 1. Menentukan Volume reaktor

Model matematis perancangan reaktor :

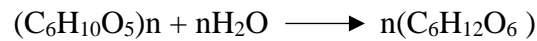
Asumsi :

1. *Ishotermal*
2. Pengadukan sempurna
3. Laju alir volumetrik tetap
4. *Steady state*



Gambar 1. Skema Reaktor Tangki Berpengaduk (RATB)





Pati                      Air                      Glukosa

Dari persamaan reaksi diatas bila dianggap sebagai reaksi elementer dan reaksi samping diabaikan, maka persamaan kecepatan reaksi adalah :

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B^n$$

Bila dibuat konsentrasi B sangat besar, maka konsentrasi B dapat dianggap bernilai konstan untuk setiap nilai n. Maka persamaan diatas menjadi

$$-r_A = k' \cdot C_A$$

Pada keadaan *steady state* dapat dituliskan :

(Rate of Flow o Input) – (Rate of Flow of Output) – (Rate of Reaction) = Rate of Acc

$$F_{A0} - F_A - (-r_A)V = 0$$

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_{A0} - (F_{A0} - F_{A0} \cdot x)}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot x}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot x}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot x}{k \cdot C_A}$$

$$V = 33,96 \text{ m}^3/\text{jam}$$

## 2. Menentukan bentuk dan ukuran reaktor

Bentuk : Silinder tegak dengan alas datar dan

tutup elipsoidal Bahan : *Stainless steel*

- Menentukan Diameter dalam dan tinggi reaktor mula-mula

o Diameter tangki

Menghitung Diameter Tangki dan Tinggi Tangki

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_{\text{tangki}}}{\pi}}$$

$$D = 4 \text{ m}$$

Diameter Tangki,  $D_t$

$$V_R = V_{\text{liquid}} + V_{\text{elipsoidal}}$$

$$\text{dimana } = 1,00 \quad DT \quad VL = \frac{\pi \cdot Dt^2}{4} HL, \text{ dengan } HL$$

$$= 0,25 \quad DT \quad VE = \frac{\pi \cdot Dt^2}{6} HE, \text{ dengan } HE$$

$$\text{Maka : } V_r = V_L + V_E = 0,3042 \pi DT^3$$

$$DT \left[ \frac{V_r}{0,3042 \pi} \right]^{\frac{1}{3}} = 3,547 \text{ m} = 139,52 \text{ in}$$

Tinggi Tangki,  $H_R$

$$V_R = V_S + 2V_E$$

$$V_S = \text{Volume silinder}$$

$$= D t_2 \cdot H_S \quad H_S = \text{tinggi silinder}$$

$$V_E = \text{Volume elipsoidal}$$

$$= D t_2 \cdot H_E \quad H_E = \text{tinggi elipsoidal} = \frac{1}{4} D t$$

Maka :

$$V_R = V_S + 2V_E$$

$$H_S = \text{volume reaktor} - (2 * \pi * (DT^3)/24) / (\pi * DT^2/4)$$

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

$$H_E = 0.250 \times DT$$

$$= 0,885 \text{ m}$$

$$H_R = H_S + 2H_E$$

(tinggi reaktor)  $= 5 \text{ m} = 186,02 \text{ in}$

Menentukan Tebal Tangki, t

$$H = \text{Tinggi Tangki} = 4,72 \text{ m} = 186 \text{ in}$$

$$E_j = \text{Efisiensi pengelasan} = 0,850 \quad (\text{Peter table 4,p 538})$$

$$D_a = \text{Diameter tangki}$$

$$= 3,5437 \text{ m} = 139,51 \text{ in}$$

$$C = \text{Tebal korosi yang diizinkan}$$

$$= 0,011 \quad (\text{Peter tsble 6, p.542})$$

Penentuan Tekanan Desain :

$$P_{\text{Operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Gravity} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Safety Factor} = 0,1$$

$$P_{\text{Hidrostatik}} = H \times \rho_{\text{Cairan}} \times g = 47636,226 \text{ N/m}^2 = 0,51 \text{ atm}$$

$$P_{\text{Desain}} = 1,1 \times (P_{\text{ops}} + P_{\text{Hidro}}) = 1,6171 \text{ atm} = 24,46 \text{ psi}$$

Untuk cylindrical vessel pada tekanan atmosfer dan dihitung berdasarkan tekanan internal :

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

dimana :

$$P = \text{Tekanan Design} = 24,46 \text{ psi}$$

$$r_i = \text{Jari-jari bagian dalam tangki} = 1/2 \text{ ID} = 69,75 \text{ in}$$

$$f = \text{max allowable stress} = 12650 \text{ psi}$$

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

$$E = \text{welded joint efficiency} = 0,8 \%$$

$C = \text{Corrosion Allowance} = 0,0125 \text{ in/tahun}$  (Tabel 6, Peters, hal 542)

$$\text{Umur Alat} = 10,0000$$

$$C = 0,1250 \text{ in}$$
 (Brownell &

Young, tabel 3.1, hal.37)

Sehingga =

$$t = \frac{20,00 \text{ psi} \times 34,64 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 20,00 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} = 0,29 \text{ in}$$

Dipilih tebal tangki standard = 1/3 in = 0,875 in

- Menentukan diameter reactor sesungguhnya Diameter luar *shell* ( $D_0$ )

adalah =

$$\begin{aligned} D_0 &= D_i + 2t \\ &= 0,33 \text{ in} + (2 \times 57,94 \text{ in}) \\ &= 128,20 \text{ in} \end{aligned}$$

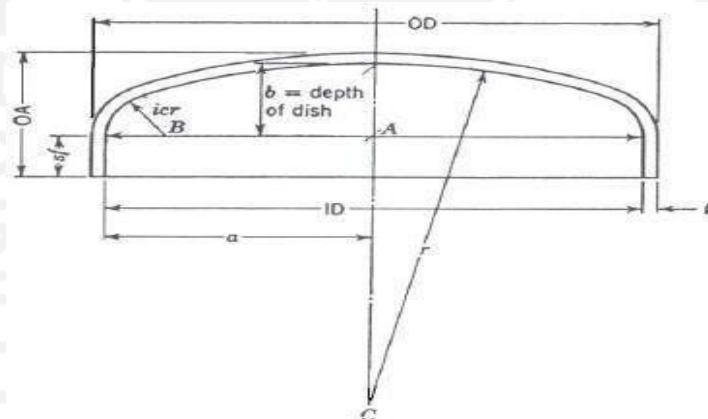
Diambil OD standard = 130 in = 3,32 m

$$ID = OD - 2t = 129,5 \text{ in} = 3,28 \text{ m}$$

- Menentukan tinggi tangki termasuk head ( $T_H$ )

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

Bahan : *Stainless Steel*



Gambar 5.1 Hubungan dimensional untuk *flange and dishhead head*

- Tebal head

Berdasarkan tabel 5.7, Brownell & Young, hal 90,

didapat :

$$\begin{aligned} I_{cr} &= 4 \text{ in} \\ &= 0,10 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r &= 66 \text{ in} \\ &= 1,67 \text{ m} \end{aligned}$$

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

Dimana :

$W$  = stress intensification factor for torispherical head

$r_c$  = radius of crown

$r$  = 144 in

$r_i$  = inside corner radius

$i_{c_r}$  = 9 in = 0,86 m

$$W = 3 + \frac{\left(\left(\frac{66}{4}\right)^{0,5}\right)}{4} = 1,75 \text{ in}$$

$$th = \frac{p \times r_c \times w}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C = \frac{20,00 \text{ psi} \times 66 \text{ in} \times 1,76 \text{ in}}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 20,00 \text{ psi}} + 0,1250$$

$$= 0,42 \text{ in} = 0,010 \text{ m}$$

Dipilih tebal head standar = 0,44 in = 0,011 m

- Tinggi head

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

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

(dipilih Sf = 3 in)

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

$$a = ID/2 = 65,61 : 2 = 64,45 \text{ in} = 1,64 \text{ m}$$

$$AB = ID/2 - i_{c_r}$$

$$= 32,80 \text{ in} - 4 \text{ in}$$

$$= 55,57 \text{ in} = 1,41 \text{ m}$$

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

$$= 66 \text{ in} - 4 \text{ in}$$

$$= 62 \text{ in}$$

$$= 3,42 \text{ m}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 123 \text{ in}$$

$$= 3,21 \text{ m}$$

$$b = r - AC$$

$$= 66 \text{ in} - 54,90 \text{ in}$$

$$= 21 \text{ in}$$

$$= 0,44 \text{ m}$$

$$ID = OD - 2t_h$$

$$= 129 \text{ in} - 2 \cdot 0,24 \text{ in}$$

$$= 129,0125 \text{ in}$$

$$= 2,8 \text{ m}$$

$$OA = t_h + b + sf$$

$$= 0,24 \text{ in} + 21 \text{ in} + 3 \text{ in}$$

$$= 20 \frac{7}{9} \text{ in} = 0,52 \text{ m}$$

Tinggi tangki termasuk  
tinggi head dan bottom

$$H_t = H + 2OA$$

$$= 5 \text{ m} + 2 \cdot 0,52 \text{ m}$$

$$= 5,78 \text{ m}$$

$$= 219 \text{ in}$$

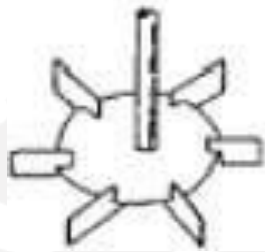
### 3. Perancangan Pengaduk

Bahan : *Stainless steel*

Jenis : *Turbin with 6 flat blades* (Gb. 9.2, hal 229, Mc.Cabe  
dan Fig 6.3, hal 147, Treybal)

Alasan pemilihan :

1. Efektif untuk jangkauan viskositas yang cukup luas.
2. Baik untuk tangki kecil maupun besar karena diameternya lebih kecil dari impeller lain
3. Layak secara ekonomis dalam *power*.
4. Tidak merusak partikel yang memiliki viskositas yang cukup besar.



Gambar 5.2 *Vertical blade turbine*

- Penentuan dimensi pengaduk
  - **Penentuan diameter pengaduk**

Untuk *turbine with 6 flat blade*,  $ID/Di = 3$  (Brown hal 507)

Dimana :  $ID =$  Diameter dalam tangki = 112 in

$$Di = \text{Diameter pengaduk} = 37 \frac{1}{3} \text{ in} = 3,1 \text{ ft} = 0,94 \text{ m}$$

- Penentuan lebar blade pengaduk  $W_b$

$$= \frac{1}{4} \cdot Di$$

$$= \frac{1}{4} \cdot 37 \frac{1}{3} \text{ in}$$

$$= 9 \frac{1}{3} \text{ in}$$

$$= 0,23 \text{ m}$$

- Penentuan lebar baffle



Jumlah baffle = 4 buah (Brown, hal 507)

W/D impeller = 0,17 (Brown, hal 507)

Maka lebar baffle = W = 0,17.D impeller

$$= 0,17 \times 43,33 \text{ in}$$

$$= 6 \frac{1}{3} \text{ in}$$

$$= 0,161 \text{ m}$$

○ Penentuan offset top dan bottom Offset top =  $D_i/6 = 6 \frac{2}{9} \text{ in}$

$$\text{Offset bottom} = D_i/2 = 18 \frac{2}{3} \text{ in}$$

○ Penentuan tinggi cairan dalam tangki (ZL)/Zl/Di = 2,7-3,9  
(brown hal 507)

Maka diambil nilai ZL/Di = 3

Maka tinggi cairan dalam tangki adalah = Zl = 3 x Di = 112 in = 2,8 m

○ Penentuan jarak pengaduk dari dasar tangki

$$Z_i/D_i = 0,75 \text{ s.d } 1,3 \text{ (Brown, hal 507)}$$

Maka diambil nilai Zi/Di = 1

Maka tinggi tepi *blade* dari dasar tangki = Zi = 1,0 x Di = 37 1/3 in

○ Penentuan jumlah pengaduk dan putaran pengaduk (N)

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

Dimana :

$$WELH = ZL * sg$$

$$\text{Specific Gravity, } sg = \frac{p \text{ campuran}}{p \text{ referensi}} = \frac{1045,07}{1000} = 1,121$$

$$WELH = 130 \text{ in} \times 1,04$$

$$= 146,24 \text{ in}$$

Maka, jumlah

pengaduk =

WELH/ID = 1

Standard = 1 buah

N = 79,67 rpm

= 1,14 rps

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

o Penentuan power pengaduk

Viskositas campuran = 0,46 cp = 0,00046

kg/m.det = 0,00031 lb/ft.s Nilai Reynold Number,

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu}$$
$$Re = \frac{1045,07 \frac{kg}{m^3} \times 2,18 \text{ rps} \times 0,55 \text{ m}}{0,00046 \frac{kg}{m} \cdot det} + C$$

= 3.373,882

Setelah di plot ke grafik 477 Brown, didapat Po = 7 Hp

$$power = \frac{\rho N^3 Di^5 Po}{550 gc}$$

Dimana :

Rho = 70,04 lb/ft<sup>3</sup>

N = 1,32 rps

Di = 3,1 ft

Po = 7 Hp

Gc = 9,8 m/s<sup>2</sup> = 32,15 ft/s<sup>2</sup>

$$\text{maka power} = \frac{70,04 \times 1,3^3 \times 3,61^5 \times 7 \text{ Hp}}{550 \times 32,15 \text{ ft/s}^2}$$

$$= 21,02 \text{ Hp}$$

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

$$\text{Maka Power} = \frac{25,68 \text{ Hp}}{0,9}$$

$$= 21,02 \text{ Hp}$$

$$\text{Standard power NEMA} = 25 \text{ Hp}$$

Perancangan Jacket untuk pendingin

Material :

Fungsi : menyerap panas yang dilepaskan reaksi

Media : air

Pengecekan Luas Transfer Panas pada Jacket

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff
60	Higher Temp	50	10
30	Lower Temp	27	3

$$LMTD = \frac{AT_2 - AT_1}{\ln AT_2 / AT_1}$$

$$5,8141 \text{ } ^\circ\text{C} = 42,46 \text{ } ^\circ\text{F}$$

o Menghitung luas transfer panas

Untuk fluida heavy organic dan fluida dingin berupa air,

$$UD = 5-75 \text{ Btu.ft}^2\text{.F.jam} \text{ (tabel 8 Kern)}$$

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

$$Q = 369786,2830 \text{ Kcal} = 1467405,8851 \text{ Btu}$$

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

$$= \frac{1467405,8851 \text{ Btu}}{75 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{°F} \cdot \text{jam} \times 45,7518 \text{ °F}}$$

$$= 427,6422 \text{ ft}^2$$

$$= 13 \text{ m}^2$$

o Menghitung luas selubung

$$A = \pi DH$$

$$= 3,14 \times 5,1626 \text{ m} \times 5,1816 \text{ m}$$

$$= 25,28 \text{ m}^2$$

o Menghitung luas penampang bawah

$$\text{reactor } A = (\pi/4) \times D^2$$

$$= (3,14/4) \times (5,1626 \text{ m})^2$$

$$= 6 \text{ m}^2$$

$$\text{Total luas yang tersedia} = 11,9962 \text{ m}^2 + 20,9218 \text{ m}^2$$

$$= 32 \text{ m}^2$$

Dikarenakan  $A_{\text{tersedia}} > A_{\text{kebutuhan}}$ , maka digunakan jaket pendingin

Dipilih media pendingin berupa air pada suhu  $30 \text{ °C}$  tekanan  $1 \text{ atm}$

$$\text{Temperatur masuk} = 30 \text{ °C} = 80,6 \text{ °F} = 303,12 \text{ K}$$

$$\text{Temperatur keluar} = 50 \text{ °C} = 84,2 \text{ °F}$$

$$= 323,15 \text{ K}$$

$$\text{Temperature air rata-rata} = 40 \text{ °C}$$

$$= 82,4 \text{ °F} = 313,15 \text{ K}$$

$$Q = \text{Panas yang diserap} = 1547222,9416 \text{ kJ}$$

$$= 369786,2830 \text{ kcal}$$

$$\text{Jumlah air pendingin yang dibutuhkan} = 227905.1796 \text{ kg/jam}$$

$$C_p \text{ air pada } T = 33,5 \text{ }^\circ\text{C} = 5,0218 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C} = 1,1985 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

Densitas Air pada suhu

$$33,5 \text{ }^\circ\text{C} = 991,00 \text{ kg/m}^3$$

Waktu pendinginan =

$$t = 0,25 \text{ jam} = 15 \text{ menit}$$

Qa =

$$\frac{W \times t}{r}$$

r

$$= \frac{67895,39 \text{ kg/jam} \times 0,25 \text{ jam}}{991,00 \text{ kg/m}^3}$$

$$991,00 \text{ kg/m}^3$$

$$= 17,12 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,2855 \text{ m}^3/\text{men}$$

$$= 0,0047578 \text{ m}^3/\text{det}$$

$$= 0,048102 \text{ ft}^3/\text{det}$$

o Penentuan volume jaket

Design jaket yang diinginkan adalah sesuai dengan bentuk tangki yang diletakkan disekeliling tangki

$V_j = Q_s \times t$  Dimana :

$V_j$  = volume jaket

$Q_s$  = laju alir air = 24,7793 m<sup>3</sup>/jam

T = waktu tinggal yang ditetapkan = 0,25 jam

$$\begin{aligned}
 V_j &= 24,7793 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,25 \text{ jam} \\
 &= 6,1948 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

o Penentuan diameter jaket

$$V_j = \left( (\pi R_1^2) - \left( \pi \left( \frac{OD}{2} \right)^2 \right) \right) \times H$$

$$V_j = \pi R_1^2 H - \frac{\pi}{4} OD^2 H$$

$$\pi R_1^2 H = V_j + \frac{\pi}{4} OD^2 H$$

$$R_1^2 = \frac{V_j + \frac{\pi}{4} OD^2 H}{\pi H}$$

$$R_1 = \sqrt{\frac{V_j + \frac{\pi}{4} OD^2 H}{\pi H}}$$

Dimana :

$$V_j = \text{volume jaket} = 4,28 \text{ m}^3$$

H = tinggi jaket yang menutupi tangki

OD standar = 5,18 m

R<sub>1</sub> = jari jari tangki termasuk jaket

$$= 2,64 \text{ m}$$

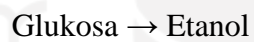
D<sub>1</sub> = Diameter tangki termasuk jaket

$$= 5,28 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 t_j &= \frac{DI-OD}{2} \\
 &= 0,0503 \text{ m} \\
 &= 5,0303 \text{ cm} \\
 &= 1,9804 \text{ in}
 \end{aligned}$$

## PERHITUNGAN REAKTOR FERMENTOR

### 1. Kinetika Reaksi Fermentasi



Data untuk fermentasi etanol, sumber : “Modeling Bioreactors”, R.

Miller & M.Melick, Chemical Engineering Feb. 16, p. 113 (1987)

$$C^*p = 93 \text{ g/dm}^3$$

$$n = 0,52$$

$$\mu_{\max} = 0,33 \text{ hr}^{-1}$$

$$K_s = 1700 \text{ mg/dm}^3 = 1,7 \text{ Kg/m}^3$$

$$m = 0,003 \text{ g substrate/g cells.h}$$

$$Y_{c/s} = 0,08 \text{ g/g}$$

$$Y_{p/s} = 0,45 \text{ g/g}$$

#### Example 7-6 Bacteria Growth in a Batch Reactor

Glucose-to-ethanol fermentation is to be carried out in a batch reactor using organism such as *Saccharomyces cerevisiae*. Plot the concentrations of cells, substrate, and product and growth rates as functions of time. The initial cell concentration is  $1.0 \text{ g/dm}^3$ , and the substrate (glucose) concentration is  $250 \text{ g/dm}^3$ .

Additional data [partial source: R. Miller and M. Melick, *Chem. Eng.*, Feb. p. 113 (1987)]:

$$C_p^* = 93 \text{ g/dm}^3 \quad Y_{c/s} = 0.08 \text{ g/g}$$

$$n = 0.52 \quad Y_{p/s} = 0.45 \text{ g/g (est.)}$$

$$\mu_{\max} = 0.33 \text{ h}^{-1} \quad Y_{p/c} = 5.6 \text{ g/g (est.)}$$

$$K_s = 1.7 \text{ g/dm}^3 \quad k_d = 0.01 \text{ h}^{-1}$$

$$m = 0.03 \text{ (g substrate)/(g cells} \cdot \text{h)}$$

$$Y_{p/c} = 5,6 \quad \text{g/g}$$

$$K_d = 0,01 \quad \text{hr}^{-1} \quad \text{fogler p.398}$$

$$N_a = 15,4344 \quad \text{kmol/hr}$$

TABLE 2.2. Some representative values of  $K_s$  for a range of micro-organisms and substrates

Organism	Substrate	$K_s$ (mg dm <sup>-3</sup> )	References
<i>Escherichia coli</i>	Glucose	$6.8 \times 10^{-2}$	Shehata and Marr (1971)
<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	Glucose	25.0	Pirt and Kowalski (1970)
<i>Pseudomonas</i> sp.	Methanol	0.7	Harrison (1973)

15

$$C_s = 0,1303 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,1303 \text{ g/dm}^3$$

$$= 0,0007 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_c = 0,1303 \text{ kg/m}^3 = 0,1303 \text{ g/dm}^3$$

$$C_p = 0,0647 \text{ kg/m}^3 = 0,0647 \text{ g/dm}^3$$

### Rate Laws

kesetimbangan

Kecepatan spesifik pertumbuhan sel:

$$\mu = \mu_{\max} \cdot$$

$$\frac{C_s}{K_s + C_s}$$

... Eq. 7-101 Fogler

$$= 0,023490974 \text{ hr}^{-1} \quad \text{orde 1}$$

$$r_g = \mu \times C_c$$

$$= 0,003060608 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}$$



$r_g =$  cell growth rate

The cell death rate is given by =

$$= 0,001302887 \text{ kg/m}^3.\text{hr} \quad r_d = \text{cell death rate}$$

The rate of substrates consumption for maintenance wheter or not the cells are growing is

$$\begin{aligned} r_{sm} &= m \times C_c \\ &= 0,000390866 \text{ kg/m}^3.\text{hr} \end{aligned}$$

### Stoichiometry

$$\begin{aligned} r_p &= Y_{p/c} \times r_g \\ &= 0,017139405 \text{ kg/m}^3.\text{hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Y_{s/c} &= \frac{1}{Y_{c/s}} - r_s = Y_{sc} \cdot r_g + m \cdot C_c \\ &= 0,000390866 \text{ kg/m}^3.\text{hr} \end{aligned}$$

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

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

$$0,047316492 \text{ h}^{-1}$$

$$V = \frac{N_{ao}}{kx C_{aoxt}} \ln \left( \frac{1}{1-x_a} \right) =$$

$$= 21323,37317 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Volume reaktor selama 11 jam = 21323,37317 m<sup>3</sup>

Security Factor = 1,2

So, the Volume Reactor is = 25588,04781 m<sup>3</sup>

Kecepatan Pertumbuhan Sel

$k_{obs}$  = Faktor inhibisi

$K_{obs} = (1 - C_c - C_{co}) / (C_p)$

$K_{obs} = 0,999641914$

Data untuk fermentasi etanol, sumber : “Modeling Bioreactors”,  
R.Miller & M.Melick, ChemicalEngineering Feb. 16, p.113  
(1987)

Product concentration at which all metabolism ceases,

$C_p^* = 93,000 \text{ gr/dm}^3$

Empirical constant,  $n = 0,520$

A maximum specific growth reaction rate

Parameter analogous to the Michaelis constant,

Cell maintenance

Yield coefficient pembentukkan sel,

Yield coefficient pembentukkan produk

$N = 0,52$

$U_{max} = 0,33 \text{ /jam}$

$$K_s = 1,7 \text{ g/L}$$

$$M = 0,03 \text{ gr substrat / (gr cell . Jam)}$$

$$Y'_{c/s} = 0,08 \text{ gr / gr}$$

$$Y_{p/s} = \frac{\text{etanol terbentuk}}{\text{glukosa bereaksi}}$$

$$Y_{p/s} = 0,5111111111 \text{ gr/gr}$$

$$Y_{p/c} = \frac{Y_{p/s}}{Y'_{c/s}}$$

$$Y'_{c/s} = 0,08$$

$$Y_{p/s} = 0,5111$$

$$Y_{p/c} = 6,388888889 \text{ gr/gr}$$

Konstanta Deaktivasi

$$K_d = 0,01 \text{ jam}^{-1}$$

$$\text{Glukosa mula-mula} = 2778,194116 \text{ kg/jam}$$

$$\text{BM Glukosa} = 180,0000 \text{ kg/kmol}$$

$$N_{A0} \text{ Glukosa} = 15,43441175 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,000723826 \text{ kmol/m}^3$$

$C_{A0}$  Glukosa

$$= \frac{N_{A0} \text{ Glukosa}}{Q_f}$$

$$0,000723826 \text{ kmol/m}^3$$

Konsentrasi Substrat,  $C_s$

$$C_s = \frac{\text{Glukosa mula-mula}}{Q_f}$$

$$C_s = 0,130288679 \text{ g/L}$$

Konsentrasi sel mula-mula

$$\text{massa sel mula-mula} = 1544,867211$$

$$C_{co} = \left( \frac{\text{Massa sel mula-mula}}{Q_f} \right)$$

$$C_{co} = 0,072449476 \text{ gram/L}$$

Kecepatan spesifik pertumbuhan sel

$$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{K_s + C_s}$$

$$\mu = 0,023490974 \text{ jam}^{-1}$$

Kecepatan Degradasi Sel

$$r_d = K_d \cdot C_c$$

$$r_d = 0,000724495 \text{ gram}/(\text{dm}^3 \cdot \text{Jam})$$

Kecepatan Konsumsi Substrat selama Maintenance

$$r_{sm} = m \cdot C_c$$

$$= 0,002173484 \text{ gram}/(\text{dm}^3 \cdot \text{Jam})$$

$$\text{Substrat dikonsumsi / jam} = 0,132582541 \text{ gram}/\text{dm}^3$$

$C_c$  terbentuk =  $Y'_{c/s} \cdot \text{Substrat dikonsumsi}$

$$= 0,010606603 \text{ gram}/\text{dm}^3$$

$$\begin{aligned} \text{maka, } C_c &= C_c \text{ terbentuk} + C_{c0} \\ &= 0,083056079 \text{ gram /dm}^3 \end{aligned}$$

$$\mu_{\max} = \frac{C_s}{K_s + C_s}$$

Kecepatan Pertumbuhan sel

$$r_g = 0,07118477$$

$$\begin{aligned} r_g &= \left(1 - \frac{C_p}{C_{p^*}}\right)^n \frac{C_s \cdot C_c}{K_s + C_s} \\ &= 0,0420717 \text{ gram/dm}^3 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Kecepatan Produksi Etanol

$$r_p = Y_{p/c} \cdot R_g$$

$$r_p = 0,002687914 \text{ gram/dm}^3 \cdot \text{Jam}$$

$$\left(1 - \frac{C_p}{C_{p^*}}\right)^n \frac{C_s \cdot C_c}{K_s + C_s}$$

$$r_p dt = dC_p$$

$$t = \frac{C_p - C_{p0}}{r_p}$$

$$t = 24,5 \text{ jam}$$

## 1. Penentuan Jumlah Reaktor

Penentuan jumlah reaktor pada proses pra rancangan pabrik bioethanol inimenggunakan *Gant Chart*, dikarenakan reaktor

berjenis Batch

Waktu Pembersihan : 5 jam

Waktu pengisian : 5 jam

Waktu reaksi : 25 jam

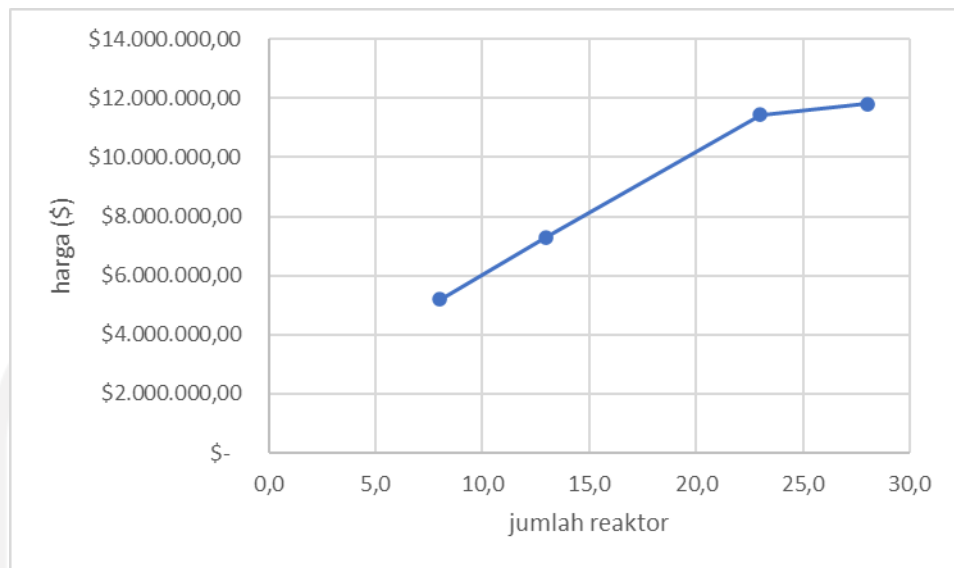
Waktu pengosongan : 5 jam

Waktu Total : 40 jam

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi :

- Dengan menggunakan data harga reaktor yang diambil dari <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>
- untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal
- dipilih Stainless Steel tipe 304 sebagai bahan pembuat reaktor
- Harga reaktor <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>
- Ditinjau dari harga, maka digunakan 12 buah reaktor, dengan volume masing-masing  $(V_{shell}) = 66,03 \text{ m}^3 = 17443 \text{ gallon}$

n	t	vol		v shell		harga	
		(l)	(gallon)	overdesign(L)	overdesign(g)		jml harga
8,0	5	18242	4819,151	21890,96367	5783	\$ 649.000,00	\$ 5.192.000,00
13,0	2,5	9121	2409,575	10945,48184	2891	\$ 562.100,00	\$ 7.307.300,00
23,0	1,25	4561	1204,788	5472,740918	1446	\$ 497.000,00	\$ 11.431.000,00
28,0	1	3648	963,8301	4378,192735	1157	\$ 422.000,00	\$ 11.816.000,00



Berdasarkan pertimbangan harga dan waktu dapat disimpulkan bahwa reaktor berjumlah 8 buah

## 2. Perancangan Dimensi Reaktor Batch

Fungsi : Sebagai tempat fermentasi glukosa

Fasa : Padat - Cair

Jenis : Batch Stirred-tank Fermentor Bahan

konstruksi : *Stainless steel*

Jumlah : 8 unit

Waktu 1 *batch* : 40 jam

Laju Alir Massa (W) : 16540,54185 Kg/Jam

Toperasi : 30 °C

Poperasi : 1 atm = 14,7 psi

Konversi : 100 %

## 3. Menentukan Kapasitas Reaktor

Komposisi Tangki Reaktor

Komponen	Massa (kg)
etanol	1450.834705
xilosa	432.8921798
xilitol	3896.029618
air	7882.515712
yeast extract	1498.963163
gas buangan (Arus 18)	
CO <sub>2</sub>	1379.306472
TOTAL	16540.54185

Laju Alir Volumetri (Qf)

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

$$Q_f = \frac{16540,541 \text{ kg/jam}}{1191,9727 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_f = 13,876 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### 4. Menentukan volume Reaktor, V<sub>R</sub>

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

$$k = \frac{1}{tr} \ln \frac{1}{1-x} = 0,02h^{-1}$$

$$V = \frac{N_{ao}}{kx C_{ao} x t} \ln \left( \frac{1}{1-ka} \right)$$

$$= \frac{0,60 \text{ kmol/jam}}{0,02h^{-1} x 0,13 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} x 72\text{jam}} \ln \left( \frac{1}{1-0,78} \right)$$



$$= 79,0135 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### 5. Menentukan bentuk dan ukuran reactor

Bentuk : Tangki silinder tegak berdasar dan beratap torispherical

Bahan : *Stainless steel*

- Menentukan Diameter dalam dan tinggi reaktor mula-mula

o 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*

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

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

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

$$ID = 4,65 \text{ m} = 106,0894 \text{ in}$$

o Tinggi reactor

$$H = D = 4,65 \text{ m} = 106,0894 \text{ in}$$

- Tekanan design

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

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

$$= 4,61 \text{ m} \times 1218,74 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2$$

$$= 54086,510 \text{ N/m}^2 = 0,53 \text{ atm}$$

Safety factor

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

$$= 1,1 \times (1 + 0,54) \text{ atm}$$

$$= 1,69 \text{ atm}$$

$$= 24,80 \text{ psi}$$

- Tebal dinding reactor

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

dimana :

$$P = \text{Tekanan Design} = 22,9732 \text{ psi}$$

$$r_i = \text{Jari-jari bagian dalam tangki} = 1/2 \text{ ID} = 53,044 \text{ in}$$

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

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

$$E \text{ (welded joint efficiency)} = 0,9 \%$$

$$C \text{ (Corrosion Allowance)} = 0,0125 \text{ in/tahun} \text{ (Tabel 6, Peters, hal 542)}$$

$$\text{Umur Alat} = 10,0000$$

$$C = 0,1250 \text{ in} \text{ (Brownell \& Young, tabel 3.1, hal.37)}$$

Sehingga =

$$t = \frac{24,96 \text{ psi} \times 90,79 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 22,97 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} = 0,991 \text{ in}$$

Dipilih tebal tangki standard = 1 in = 3,28 in

- Menentukan diameter reactor sesungguhnya
- Diameter luar *shell* ( $D_0$ ) adalah =

$$D_0 = D_i + 2t$$

$$= 106,08 \text{ in} + (2 \times 0,3750 \text{ in})$$

$$= 108,0894 \text{ in}$$

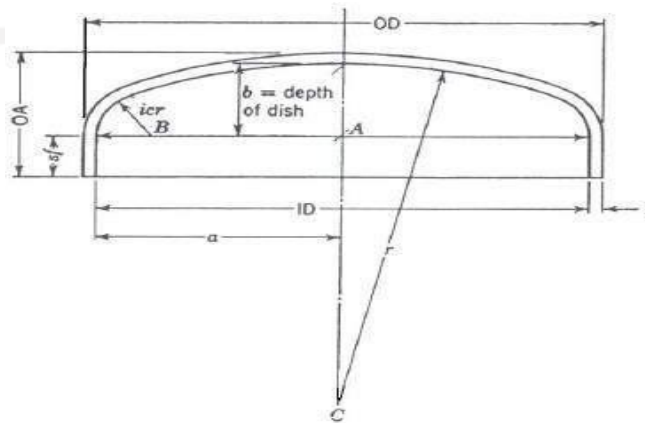
Diambil OD standard = 140 in = 3,711 m

$$ID = OD - 2t = 107 = 4,7662 \text{ m}$$

- Menentukan tinggi tangki termasuk head (TH)

Bentuk : *Torispherical head (flange and dishhead head)*

Bahan : *Stainless Steel*



Gambar 5.1 Hubungan dimensional untuk *flange and dishhead head*

- Tebal head

Berdasarkan tabel 5.7, Brownell &

Young, hal 90, didapat:

$$I_{cr} = 13 \text{ in} \\ = 0,3002 \text{ m}$$

$$R = 110 \text{ in} \\ = 2,7940 \text{ m}$$

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

Dimana :

$W$  = stress intensification factor for torispherical head

$R_c$  = radius of crown =  $r = 110 \text{ in}$

$R_i$  = inside corner radius =  $icr = 13 \text{ in} = 0,86 \text{ m}$

$$W = 3 + \frac{\left(\left(\frac{170}{12,25}\right)^{0,5}\right)}{4}$$

$$= 1,42 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{p \times r \times c \times w}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C \\
 &= \frac{24,96 \text{ psi} \times 170 \text{ in} \times 1,6813 \text{ in}}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 24,96 \text{ psi}} + 0,1250 \\
 &= 1,4772 \text{ in} \\
 &= 0,0380 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal head standar = 1,5 in = 0,0381 m

- Tinggi head

Berdasarkan tabel 5.6, Brownell & Young, hal 88,

untuk  $t_H = 0,6250 \text{ in}$  :

Standart straight flange ( $S_f$ ) = 1,5- 3,5 in

(dipilih  $S_f = 3,5 \text{ in}$ )

$$T_h = 0,5 \text{ in}$$

$$I_{cr} = 12 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

Untuk menghitung tinggi *head* digunakan

penjelasan pada *fig. 5.8*, Brownell & Young, hal 87 (Gambar 5.1).

$$a = ID/2$$

$$= 138 : 2$$

$$= 69 \text{ in}$$

$$= 1,3589 \text{ m}$$

$$AB = ID/2 - i_{cr}$$

$$= 53,5 \text{ in} - 12,25 \text{ in}$$

$$= 40,5 \text{ in} = 1,0287 \text{ m}$$

$$BC = rc - irc$$

$$= 110 \text{ in} - 13 \text{ in}$$

$$= 97 \text{ in}$$

$$= 2,4638 \text{ m}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= 88,1405128 \text{ in}$$

$$= 2,2387 \text{ m}$$

$$b = r - AC$$

$$= 170 \text{ in} - 129,9891 \text{ in}$$

$$= 40,0109 \text{ in}$$

$$= 1,1063 \text{ m}$$

$$ID = OD - 2th$$

$$= 21 \text{ in} - 2,0,5 \text{ in}$$

$$= 22 \text{ in} = 0,555 \text{ m}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$= 0,5 \text{ in} + 1,1063 \text{ in} + 3,5 \text{ in}$$

$$= 27 \text{ in} = 0,9822 \text{ m}$$

Tinggi tangki termasuk tinggi head dan bottom

$$\begin{aligned}
 H_t &= H + 2OA \\
 &= 3,7113 \text{ m} + 2.1,1179 \text{ m} \\
 &= 5,075731 \text{ m} \\
 &= 199,8320 \text{ in}
 \end{aligned}$$

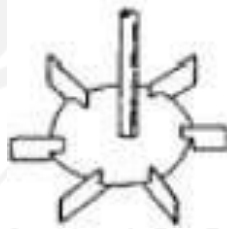
#### 6. Perancangan Pengaduk

Bahan : *Stainless steel*

Jenis : *Turbin with 6 flat blades* (Gb. 9.2, hal 229, Mc.Cabe dan Fig 6.3, hal 147, Treybal)

Alasan pemilihan :

5. Efektif untuk jangkauan viskositas yang cukup luas.
6. Baik untuk tangki kecil maupun besar karena diameternya lebih kecil dari impeller lain
7. Layak secara ekonomis dalam *power*.
8. Tidak merusak partikel yang memiliki viskositas yang cukup besar.



Gambar 5.2 *Vertical blade turbine*

- Penentuan dimensi pengaduk
  - **Penentuan diameter pengaduk**

Untuk *turbine with 6 flat blade*,  $ID/Di = 3$  (Brown hal 507)

Dimana : ID = Diameter dalam tangki = 107 in

$D_i = \text{Diameter pengaduk} = 3,02575 \text{ in} = 0,2521 \text{ ft} = 0,07685 \text{ m}$

○ Penentuan

lebar blade

pengaduk  $W_b$

$$= \frac{1}{4} \cdot D_i$$

$$= \frac{1}{4} \cdot 3,02575 \text{ in}$$

$$= 0,75644 \text{ in}$$

$$= 0,01921 \text{ m}$$

○ Penentuan lebar baffle

Jumlah baffle = 4 buah (Brown, hal 507)  $W/D$

impeller = 1,51 (Brown, hal 507) Maka lebar

baffle =  $W = 0,17 \cdot D$  impeller

$$= 0,17 \times 67,75 \text{ in}$$

$$= 10,7 \text{ in}$$

$$= 0,27178 \text{ m}$$

○ Penentuan offset top dan bottom Offset top =  $D_i/6 = 0,504 \text{ in}$

Offset bottom =  $D_i/2$

$$= 1,5128 \text{ in}$$

○ Penentuan tinggi cairan dalam tangki

$(ZL)ZL/D_i = 2,7-3,9$  (brown hal 507)

Maka diambil nilai  $ZL/D_i = 3$

Maka tinggi cairan dalam tangki adalah =

$$ZL = 3 \times D_i$$

$$= 203,25 \text{ in}$$

$$= 5,1626 \text{ m}$$

- Penentuan jarak pengaduk dari dasar tangki

$$Z_i/D_i = 0,75 \text{ s.d } 1,3 \text{ (Brown, hal 507)}$$

Maka diambil nilai  $Z_i/D_i = 1$

Maka tinggi tepi *blade* dari dasar tangki =  $Z_i = 1,0 \times D_i = 67,75 \text{ in}$

- Penentuan jumlah pengaduk dan putaran pengaduk (N)

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

Dimana :

$$WELH = ZL * sg$$

$$\text{Spesific Gravity, } sg = \frac{p \text{ campuran}}{p \text{ referensi}} = \frac{1067,65}{1000} = 1,1920$$

$$WELH = 203,25 \text{ in} \times 1,219$$

$$= 127,54108 \text{ in}$$

Maka, jumlah pengaduk

$$WELH/ID = 1$$

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

$$N = 35,31 \text{ rpm}$$

$$= 0,589 \text{ rps}$$

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

- Penentuan power pengaduk

$$\text{Viskositas campuran} = 1,0899$$

$$cp = 0,00109 \text{ km/m.det}$$

$$= 0,0007 \text{ lb/ft.s}$$



Nilai Reynold Number, Re

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

$$Re = \frac{1218,74 \frac{kg}{m^3} \times 0,714 \text{ rps} \times 1,72 \text{ m}}{0,00109 \frac{kg}{m} \cdot det} + C$$
$$= 2.525.551,42$$

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 :

$$\text{Rho} = 74,41457 \text{ lb/ft}^3$$

$$N = 57,9845 \text{ rps}$$

$$D_i = 0,2521 \text{ ft}$$

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

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

$$maka \text{ power} = \frac{76,08 \times 0,714^3 \times 5,6458^5 \times 7 \text{ Hp} \times 76,08}{550 \times 32,1522 \text{ ft/s}^2}$$
$$= 7 \text{ Hp}$$

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

$$\text{Maka Power} = \frac{76,64 \text{ Hp}}{0,9}$$
$$= 8,4444 \text{ Hp}$$

$$\text{Standard power NEMA} = 10 \text{ Hp}$$

Perancangan jaket

Fungsi : menyerap panas

yang dilepaskan reaksiMedia

: air

o Pengecekan luas transfer panas pada jaket :

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff
129,2330	Higher Temp	30,0000	1,0000
40,0000	Lower Temp	27,0000	3,0000
			-2,0000

$LMTD =$

$$\frac{AT_2 - AT_1}{\ln AT_2 / AT_1}$$

$$= 1,82324 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 45,7518 \text{ } ^\circ\text{F}$$

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) tergantung viscositas yang di dapatkan

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

$$Q = 2901485,31 \text{ kJ} = 275007,74 \text{ Btu}$$

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta T LMTD} = 139,59 \text{ ft}^2 = 13 \text{ m}^2$$

Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = \pi DH = 34 \text{ m}^2$$

Menghitung luas penampang bawah reaktor

$$A = (\pi/4) \cdot D^2 = 8 \text{ m}^2$$

$$\text{Total luas yang tersedia} = 43 \text{ m}^2$$

Dikarenakan  $A_{\text{tersedia}} < A_{\text{kebutuhan}}$ , maka digunakan koil pendingin

Dipilih media pendingin air pada suhu = 27°C tekanan = 1 atm

$$T_{c1} = \text{suhu air masuk jaket} = 27 \text{ } ^\circ\text{C} = 80,60 \text{ } ^\circ\text{F} = 300,15 \text{ K}$$

$$T_{c2} = \text{suhu air keluar jaket} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 122 \text{ } ^\circ\text{F} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{c \text{ avg}} = \text{suhu air rata-rata} = 38,50 \text{ } ^\circ\text{C} = 101,30 \text{ } ^\circ\text{F} = 311,65 \text{ K}$$

$$\text{Menentukan jumlah air pendingin} = 8882,447286 \text{ Kg/jam}$$

$$= 19585,79626 \text{ lb/jam}$$

$$= 8420,560027 \text{ Btu/jam}$$

$$T_{\text{rata-rata}} = 38,5 = 101,3 = 311,5 \text{ K}$$

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

$$C_p = 3,39 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} = 0,00081 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$\rho = 1266,78 \text{ Kg/m}^3 = 63,34 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 3,746 \text{ Cp} = 9,06 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k = 0,470070832 \text{ W/m.k} = 0,27 \text{ Btu/h.ft.f}$$

Kecepatan Volumetrik air

$$Q_v = \frac{m_{air}}{\rho_{air}} = 167,87 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 5928,60 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

### Menentukan Diameter minimum Koil

untuk aliran dalam koil/tube , batasan kecepatan antara 1,5-2,5 m/s.

(coulson pg.527)

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan pendingin} &= 2,5 \text{ m/s} \\ \text{Debit air pendingin} &= 213,30 \text{ m}^3/\text{jam} \\ v &= 2,5 \text{ m/s} = 9000 \text{ m/jam} \\ \text{Luas penampang A} &= \text{Debit air}/v \\ &= 0,0237 \text{ m}^2 \\ &= 0,25 \text{ ft}^2 \\ &= 1,50 \text{ in}^2 \\ A &= (\pi \cdot ID^2)/4 \\ ID &= 0,17 \text{ m} \\ &= 7 \text{ in} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 6 \text{ in} \\ \text{schedule number} &= 40 \\ OD &= 6,625 \text{ in} \quad 0,11 \text{ ft} \\ ID &= 6,065 \text{ in} \quad 0,08 \text{ ft} \\ \text{Luas penampang(A')} &= 1,73 \text{ in}^2 \quad 0,0060 \text{ ft}^2 \\ \text{Luas perpan/panjang(a'')} &= 0,33 \text{ ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

Menentukan hi

$$\rho_{\text{air pendingin}} = 1266,788 \text{ kg/m}^3 = 63,34 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,67 \text{ Cp} = 3,746 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k = 0,47 \text{ W/m.k} = 0,27 \text{ Btu/h.ft.F}$$

$$C_p = 3,38 \text{ Kj/kg C}$$

$$G_t = \text{Kec.aliran massa / Luas penampang}$$

$$= 2336523,977 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$v = G_t / \rho$$

$$= 29558,44 \text{ ft/jam}$$

$$= 2,50 \text{ m/s}$$

$$= 8,21 \text{ ft/s}$$

Bilangan Reynold Fluida dalam pipa adalah:

$$NRe = D_i \cdot G_t / \mu$$

$$= 130267,6751$$

$$f = 0,00019 \text{ (kern.fig.26 hal 836)}$$

$$j_h = 190 \text{ (kern.fig.28 hal 838)}$$

Menentukan hi

$$h_i = \frac{j_h \cdot D}{k} \left( \frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{-1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14} = 538,318 \text{ btu/ft}^2 \text{ F.jam}$$

Koefisien transfer panas dari pipa ke luar pipa adalah :

$$\boxed{h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}} = 492,81 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jamF}$$

untuk koil, harga  $h_{io}$  dikoreksi dengan faktor koreksi sebagai berikut :

diketahui diameter spiral atau heliks koil =  $0,7-0,8 D_t$  (Rase,1997)

$$\boxed{h_{io_{koil}} = h_{io_{pipa}} \left( 1 + 3.5 \frac{D_{koil}}{D_{spiral\ koil}} \right)}$$

$$D \text{ spiral Koil} = 4,37 \text{ ft}$$

$$= 1,33 \text{ m}$$

$$h_{io \text{ koil}} = 4,03$$

Menentukan  $h_o$

$$H_o = 0.00265 \times N_{re} \text{ (kern, fig.20.5b hal 722)}$$

$$= 345,20$$

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

$$= 218,30$$

Nilai  $R_d$  yang diizinkan =  $0,001-0,003$

(Kern, fig 12 hal 846 )

$$R_d = 0,001$$

$$U_d = \frac{1}{(1/U_c) + R_d}$$

$$= 3,98 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 42,46 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta T_{LMTD}}$$
$$= 18,50 \text{ ft}^2$$

Menentukan panjang koil

$$L = A/a''$$
$$= 7 \text{ ft}$$
$$= 2,27 \text{ m}$$

Menentukan volume koil

$$V = \frac{\pi}{4} R^2 t$$
$$V = 1,78 \text{ ft}^3$$

Menentukan Jumlah Lengkungan koil

$$D_c = 0.8 \times (\text{ID tangki reaktor})$$
$$= 104 \text{ in}$$
$$= 9 \text{ ft}$$

$$AB = ID$$

$$BC \text{ Diambil } x = 0.3 D$$

$$x = 1,98 \text{ in}$$
$$= 0,16 \text{ ft}$$

Panjang 1 putaran

$$K \text{ lilitan} = 1/2 \text{ putaran miring} + 1/2 \text{ putaran datar}$$

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

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi((ID_2+x_2)^{\frac{1}{2}})$$

$$\begin{aligned} K \text{ lilitan} &= 27 \text{ ft} \\ &= 325,17 \text{ in} \\ &= 8,25 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Banyak Lilitan

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

$$= 21,63$$

$$\text{Jumlah lilitan} = 22 \text{ Lilitan}$$

Menentukan tinggi tumpukan dan tinggi cairan setelah ada koil

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tumpukan koil} &= (N_{\text{lilitan}}-1)x + N_{\text{lilitan}}.OD \\ &= 33,0167 \text{ ft} \\ &= 10,06 \text{ m} \\ &= 23,78 \text{ in} \end{aligned}$$

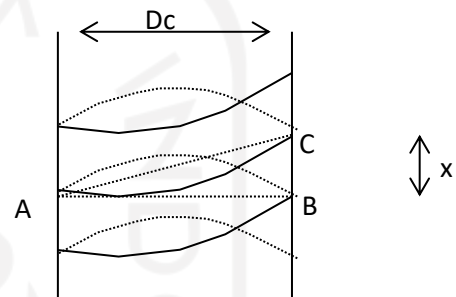
Tinggi cairan dalam shell akan naik karena adanya volume dari koil

$$V_{\text{cairan dalam shell}} = 39,50 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{koil}} = 0,0873 \text{ m}^3$$

$$A_{\text{shell}} = 8,84 \text{ m}^2$$

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





$$ZC = 2,98 \text{ m}$$

Jarak Dari Dasar tangki ke bagian bawah koil (hk)

$$= \frac{(\text{Tinggi cairan setelah ada koil} - \text{tumpukan koil})}{2}$$
$$= 1,100 \text{ m}$$

b + sf (tinggi dasar tangki hingga ke koil)

$$= 0,61 \text{ m}$$

Karena jarak dasar tangki ke bagian bawah koil  $>$  (b+sf), maka asumsi bahwa koil tercelup di shell saja adalah benar.

Maka koil tercelup semua pada shell

### Jadwal Alat Reaktor Fermentasi

REAKTOR / jam	1	2	3	4	5	6	7	8	1	2	3	4	5	6	7	8	1	2	3	4	5	6	7	8
	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0
1	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0
2	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0
3	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0
4	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0
5	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0
6	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0
7	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0
8	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0	10,0	15,0	20,0	25,0	30,0	35,0	40,0	5,0

Jumlah Reaktor = 13 Buah  
 pembersihan = 5 Jam  
 waktu pengisian = 5 Jam  
 waktu reaksi = 25 Jam  
 waktu pengosongan = 5 Jam  
 Total Waktu = 40 Jam



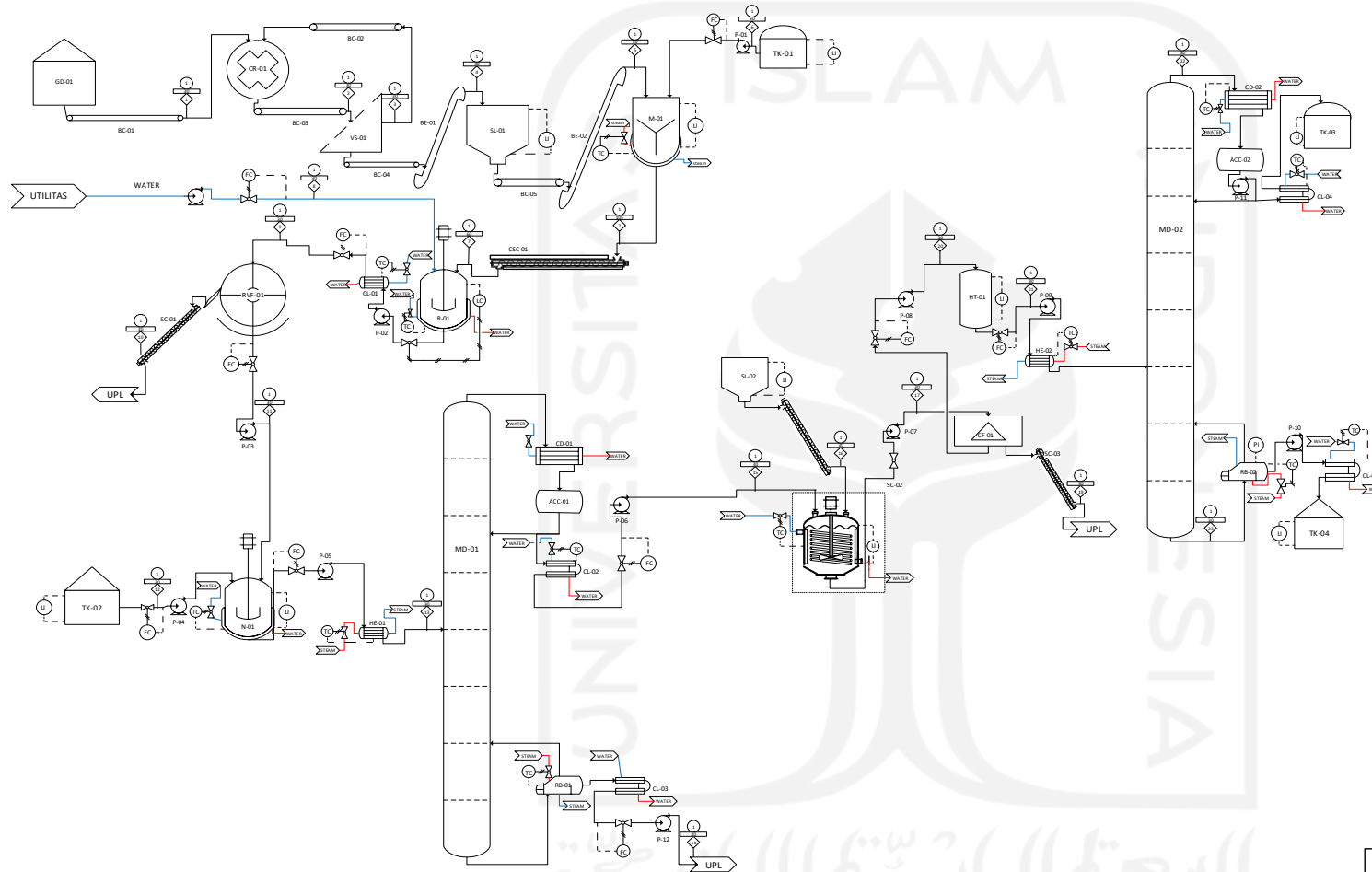
WAKTU  
 PENGISIAN  
 WAKTU REAKSI  
 WAKTU  
 PENGOSONGAN  
 WAKTU  
 PEMBERSIHAN

## LAMPIRAN B

### PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRA RANCANGAN PABRIK BIOETHANOL DARI TONGKOL JAGUNG**  
**KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN**



Keterangan Alat	
HT	Holding Tank
CR	Crasher
R	Reaktor
VS	Vibrating Screen
M	Mixer
RVF	Rotary Vacuum Filter
N	Netralizer
CF	Centrifuge
RB	Reboiler
CD	Condensor
MD	Menara Distilasi
BE	Belt Elevator
BC	Belt Conveyor
SC	Screw Conveyor
GD	Gedung Penyimpanan
TK	Tangki
UPL	Unit Pembuangan Limbah
P	Pompa
CL	Cooler
HE	Heat Exchanger

Keterangan Instrumental	
LC	Level Controller
FC	Flow Controller
TC	Temperature Controller
PC	Pressure Controller
WI	Weight Indicator
LI	Level Indicator
PI	Pressure Indicator
SP	Sinyal Pneumatik
SE	Sinyal Elektrik
PIP	Piping
CV	Control Valve
ATM	Tekanan ( atm )
AR	Arus
TEMP	Suhu ( C )

komponen	nomer arus (kg/jam)																							
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	2.804,06	3.719,43	743,89	2.975,55	2.975,55	2.975,55		297,55	297,55															
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub>	3.066,94	4.068,13	813,63	3.254,50	3.254,50	3.254,50		195,27	195,27															
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>5</sub>								2.975,55	2.975,55	2.975,55														
C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>4</sub>								3.476,40	3.476,40	3.476,40	3.476,40													
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>2</sub>																								
YEAST																								
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	1.752,54	2.324,64	464,93	1.859,72	1.859,72	1.859,72		1.859,72	1.859,72															
H <sub>2</sub> O	672,97	892,66	178,53	714,13	714,13	27,90	742,03	17.711,00	17.738,31	886,92	16.851,39		17.328,41	1.319,59										
CO <sub>2</sub>																								
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>						1.366,89	1.366,89		1.366,89	1.366,89														
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>													1.881,57											
H <sub>2</sub>																								
CO																								
NaOH												1.041,28	49,58											
protein	466,18	618,36	123,67	494,68	494,68	494,68		494,68	494,68															
total	8.762,69	11.623,22	2.324,64	9.298,58	9.298,58	1.394,79	10.693,37	17.711,00	28.404,37	3.734,14	24.670,23	1.041,28	25.711,51	21.151,95	4.559,56	1.868,68	17.377,57	1.309,24	1.868,68	17.377,57	17.377,57			15.862,42



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

*PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM*  
**PRA RANCANGAN PABRIK BIOETHANOL DARI TONGKOL JAGUNG**

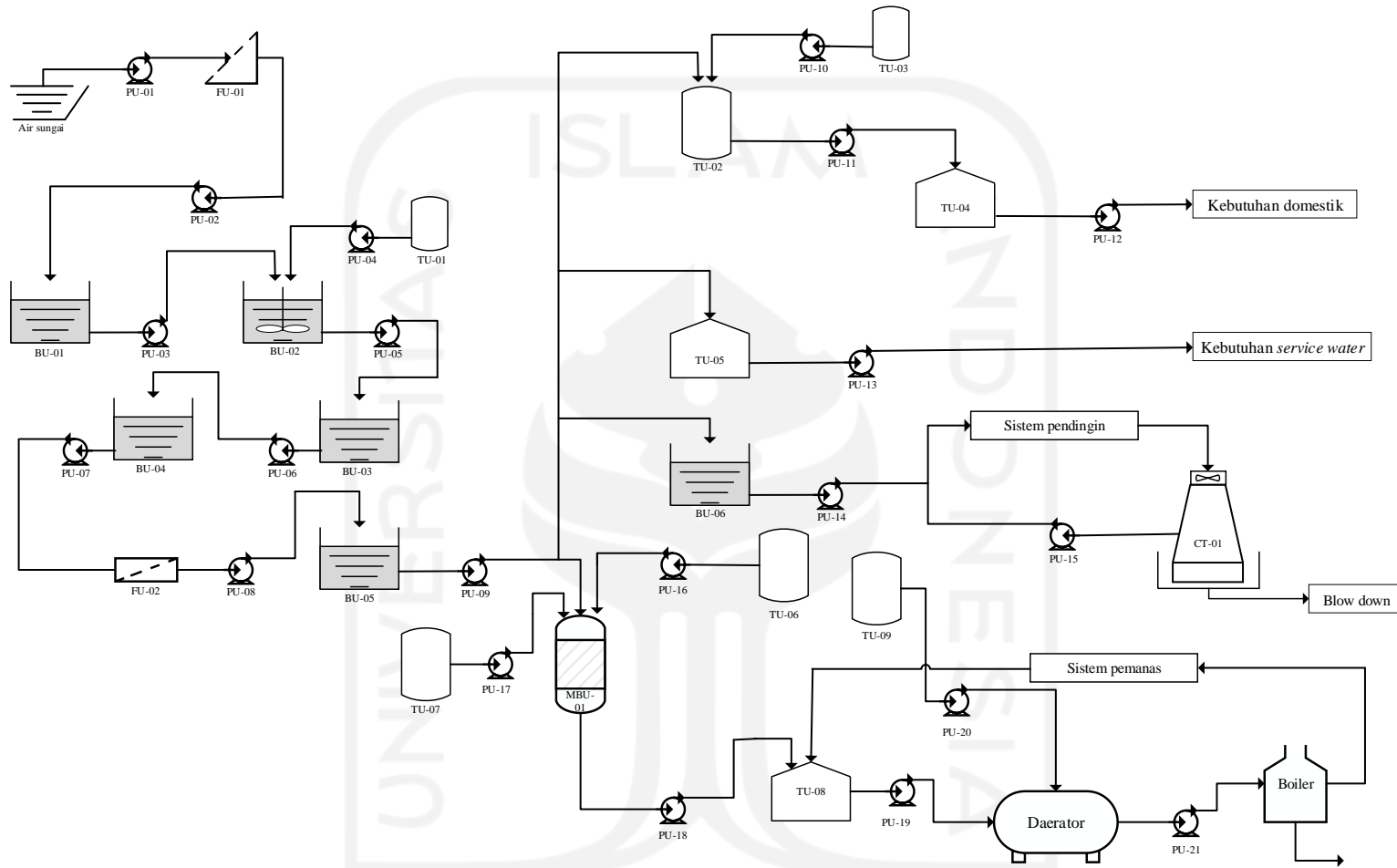
**Disusun Oleh:**

1. Muh Rusdi Baiquni (18521044)
2. Wildan Nur Rizki (18521184)

**Dosen Pembimbing:**

1. Agus Taufiq, Ir., M.Sc
2. Tintin Mutiara, S.T., M.Eng

Process Engineering Flow Diagram Unit Utilitas





















**LAMPIRAN C**  
**BLANKO KONSULTASI TUGAS AKHIR**

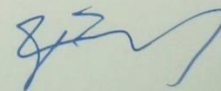


### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Muh Rusdi Baiquni  
 No. Mahasiswa 1 : 18521044  
 Nama Mahasiswa 2 : Wildan Nur Rizki  
 No. Mahasiswa 2 : 18521184  
 Judul Pra rancangan Pabrik : Prancangan Pabrik Bioethanol dari Tongkol Jagung  
 Mulai Masa Bimbingan : 5 Juni 2022  
 Selesai Masa Bimbingan : 5 Desember 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	13 desember 2021	Pengarahana awal	
2	3 Februari 2022	Konsultasi kapasitas produksi	 
3	15 Juni 2022	Konsultasi pemilihan proses	
4	15 juni 2022	Konsultasi Diagram kualitatif	
5	11 juli 2022	Konsultasi perancangan reaktor	
6	05 Agustus 2022	Konsultasi PEFD	 
7	08 September 2022	Konsultasi Neraca panas dan Neraca Massa	 
8	15 september 2022	Konsultasi tata letak pabrik	 
9	22 september 2022	Konsultasi Utilitas	 
10	07 oktober 2022	Konsultasi Analisa ekonomi	 
11	19 oktober 2022	Konsultasi Alasman	 

Disetujui Draft Penulisan :  
 Yogyakarta, 09 oktober 2022  
 Pembimbing,














Agus Taufiq, Ir., M.Sc.

**Catatan:**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1 : Muh Rusdi  
BaiquniNo. Mahasiswa 1 : 18521044  
Nama Mahasiswa 2 : Wildan Nur  
RizkiNo. Mahasiswa 2 : 18521184  
Judul Pra rancangan Pabrik : Prarancangan Pabrik Etanol dari Tongkol Jagung  
Mulai Masa Bimbingan : 4 Juni 2022  
Selesai Masa Bimbingan : 5 desember 2022

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	13 desember 2021	Pengarahana awal	
2	03 Februari 2022	Konsultasi kapasitas produksi	
3	10 maret 2022	Konsultasi BAB 1 dan BAB 2	
4	24 Juni 2022	Konsultasi Diagram alir	
5	30 juni 2022	Konsultasi Neraca Massa	
6	12 juli 2022	Konsultasi Perancangan Reaktor	
7	03 Agustus 2022	Konsultasi Alat besar	
8	10 Agustus 2022	Konsultasi PEFD	
9	20 Agustus 2022	Konsultasi alat transportasi	
10	09 september 2022	Konsultasi alat penyimpanan bahan	
11	04 oktober	Konsultasi Analisa ekonomi & utilitas	

Disetujui Draft Penulisan :  
Yogyakarta,

Pembimbing, 09 Oktober 2022



Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.

**Catatan:**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difoto