

TA/TK/2009/440

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA
BIOETANOL DARI JERAMI
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Disusun Oleh:

**Astrie Nurmadhini P (04521005)
Putri Fazriyanti (04521063)**

Dosen Pembimbing : Prof.Ir. Panut Mulyono, M.Eng, D.Eng

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

2009

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Astrie Nurmadhini Nama : Putri Fazriyanti
No. Mahasiswa : 04 521 005 No. Mahasiswa : 04 521 063

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

Demikianlah pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

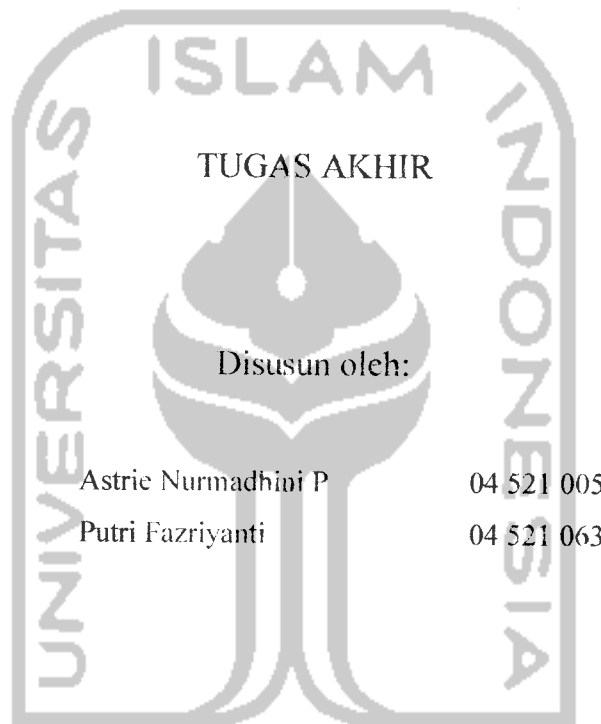
Yogyakarta, Januari 2009

Astrie Nurmadhini P

Putri Fazriyanti

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI JERAMI
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Yogyakarta, Januari 2009

Menyetujui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir

Prof.Ir. H. Panut Mulyono, M.Eng., D.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI


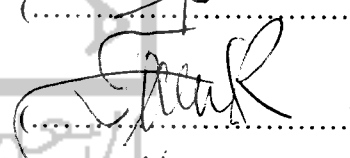
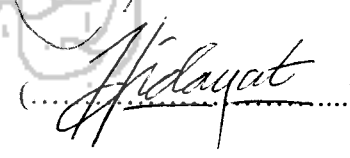
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI JERAMI KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia.

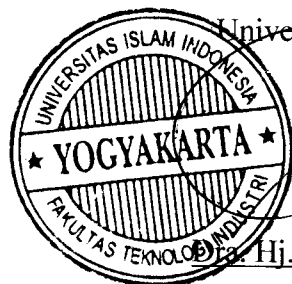
Yogyakarta, Januari 2009

Tim Penguji,

1. Prof.Ir. H. Panut Mulyono, M.Eng., D.Eng (.....)
2. Drs.,Faisal RM, MSIE., Ph.D (.....)
3. Arif Hidayat, ST., MT (.....)

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamu'alaikum wr.wb.

Puji syukur kami panjatkan kehadiran Allah S.W.T atas limpahan rahmat dan karunia-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini dengan sebaik mungkin.

Laporan ini disusun sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia pada Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Pada kesempatan ini tidak lupa kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya, kepada berbagai pihak yang telah membantu terwujudnya Laporan Tugas Akhir ini. Ucapan terimakasih penulis persembahkan kepada:

1. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Prof.Ir. Panut Mulyono, M.Eng, D.Eng. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang selalu memberikan bimbingan kepada penulis dalam menyelesaikan Laporan Tugas Akhir ini.
4. Kepada Orang tua kami yang telah dengan tulus memberikan dorongan dan motivasi baik berupa materi maupun mental.

5. Seluruh teman-teman yang telah membantu, mendukung dan memotivasi serta semua pihak yang tidak dapat kami sebut satu persatu.

Penulis menyadari bahwa Laporan Tugas Akhir ini masih jauh dari sempurna tetapi harapan penulis bahwa Laporan ini dapat berguna bagi kita semua.

Amin.

Wassalamu'alaikum Wr.Wb.



Yogyakarta, Januari 2009

Astrie Nurmadhini P
Putri Fazriyanti

DAFTAR ISI

Halaman Judul.....	i
Halaman Pernyataan Keaslian.....	ii
Halaman Pengesahan Dosen Pembimbing.....	iii
Halaman Pengesahan Penguji.....	iv
Kata Pengantar.....	v
Daftar Isi.....	vii
Daftar Gambar.....	ix
Daftar Tabel.....	x
Abstract.....	xiv
Bab I. PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Tinjauan Pustaka.....	5
Bab II. URAIAN PROSES DAN SPESIFIKASI BAHAN.....	12
2.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	15
2.2 Spesifikasi Produk.....	16
2.3 Pengendalian Kualitas.....	17
BAB III. PERANCANGAN PROSES.....	21
3.1 Uraian Proses.....	21
3.2 Spesifikasi Alat Produk.....	35
3.3 Perencanaan Produksi.....	92

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK	95
4.1 Lokasi Pabrik	95
4.2 Tata Letak Pabrik	97
4.3 Tata Letak Alat Proses	102
4.4 Material dan Alir Proses.....	106
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	137
4.6 Organisasi Perusahaan.....	156
4.7 Evaluasi Ekonomi.....	180
BAB V. PENUTUP	197

Daftar Pustaka

Lampiran



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Struktur molekul Etanol.....	8
Gambar 4.1	Tata Letak Pabrik Etanol.....	101
Gambar 4.2	Tata Letak Alat Proses.....	105
Gambar 4.3	Diagram Pengolahan Air.....	138
Gambar 4.4	Struktur Organisasi Perusahaan.....	180



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Data Kebutuhan Etanol Periode tahun 2002-2007	3
Tabel 1.2	Kandungan Jerami.....	6
Tabel 1.3	Karakteristik Etanol.....	9
Tabel 3.1	Neraca Massa Etanol	23
Tabel 3.2	Neraca Massa Reaktor.....	24
Tabel 3.3	Neraca Massa Filter-1	25
Tabel 3.4	Neraca Massa Fermenter	26
Tabel 3.5	Neraca Massa Filter-2	27
Tabel 3.6	Neraca Massa Menara Destilasi	27
Tabel 3.7	Neraca Massa Adsorber.....	28
Tabel 3.8	Neraca Panas Reaktor.....	29
Tabel 3.9	Neraca Panas Filter-1	29
Tabel 3.10	Neraca Panas Filter-2	30
Tabel 3.11	Neraca Panas Fermenter.....	30
Tabel 3.12	Neraca Panas Menara Destilasi.....	31
Tabel 3.13	Neraca Panas HE-1.....	31
Tabel 3.14	Neraca Panas Cooler-1(CL-01).....	32
Tabel 3.15	Neraca Panas Cooler-2 (CL-02).....	33
Tabel 3.16	Neraca Panas Cooler-3 (CL-03).....	33
Tabel 3.17	Neraca Panas Cooler-4 (CL-04).....	34
Tabel 4.1	Perincian luas tanah bangunan pabrik.....	100

Tabel 4.2	Kebutuhan aip pendingin dan air proses	148
Tabel 4.3	Kebutuhan steam	148
Tabel 4.4	Konsumsi listrik untuk keperluan alat proses	151
Tabel 4.5	Konsumsi listrik untuk keperluan alat utilitas.....	153
Tabel 4.6	Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	170
Tabel 4.7	Perincian Golongan dan Gaji	172
Tabel 4.8	Harga Indeks	181
Tabel 4.9	Physical Plant Cost.....	188
Tabel 4.10	Direct Plant Cost	189
Tabel 4.11	Fixed Capital Investment	189
Tabel 4.12	Direct Manufacturing Cost	189
Tabel 4.13	Indirect Manufacturing Cost.....	190
Tabel 4.14	Fixed Manufacturing Cost.....	190
Tabel 4.15	Total Manufacturing Cost	191
Tabel 4.16	Working Capital.....	191
Tabel 4.17	General Expense.....	191
Tabel 4.18	Total Biaya Produksi.....	192
Tabel 4.19	Fixed Cost.....	192
Tabel 4.20	Variable Cost.....	192
Tabel 4.21	Regulated Cost.....	193
Tabel 4.21	Summary Evaluasi Ekonomi.....	196

ABSTRACT

Pre design of Bioethanol factory with 50,000 ton/year capacities are built to decrease Bioethanol import. Bioethanol are made from straw with Hydrolysis and Fermentation process, used an enzyme and yeast as a catalyst. These reaction occurred at Batch reaction. The operating condition is exothermic at the temperature of 38°C, pressure of 1 atm for Hydrolysis and temperature of 35°C and pressure of 1 atm for The Fermentation. This factory classified as low risk because the process proceed in low operating condition. This factory need straw of 20,480.45078 kg/hour, enzyme of 122.0369 kg/hour and yeast of 341.8564 kg/hour. The process supporting utilities consist of 232.1501 m³/day domestic water, 5,692,332.8202 kg/hour cooling water, 20,082.0636 kg/ year steam, 97,997.1011 gallon/year fuel, 6.48 KW electricity. This factory was built in Karawang West Java with land size of 45,150 m² and employees of 155 people. The fix Capital Investment (FCI) is Rp 182,806,408,212.00 and Working Capital Investment (WCI) is Rp 164,183,507,677.00. The economic result shows that the benefit before tax is Rp 78,884,437,430 per year. Return On Investment (ROI) before tax is 21,39% and after tax is 10,69%. Pay Out Time (POT) before tax is 3.2 year and after tax is 4.8 year. Break Event Point (BEP) is 53.49% capacities, Shut Down 26.33% and Discount Cash Flow Rate (DCFR) is 16.47% capacities. Based on these result it can be concluded this bioethanol factory from straw with capacity 50,000 ton/year is interesting for next research.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Energi merupakan salah satu permasalahan utama dunia pada abad ke-21. Sampai saat ini bahan bakar minyak masih menjadi konsumsi utama negara-negara dunia. Minyak bumi bisa menjadi senjata politik yang menakutkan karena sektor industri dunia sangat bergantung kepada pasokan minyak bumi. Terbukti dengan persoalan suplai dan permintaan memang menjadi salah satu sebab melonjaknya harga minyak dunia. Tidak hanya di Indonesia, tetapi juga hampir di semua negara di dunia. Untuk konteks Indonesia, dampak kenaikan harga menjadi dahsyat karena Indonesia hampir sepenuhnya bergantung pada minyak bumi dalam memenuhi kebutuhan energinya (Energy Information Agency, US-Department of Energy).

Dengan pertumbuhan perekonomian nasional antara 4-6% per tahun, kebutuhan akan energi nasional juga akan ikut melonjak karena pertumbuhan industri yang memerlukan sarana pendukung atau utilitas, seperti listrik, bahan bakar, dan air, untuk keberlangsungannya. Indikasi lain, misalnya, adalah peningkatan penjualan kendaraan bermotor roda empat hingga 33% di tahun 2004 (Rochma, 2005).

Bagi masyarakat Indonesia, peran BBM masih 63% dalam pemakaian energi final nasional-2003. Indonesia yang dulu menjadi negara pengeksport

minyak, sejak tahun 2004 berubah menjadi negara pengimpor minyak. Pada tahun 2004 Indonesia mengimpor minyak 487 ribu barel/hari. Sementara itu harga minyak dunia terus mengalami peningkatan harga. Hal ini jelas akan menggoyang perekonomian nasional. Maka, harus ada upaya-upaya strategis untuk mengurangi ketergantungan pada minyak bumi. Hal ini sudah cukup mendesak mengingat cadangan minyak nasional hanya sampai 18 tahun lagi, sementara konsumsi dalam negeri terus meningkat. Diprediksikan pada tahun 2010, jumlah import BBM akan meningkat menjadi sekitar 60-70% dari kebutuhan BBM dalam negeri. Fakta ini akan menjadikan Indonesia menjadi pengimpor BBM terbesar di Asia.

Oleh karena itu, penggunaan bahan bakar alternatif harus segera dilakukan terutama yang berbentuk cair, karena masyarakat sudah sangat familiar dengan bahan bakar cair, BBM. Salah satunya adalah bioetanol. Bioetanol dengan karakteristiknya dapat mensubstitusi bensin. Indonesia perlu mengembangkan bioetanol karena :

1. Konsumsi energi meningkat
2. Bahan bakar fosil akan habis
3. Devisa (impor bbm)
4. Potensi penggunaan biofuel
6. Potensi lahan
7. Potensi sumber daya manusia (petani)

Data statistik yang diterbitkan oleh BPS tentang kebutuhan etanol di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat seperti terlihat pada Tabel 1.1 sebagai berikut :

Tabel 1.1. Data kebutuhan etanol (BPS 2007)

Tahun	Jumlah (ton)
2002	33315
2003	36485
2004	45331
2005	52418
2006	75284
2007	100302

Adapun kelebihan dan kekurangan bioetanol dibandingkan bensin antarlain :

- Kelebihannya :
 - a. Bioetanol aman digunakan sebagai bahan bakar, titik nyala etanol tiga kali lebih tinggi dibandingkan bensin.
 - b. Emisi hidrokarbon lebih sedikit.
 - c. Etanol yang minim kandungan air ini tidak mengakibatkan karat di saluran bensin/nosel injektor/ruang bakar.

- Kekurangannya :
 - a. Mesin dingin lebih sulit melakukan starter.
 - b. Bioetanol bereaksi dengan logam seperti magnesium dan aluminium.

Bioetanol ini merupakan campuran 80-90% Bensin/Premium dengan 10-20% bioetanol. Nilai oktan gasohol bioetanol BE-10 ini sekitar 105-110, setara dengan Pertamina Plus namun dengan harga yang lebih bersaing alias lebih rendah dari harga Pertamina Plus saat ini. Beberapa negara di Brasil, Amerika Serikat, Kanada, Uni Eropa, dan Australia sudah menggunakan campuran 63% bioetanol dan 37% bensin.

Pemakaian bioetanol di dunia makin besar. Produksi bioetanol dunia untuk bahan bakar diduga akan meningkat dari 19 milyar liter (2001) menjadi 31 milyar liter (estimasi 2006).

Sumber bioetanol tak cuma dari singkong saja, bisa juga tebu, ubi jalar, sago, jagung, gandum, bahkan limbah pertanian seperti jerami. Di Amerika Serikat yang banyak dipakai sebagai sumber pati adalah jagung. Tetapi Eropa dan Amerika, menyebutkan bahwa konversi bahan pangan/pakan menjadi etanol bias berdampak pada naiknya harga-harga pangan dan pakan.

Oleh karena itu, arah pengembangan bioetanol mulai berubah ke arah pengembangan bioetanol generasi kedua, yaitu bioetanol dari biomassa lignoselulosa. Eropa menargetkan di tahun 2014 bioetanol generasi kedua sudah bisa diproduksi secara besar-besaran. Namun, bahan baku menjadi

masalah. Biomassa lignoselulosa mereka terbatas. Musim yang tidak mendukung merupakan faktor utamanya sehingga produksi biomassa lignoselulosa tidak dapat optimal. Potensi biomassa yang cukup besar antara lain adalah jerami-jeramian (*wheat, oat, barley, corn*).

Indonesia memiliki keunggulan dalam hal biomassa lignoselulosa dibandingkan negara-negara beriklim dingin. Biomassa lignoselulosa di Indonesia, melimpah, murah, tapi juga banyak yang disia-siakan. Ada banyak potensi biomassa lignoselulosa di Indonesia. Sehingga sangat tepat jika pabrik bioetanol didirikan di Indonesia.

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1. Jerami

Jerami yang digunakan pada pembuatan bioetanol adalah jerami padi dimana sampah gabahnya telah dipisahkan terlebih dahulu.

Sebelum dilakukan pengolahan lebih lanjut jerami perlu dilakukan perlakuan pendahuluan. Perlakuan pendahuluan ini antara lain adalah pengeringan dan pencacahan. Pengeringan bertujuan untuk mengurangi kadar air jerami sehingga jerami dapat disimpan dalam waktu yang relatif lama. Pencacahan bertujuan untuk memperkecil ukuran jerami sehingga lebih mudah dilakukan pengolahan

Berikut ini adalah kandungan jerami :

Tabel 1.2. Kandungan Jerami

Komponen	Kandungan (%)
Hemiselulosa	27,5
Selulosa	39,1
Lignin	12,5
Abu	11,5
H ₂ O	9,4

- Selulosa

Selulosa adalah polymer glukosa (hanya glukosa) yang tidak bercabang. Bentuk polymer ini memungkinkan selulosa saling menumpuk/terikat menjadi bentuk serat yang sangat kuat. Panjang molekul selulosa ditentukan oleh jumlah unit glucan di dalam polymer, disebut dengan derajat polymerisasi. Derajat polymerase selulosa tergantung pada jenis tanaman dan umumnya dalam kisaran 2000 – 27000 unit glucan. Selulosa dapat dihidrolisis menjadi glukosa dengan menggunakan asam atau enzim. Selanjutnya glukosa yang dihasilkan dapat difermentasi menjadi etanol.

- Hemiselulosa

Hemiselulosa mirip dengan selulosa yang merupakan polymer gula. Namun, berbeda dengan selulosa yang hanya tersusun dari glukosa,

hemiselulosa tersusun dari bermacam-macam jenis gula. Monomer gula penyusun hemiselulosa terdiri dari monomer gula berkarbon 5 (C-5) dan 6 (C-6), misalnya: xylosa, mannose, glukosa, galaktosa, arabinosa, dan sejumlah kecil rhamnosa, asam glukoroat, asam metal glukoronat, dan asam galaturonat. Xylosa adalah salah satu gula C-5 dan merupakan gula terbanyak kedua di biosfer setelah glukosa. Kandungan hemiselulosa di dalam biomassa lignoselulosa berkisar antara 11% hingga 37% (berat kering biomassa). Hemiselulosa lebih mudah dihidrolisis daripada selulosa, tetapi gula C-5 lebih sulit difermentasi menjadi etanol daripada gula C-6.

- Lignin

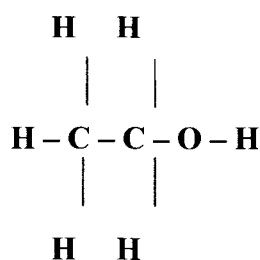
Lignin adalah molekul kompleks yang tersusun dari unit phenylpropane yang terikat di dalam struktur tiga dimensi. Lignin adalah material yang paling kuat di dalam biomassa. Lignin sangat resisten terhadap degradasi, baik secara biologi, enzimatik, maupun kimia. Karena kandungan karbon yang relative tinggi dibandingkan dengan selulosa dan hemiselulosa, lignin memiliki kandungan energi yang tinggi.

- Glukosa

Glukosa ($C_6H_{12}O_6$) adalah gula sederhana (monosakarida). Glukosa adalah salah satu produk utama fotosintesis dan merupakan komponen structural pada tanaman. Glukosa merupakan gula C-6 yang memiliki beberapa bentuk, tetapi umumnya digambarkan sebagai cincin karon.

1.2.2. Etanol

Alkohol dalam ilmu kimia adalah senyawa organik alifatik yang strukturnya dari alkana, dimana satu atau lebih atom H yang ada diganti dengan sebuah atau lebih gugus fungsional (OH), dan mempunyai rumus umum $C_nH_{2n+1}OH$. Sedangkan istilah alkohol dalam industri biasanya digunakan untuk menyebutkan senyawa etanol atau disebut juga ethyl alcohol, yang rumus kimianya adalah C_2H_5OH . Sesungguhnya etanol termasuk golongan alkohol primer, yaitu alkohol yang gugus hidroksilnya terikat pada karbon primer (utama). Etanol (disebut juga etil-alkohol atau alkohol saja), adalah alkohol yang paling sering digunakan dalam kehidupan sehari-hari. Karena sifatnya yang tidak beracun bahan ini banyak dipakai sebagai pelarut dalam dunia farmasi dan industri makanan dan minuman. Etanol tidak berwarna dan tidak berasa tapi memiliki bau yang khas (bau vodka). Bahan ini dapat memabukkan jika diminum. Etanol sering ditulis dengan rumus EtOH. Rumus molekul etanol adalah C_2H_5OH atau rumus empirisnya C_2H_6O . Berikut ini struktur molekul etanol sesuai dengan gambar 1.1 di bawah ini :



Gambar 1.1. Struktur Molekul Etanol (C_2H_5OH)

Etanol merupakan suatu zat yang bersifat jernih, cairan yang tidak terlarutkan, seringkali bersifat ramah namun jika etanol dalam larutan yang

berkonsentrasi tinggi etanol akan bersifat mambakar. Etanol mempunyai titik didih pada 78.5°C dan titik beku pada (-114.5°C) . Etanol $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ merupakan jenis alkohol, dimana merupakan suatu senyawa yang memiliki gugus hidroksil, $-\text{OH}$ yang terikat dengan rantai atom karbon. Adapun karakteristik etanol dapat dilihat seperti Tabel 1.2 berikut ini :

Tabel 1.3. Karakteristik etanol.

Rumus Molekul	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$
Massa Molekul	46,06844 (232) g/mol
Wujud	Cairan bening
Densitas	$0,789 \text{ g/cm}^3$
Titik beku	$-114,3 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (158,8 K)
Titik didih	$78,4 \text{ C}$ (351,6 K)
Kelarutan dalam air	Dapat larut.

Berdasarkan atas letak radikal OH pada atom C, alkohol dapat dibedakan atas alkohol primer, alkohol sekunder dan alkohol tersier. Di bawah ini adalah merupakan penjelasan tentang penggolongan alkohol tersebut :

1. Alkohol primer

Apabila suatu alkohol di mana gugus hidroksil (OH) terikat pada atom karbon primer yaitu atom karbon yang mengikat satu atom karbon yang lain.

Contoh: $\text{H}_3\text{C} - \text{CH}_2 - \text{OH}$ (etanol)

2. Alkohol sekunder

Apabila alkohol dimana gugus hidroksil (-OH) terikat pada atom sekunder, yaitu atom karbon yang mengikat dua atom karbon yang lain.

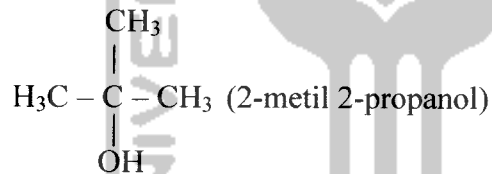
Contoh : $\text{H}_3\text{C} - \text{CH} - \text{CH}_3$ (2-propanol)



3. Alkohol tersier

Apabila alkohol dimana gugus hidroksil (-OH) terikat pada atom karbon tersier yaitu atom karbon yang mengikat tiga atom karbon yang lain.

Contoh :



Alkohol atau ethanol mempunyai sifat-sifat fisis yaitu (Sabirin, 1997):

1. Sifatnya mudah menguap dan mudah terbakar.
2. Mempunyai bau dan rasa yang khas.
3. Dapat bercampur dengan air, metyl alkohol, eter, khloroform dan aseton.
4. Apabila dicampur dengan air akan terjadi peristiwa kontraksi atau penyusutan volume.
5. Pada temperatur kamar dapat berupa zat cair dan tidak berwarna.
6. Sifat-sifat fisis lain (Perry dan Don Green, 1984):
 - Berat molekul : 46,07
 - Berat jenis : 0,789 gr/ml

- Titik didih : 78,4^oC
- Titik beku : - 122^oC
- Panas spesifik : 0,618 cal/gr
- Indeks bias : 1,3651
- Tegangan permukaan : 22,3 dyne/cm
- Titik nyala api : 12,7^oC
- Spesifik gravity : 0,816
- Viskositas : 0,0141 poise

1.2.3. Proses pembuatan alkohol

Secara umum jerami dan bahan lignoselulosa lainnya tersusun dari selulosa, hemiselulosa, dan lignin. Selulosa dan hemiselulosa tersusun dari monomer-monomer gula sama seperti gula yang menyusun pati (glukosa). Selulosa ini berbentuk serat-serat yang terpilin dan diikat oleh hemiselulosa, kemudian dilindungi oleh lignin yang sangat kuat. Akibat dari perlindungan lignin dan hemiselulosa ini, selulosa menjadi sulit untuk dipotong-potong menjadi gula (proses hidrolisis). Salah satu langkah penting untuk biokonversi jerami menjadi etanol adalah memecah perlindungan lignin ini.

Proses biokonversi jerami menjadi ethanol adalah :

- Panen
- Pretreatment

- Hidrolisis
- Fermentasi
- Distilasi
- Dehidrasi

Jerami padi yang baru saja dipanen dikumpulkan di suatu tempat. Jerami ini kemudian di cacah-cacah dengan mesin cacah agar ukurannya menjadi kecil-kecil dan siap untuk dilakukan pretreatment. Banyak cara untuk melakukan pretreatment, misalnya dengan cara ditekan dan dipanaskan secara cepat dengan uap panas (*Steam Exploded*). Bisa juga dengan cara direndam dengan kapur selama waktu tertentu. Ada juga yang merendamnya dengan bahan-bahan kimia yang bisa membuka perlindungan lignin. Setelah pelindung lignin ini menjadi 'lunak', maka jerami siap untuk dihidrolisis.

Ada dua cara umum untuk hidrolisis, yaitu: hidrolisis dengan asam dan hidrolisis dengan enzim. Hidrolisis asam biasanya menggunakan asam sulfat encer. Jerami dimasak dengan asam dalam kondisi suhu dan tekanan tinggi. Dalam kondisi ini waktu hidrolisisnya singkat. Hidrolisis bisa juga dilakukan dalam suhu dan tekanan rendah, tetapi waktunya menjadi lebih lama. Hidrolisis dilakukan dalam dua tahap. Pada tahap pertama sebagian besar hemiselulosa dan sedikit selulosa akan terpecah-pecah menjadi gula penyusunnya. Hidrolisis tahap kedua bertujuan untuk memecah sisa selulosa yang belum terhidrolisis. Dengan dua tahap hidrolisis ini diharapkan akan diperoleh gula dalam jumlah yang banyak.

Cairan hidrolisat (hasil hidrolisis) asam memiliki pH yang sangat rendah dan kemungkinan ada juga senyawa-senyawa yang beracun untuk mikroba. Hidrolisat ini harus dinetralkan dan didetoksifikasi sebelum difermentasi menjadi etanol. Tujuan dari netralisasi dan detoksifikasi adalah untuk menetralkan pH dan menghilangkan senyawa racun tersebut. Hidrolisat yang sudah netral tersebut siap untuk difermentasi menjadi etanol.

Cara kedua hidrolisis adalah dengan menggunakan enzim selulase. Enzim ini memiliki kemampuan untuk memecah selulosa menjadi glukosa. Penggunaan enzim lebih efisien dalam menghidrolisis selulosa. Keuntungan lainnya adalah bisa digabungkan dengan proses fermentasi yang dikenal dengan metode SSF (*simultaneous saccharification and fermentation*). Namun untuk saat ini harga enzim masih mahal.

Proses fermentasi hidrolisat selulosa sama seperti proses fermentasi etanol pada umumnya. Mikroba yang umum digunakan adalah ragi roti (*yeast*). *Yeast* biasa digunakan untuk fermentasi alkohol, *Saccharomyces cerevisiae* salah satunya. *Yeast* tumbuh dengan baik pada kondisi pH netral atau pH lingkungan yang kandungan asamnya rendah.

Yeast akan tumbuh pada temperatur antara 10°-37°C (50°-98,6°F), dengan temperatur optimal antara 30°-37°C (86°-98,6°F). sebagian besar *cells yeast* mati pada temperatur sekitar 50°C (122°F) (www.wikipedia.com)

Setelah hidrolisat difermentasi selama beberapa waktu, maka tahap berikutnya adalah purifikasi etanol. Proses purifikasi etanol ini tidak jauh berbeda dengan purifikasi ethanol dari singkong. Prosesnya meliputi distilasi dan dehidrasi. Proses distilasi akan meningkatkan kandungan etanol hingga 95%. Sisa air yang masih ada dihilangkan dengan proses dehidrasi hingga kandungan etanol mencapai 99,7%.



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku dibagi menjadi dua, yaitu bahan baku utama dan bahan baku pembantu:

2.1.1 Bahan Baku Utama

1. Jerami

Fase	: padat
Rumus molekul	: $C_6H_{10}O_5$
Berat molekul	: 162 g/gmol
Densitas	: 1300 kg/m^3
Kapasitas panas, Cp	: $(30,7087 + 2,37687T - 1,68196E-03T^2 + 4,388E-07T^3) \text{ J/mol K}$
Konduktifitas panas, K	: $0,0000356*(Cp/BM)*(rho/BM)^{1/3}$

2. Yeast (ragi)

Fase	: padat
Jenis	: <i>Saccharomyces Cereviceae</i>
Densitas	: 1004 kg/m^3
Kapasitas panas, Cp	: $1,0 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$
Konduktifitas panas, K	: $0,373 \text{ btu/J ft } ^\circ\text{F}$
Suhu pertumbuhan	: $30-35^\circ\text{C}$

Suhu penyimpanan : 30-35°C

3. Air

Rumus molekul : H₂O

Fase : cair

Densitas : 998 kg/m³

Titik didih, T_d : 100°C

Titik beku, T_b : 0°C

Kapasitas panas : 0.950 kcal/kg °C

Viskositas : 1 cp

2.1.2. Bahan Baku Pembantu

Bahan pembantu dalam proses fermentasi pembentukan etanol diantaranya:

1. Enzim

Fase : padat

Jenis : Enzim selulase

pH : 4,5 - 5

2.1.3. Spesifikasi Produk

Etanol

Fase : cair

Rumus molekul : C₂H₅OH

Berat molekul : 46 g/gmol

Titik didih, Td	: 78,4°C
Titik beku, Tb	: -114 °C
Densitas	: 789 kg/m ³
Kapasitas panas,Cp	: 0,680 kcal/kg °C
Viscositas	: 1,0 cp
Konduktifitas panas, K	: 0,105 btu/J ft °F
Kemurnian	: 100%
Impurities	: air

2.2. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik etanol ini meliputi :

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses.

b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan *Etanol* di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

c. Pengendalian Kualitas Bahan selama Proses

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu diadakan pengendalian/ pengawasan bahan selama proses berlangsung.

d. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi *Etanol*

e. Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemandahan (dari satu tempat ke tempat lain).

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama *Etanol* pada saat akan dipindahkan dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal.

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

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau disett baik itu *flow meter* bahan baku atau produk, *level controller*, maupun *temperature controller*, dapat diketahui

dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm. Bila terjadi penyimpangan, maka harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat kontrol yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

1. Level Controller

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, level yang terukur akan dicocokkan dengan set point bila belum sesuai maka suhu tersebut akan dikoreksi sampai diperoleh level yang diinginkan.

2. Flow Controller

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

3. Temperature Controller

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Temperatur yang terukur akan dicocokkan dengan set point bila belum sesuai maka suhu tersebut akan dikoreksi sampai diperoleh temperatur yang diinginkan.

4. Pressure Controller

Merupakan alat yang dipasang pada alat proses untuk mengendalikan tekanan di dalam alat sesuai dengan kondisi operasi alat tersebut.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian

mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Tahap pertama proses yaitu bahan Jerami yang di masukkan kedalam *Silo-01* (SL-01) dengan menggunakan *screw conveyor-01* (SC-01) kemudian diumpankan ke Ball Mill untuk mengecilkan ukuran jerami sehingga menjadi bubuk sebelum masuk kedalam steam exploison dengan menggunakan *screw conveyor-02* (SC-02) yang kemudian di angkut oleh *bucket elevator-01* (BE-01) lalu diumpankan ke *steam exploison-01* (SE-01) selanjutnya steam dari utilitas diumpankan ke *steam exploison-01*.

Proses di dalam *steam exploison-01* berlangsung selama 8 menit pada suhu 190°C dan tekanan 12,39 atm. Hasil dari *steam exploison-01* diumpankan ke reaktor (R-01) dimana tekanan diturunkan hingga 1 atm dan suhu hingga mencapai suhu 38°C dengan *cooler-01* (CL-01) sebelum masuk ke reaktor hidrolisis.

Di reaktor hidrolisis selulosa yang terkandung dalam Jerami diubah menjadi glukosa. Reaktor hidrolisis beroperasi secara batch pada suhu 38°C dengan waktu tinggal 16 jam dengan konversi 96%. Hasil dari hidrolisis berupa larutan glukosa dialirkan ke *rotary drum vacuum filter* (F-01) untuk memisahkan *cake* dengan larutan glukosa, kemudian suhu diturunkan hingga 35°C dengan *cooler-02* (CL-02) sebelum masuk fermenter. *Filtrat* hasil

penyaringan dialirkan ke fermentor (RF) untuk difermentasikan, sedangkan cake nya dialirkan ke unit pengolahan limbah (UPL). Larutan glukosa yang dialirkan ke fermentor ditambah dengan *yeast*.

Fermentasi berjalan secara *batch* selama 48 jam, pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm. Setelah dioptimasi, karena proses berlangsung lama dilihat dari waktu pengisian, waktu reaksi, waktu pengosongan, waktu pembersihan dan untuk menghindari hal-hal yang tidak diinginkan misal kerusakan alat maka dibuat 12 reaktor fermentasi.

Hasil fermentasi berupa etanol dengan kadar 30-40%. Hasil fermentasi diumpankan ke *rotary drum vacuum filter* (F-02) untuk memisahkannya dari *cake*. Etanol diumpankan ke menara destilasi-01 (MD-01) untuk menaikkan kadar etanol menjadi 95,6%. Hasil bawah *menara destilasi-01* (MD-01) direcycle kemudian didinginkan dari 107,79°C menjadi 38°C dengan *cooler-04* (CL-04) sebelum masuk ke reaktor hidrolisis.

Hasil atas menara distilasi-01 (MD-01) adalah etanol 95,6% yang selanjutnya didinginkan dari 86,97°C menjadi 32°C dengan *cooler-03* (CL-03). Tahap selanjutnya etanol dimurnikan lagi menjadi 99,7% dengan sistem penyerapan *Adsorben* menggunakan silica gel, yang kemudian etanol 99,7% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01)

3.2.1. Neraca Massa

Dibawah ini merupakan neraca massa overall dari proses pembuatan bioetanol :

Tabel 3.1. Neraca Massa Overall

Komponen	Umpan (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_6H_{10}O_5$	16.200,0366	648,0015
$C_6H_{12}O_6$	0,0000	4.280,3076
Enzym	61,4414	61,4414
Abu	2.355,2518	0,0000
Yeast	167,6735	167,6735
C_2H_5OH	0,0000	6.644,3071
H_2O	6.993,2138	5.265,2099
CO_2	0,0000	6.355,3076
Total	25.777,6170	25.777,6170

3.2.2. Neraca Massa Tiap Alat

Neraca massa tiap alat terdiri atas neraca massa reaktor, filter, fermenter, filter, menara distilasi. Dibawah ini adalah neraca massa Reaktor Hidrolisis :

1. Neraca Massa Reaktor

Tabel 3.2. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Umpan	Keluar
	kg/jam	kg/jam
	Arus (5)	Arus (6)
$C_6H_{10}O_5$	16.200,037	648,00146
H_2O	6.881,4315	5.153,4276
$C_6H_{12}O_6$	0,0000	17.280,039
Enzym	61,441352	61,441352
Abu	2.355,2518	2.355,2518
Total	25.498,161	25.498,161

2. Neraca Massa Filter 1

Dibawah ini adalah neraca massa Filter 1 :

Tabel 3.3. Neraca Massa Filter 1

Komponen	Umpan	Cake	Filtrat
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
	Arus (6)	Arus (7)	Arus (8)
$C_6H_{10}O_5$	648,0014	19,9428	628,0587
$C_6H_{12}O_6$	17.280,03901	175,1293	17104,9097
Abu	2.355,2519	2.355,2519	0,0000
H_2O	5.153,4276	529,9359	4.623,4917
Enzym	61,4414	61,4414	0,0000
	25.498,1612	3141,7011	22356,4601
Total	25.498,1612	25.498,1612	

3. Neraca Massa Fermentor

Dibawah ini adalah neraca massa Reaktor Fermenter :

Tabel 3.4. Neraca Massa Fermentor

Komponen	Umpan	Atas	Bawah
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
	Arus (9)	Arus (10)	Arus (11)
$C_6H_{12}O_6$	17.104,9097	0,0000	4.105,17833
H_2O	4.735,2739	0,0000	4.735,2739
C_2H_5OH	0,0000	0,0000	6.644,3071
CO_2	0,0000	6.355,4242	0,0000
$C_6H_{10}O_5$	628,0587	0,0000	628,0587
Yeast	167,6735	0,0000	167,6735
	22635,9158	6355,4242	16.280,4916
Total	22635,9158	22635,9158	

4. Neraca Massa Filter 2

Dibawah ini adalah neraca massa Filter 2:

Tabel 3.5. Neraca Massa Filter 2

Komponen	Umpan	Cake	Filtrat
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
	Arus (13)	Arus (14)	Arus (15)
C ₆ H ₁₂ O ₆	4.105,1783	12,8158	4.092,3625
H ₂ O	4.735,2739	14,78288	4.720,4911
C ₂ H ₅ OH	6.644,307149	20,7426	6.623,5645
C ₆ H ₁₀ O ₅	628,0587	1,9607	626,0979
Yeast	167,6735	167,6735	0,0000
	16.280,4916	217,9755	16.062,5161
Total	16.280,4916	16.280,4916	

5. Neraca Massa MD-01 (95,6%)

Dibawah ini adalah neraca massa Menara Distilasi :

Tabel 3.6. Neraca Massa MD-01

Komponen	Umpan	Atas	Bawah
	Kg/jam	kg/jam	kg/jam
	Arus (17)	Arus (18)	Arus (24)
C ₂ H ₅ OH	6.623,5645	6.332,1277	291,4368
H ₂ O	4.720,4911	278,6136	4.441,8775
C ₆ H ₁₀ O ₅	626,0979	0,0000	626,0979

$C_6H_{12}O_6$	4.092,3625	0,0000	4.092,3625
	16.062,5161	6.610,7413	9.451,7748
Total	16.062,5161	16.062,5161	

6. Neraca massa Adsorber (99,7%)

Dibawah ini adalah neraca massa Adsorber :

Tabel 3.7. Neraca Massa Adsorber

komponen	umpan	Atas	Bawah
	kg/jam	Kg/jam	kg/jam
	Arus (20)	Arus (28)	Arus (22)
C_2H_5OH	6.332,1277	0,0000	6.313,1313
H_2O	278,6136	0,0000	0,8358
Total	6.610,7413	0,0000	6.313,9671

$$\text{Air yang di serap silica gel} = 99,7\% \times 278,6136$$

$$= 277,7778 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Etanol yang ikut terserap silica gel} = 0,3\% \times 6.332,1277 \text{ kg/jam}$$

$$= 18,9964 \text{ kg/jam}$$

3.3. Neraca Panas

Basis : 1 jam

Satuan : kjoule/jam

Suhu Referensi : $25^{\circ}C$ (fase cair)

3.3.1 Reaktor 01

Suhu Umpan : 38°C

Suhu Keluar : 38°C

Dibawah ini adalah neraca panas Reaktor Hidrolisis :

Tabel 3.8 Neraca Panas Reaktor

Input (kj/jam)		Output (kj/jam)	
1. panas masuk		1. panas hasil pemanasan	
$\Delta H_m =$	13.695,73128	$\Delta H_k =$	215.848,0181
2. beban panas			
$Q =$	-11.188.567,34	$\Delta H_r =$	-11.390.719,62
	-11.174.871,6		-11.174.871,6

3.3.2. Filter 1

Suhu Umpan : 38°C

Suhu Keluar : 38°C

Dibawah ini adalah neraca panas Filter 1 :

Tabel 3.9. Neraca Panas Filter 1

Input (kj/jam)		Output (kj/jam)	
1. panas masuk		1. panas hasil pemanasan	
$\Delta H_m =$	14.599,65889	$\Delta H_k =$	240.035,2185
2. beban panas			
$Q =$	225.435,5596		
	240.035,2185		240.035,2185

3.3.3. Filter 2

Suhu Umpan : 35°C

Suhu Keluar : 35°C

Dibawah ini adalah neraca panas Filter 2 :

Tabel 3.10. Neraca Panas Filter

Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
1. panas masuk $\Delta H_m = 210,2874$	1. panas keluar $\Delta H_k = 535.469,7361$
2. Beban, masuk 535.259,4487	
127.870,1730	535.469,7361

3.3.4. Fermentor

Suhu umpan : 35°C

Suhu keluar : 35°C

Dibawah ini adalah neraca panas Fermenter :

Tabel 3.11. Neraca Panas Fermentor

Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
1. panas masuk $\Delta H_m = 672.993,6279$	1. panas hasil pemanasan $\Delta H_k = 83.521,0185$
2. beban panas $Q = -6.756.495,552$	$\Delta H_r = -6.167.022,943$
-6.083.501,924	-6.083.501,924

3.3.5. Menara Distilasi 01

Suhu umpan : $97,43^{\circ}\text{C}$

Suhu Puncak : $86,97^{\circ}\text{C}$

Suhu dasar : $107,79^{\circ}\text{C}$

Dibawah ini adalah neraca panas Menara Distilasi :

Tabel 3.12. Neraca Panas Menara Distilasi 01

Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
1. Panas Masuk $F.H_F = 3.233,4792$	1. Panas hasil puncak $D.H_D = 1.270,3436$
2. Beban Panas Reboiler $Q_B = 1.374.537,4666$	2. Panas hasil bawah $B.H_B = 1.977,8941$
	3. Beban Panas Condensor $Q_c = 1.374.522,7082$
$1.377.770,9459$	$1.377.770,9459$

3.3.6. Heat Exchanger - 01

Suhu Masuk : 35°C

Suhu Keluar : $97,43^{\circ}\text{C}$

Dibawah ini adalah neraca panas Heat Exchanger :

Tabel 3.13. Neraca Panas Heat Exchanger – 01

Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
1. panas masuk $\Delta H_1 = 587.481,3403$	1. panas hasil pemanasan $\Delta H_2 = 4.255.127,347$

2. beban panas		
$Q_s =$	3.667.646,007	
	4.255.127,347	4.255.127,347

3.3.7. CL-01

Suhu Masuk : $178,33^{\circ}\text{C}$

Suhu Keluar : 38°C

Dibawah ini adalah neraca panas Cooler 01 :

Tabel 3.14. Neraca Panas CL-01

Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
1. panas masuk	1. panas hasil pendinginan
$\Delta H1 =$ 13.412.326	$\Delta H2 =$ 923.381,32
2. beban panas	
$Q_s =$ 12.488.944,6839	
923.381,32	923.381,32

3.3.8. CL-02

Suhu Masuk : 38°C

Suhu Keluar : 35°C

Dibawah ini adalah neraca panas Cooler 02 :

Tabel 3.15. Neraca Panas CL-02

Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
1. panas masuk	1. panas hasil pendinginan
$\Delta H1 = 879.510,2185$	$\Delta H2 = 672.993,6279$
2. beban panas	
$Qs = -206.516,5906$	
672.993,6279	672.993,6279

3.3.9. CL-03

Suhu Masuk : $85,33^{\circ}\text{C}$

Suhu Keluar : 35°C

Dibawah ini adalah neraca panas Cooler 03 :

Tabel 3.16. Neraca Panas CL-03

Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
1. panas masuk	1. panas hasil pendinginan
$\Delta H1 = 1.100.251,295$	$\Delta H2 = 182.372,169$
2. beban panas	
$Qs = -917.879,1262$	
182.372,169	182.372,169

3.3.10. CL-04

Suhu Masuk : $107,79^{\circ}\text{C}$

Suhu Keluar : 38°C

Dibawah ini adalah neraca panas Cooler 04 :

Tabel 3.17. Neraca Panas CL-04

Input (kj/jam)		Output (kj/jam)	
1. panas masuk		1. panas hasil pendinginan	
$\Delta H1 =$	371.843,4311	$\Delta H2 =$	53.448,2589
2. beban panas			
$Q_s =$	-318.395,1722		
53.448,2589		53.448,2589	

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Spesifikasi Alat Proses

1. STEAM EXPLOISON

Kode	:	SE-01
Fungsi	:	Mengubah struktur lignoselulosa, menjadi selulosa dengan bantuan steam sebanyak 20.480,4508 kg/jam
Tipe	:	Tangki silinder tegak berpengaduk
Kondisi operasi	:	- Tekanan : 12,39 atm - Suhu : 190°C
Diameter	:	1,18 m
Tinggi	:	0,41 m
Volume cairan	:	0,12 m ³
Tebal shell	:	3/4 in
Tebal head	:	1 in
Jenis pengaduk	:	Flat blade turbine impellers dengan 6 blade dan jumlah baffle 4 buah.
Diameter Impeller	:	0,39 m
Tinggi Impeller	:	0,08 m
Lebar Impeller	:	0,1 m
Lebar baffle	:	0,2 m
Power motor	:	0,01 Hp (standar NEMA)
Jumlah	:	1 buah

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA- 283 grade C
 Harga : \$ 25.261,6025

2. REAKTOR

Kode : R – 01

Fungsi : Mengubah $C_6H_{10}O_5$ menjadi glukosa ($C_6H_{12}O_6$), dengan katalis enzim selulosa

Tipe : sebanyak 25.072,4 L/jam

Kondisi operasi : Tangki silinder tegak berpengaduk
 : - Tekanan : 1 atm
 : - Suhu : 38°C

Diameter : 3,94 m

Tinggi : 8,18 m

Volume cairan : 70,61 m³

Tebal shell : 3/8 in

Tebal head : 5/8 in

Jenis pengaduk : *Flat blade turbine impellers* dengan 6 blade
 : dan jumlah *baffle* 4 buah.

Diameter impeller : 1,31 m

Tinggi impeller : 0,26 m

Lebar impeller : 0,33 m

Lebar baffle : 0,67 m

Power motor : 3 Hp (standar NEMA)

Jumlah : 8 buah
 Bahan konstruksi : *Carbon steel SA- 283 grade C*
 Harga : \$ 1.677.211,2699

3. FILTER - 01

Kode : F - 01
 Fungsi : Memisahkan $C_6H_{12}O_6$ dari slurry sebanyak
 : 25.072,4 L/jam
 Tipe : *Rotary Drum Vaccum Filter.*
 Kondisi operasi : - Tekanan : 1 atm
 : - Suhu : 38°C
 Diameter drum : 1,05 m
 Panjang drum : 2,1 m
 Power motor : 0,5 Hp (standar NEMA)
 Jumlah : 1 buah
 Bahan konstruksi : *Carbon steel SA- 283 grade C*
 Harga : \$ 14.413,3703

4. FILTER - 02

Kode : F - 02
 Fungsi : Memisahkan C_2H_5OH dari slurry sebanyak
 : 20.087,3571 L/jam
 Tipe : *Rotary Drum Vaccum Filter.*
 Kondisi operasi : - Tekanan : 1 atm

	:	- Suhu	:	35°C
Diameter drum	:	2,31 m		
Panjang drum	:	4,61 m		
Power motor	:	2,5 Hp (standar NEMA)		
Jumlah	:	1 buah		
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA- 283 grade C		
Harga	:	\$ 37.133,1487		

5. FERMENTER

Kode	:	RF
Fungsi	:	Mengubah glukosa ($C_6H_{12}O_6$) yang ada dalam larutan menjadi etanol (C_2H_5OH) dengan bantuan <i>yeast</i> sebanyak 20.120,97 L/jam.
Tipe	:	Reaktor batch
Kondisi operasi	:	- Tekanan : 1 atm
	:	- Suhu : 35°C
Diameter	:	4,25 m
Tinggi	:	9,47 m
Volume cairan	:	94,83 m ³
Tebal shell	:	7/16 in
Tebal head	:	5/8 in
Jenis pengaduk	:	Flat blade turbine impellers dengan 6 blade dan jumlah baffle 4 buah.

Diameter impeller	:	1,42 m
Tinggi impeller	:	0,28 m
Lebar impeller	:	0,35 m
Lebar baffle	:	0,72 m
Power motor	:	5,5 Hp (standar NEMA)
Jumlah	:	12 buah
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA- 283 grade C</i>
Harga	:	\$ 2.995.433,0871

6. MENARA DISTILASI-1

Kode	:	MD-01
Fungsi	:	Memurnikan etanol menjadi 95,6% yang keluar dari F-02 berdasarkan perbedaan titik didih sebanyak 19.829,1941 L/jam.
Tipe	:	<i>Sieve plate distillation.</i>
Kondisi operasi	:	
• Umpan	:	$P = 1,27 \text{ atm}, T = 97,43 \text{ }^\circ\text{C}$
• Distilat	:	$P = 1,23 \text{ atm}, T = 86,97 \text{ }^\circ\text{C}$
• Bottom	:	$P = 1,3 \text{ atm}, T = 107,79 \text{ }^\circ\text{C}$
Dimensi menara	:	
• Diameter atas	:	2 m
• Diameter bawah	:	1,09 m
• Jumlah tray	:	21

- Tray spacing : 0,6 m
 - Tinggi menara : 16,47 m
 - Tebal shell : 3/16 in
 - Tebal head : 1/4 in
- Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 178 grade C*
- Harga : \$ 5.403,3392

7. ADSORBER

- Kode : ADS
- Fungsi : Memurnikan kadar Ethanol sampai 99,7% yang keluar dari MD-01 berdasarkan sistem penyerapannya menggunakan Silica gel sebanyak 10.294,2 L/jam.
- Tipe : Cylindrical Adsorber
- Kondisi Operasi : $P = 1 \text{ atm}$
 $T = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 308 \text{ }^{\circ}\text{K}$
- Diameter : 1,9474 m
- Tinggi : 6,5 m
- Tekanan dalam tangki : 17,64 Psi
- Tebal Shell : 3/16
- Tebal Head : 3/16
- Harga : \$ 2.099,0194

8. HEATER-01

Kode	:	IE-01
Fungsi	:	Memanaskan hasil filter 2 untuk umpan menara destilasi sebanyak 19.829,1941 L/jam
Jenis	:	<i>Shell & tube exchanger</i>
Kondisi operasi	:	
• Suhu masuk	:	35 °C
• Suhu keluar	:	97,43 °C
• Tekanan	:	1 atm
<i>Tube side</i>	:	Nt : 66 tube
	:	OD, BWG : 1 in, 16
	:	Pitch : 1,25 in (triangular)
	:	Pass : 2
	:	Pressure drop : 0,0031 psia
<i>Shell side</i>	:	L : 16 ft
	:	ID : 13,25 in
	:	Pass : 1
	:	Pressure drop : 0,2820 psia
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 18.481,4276

9. COOLER-01

Kode	:	CL-01
Fungsi	:	Mendinginkan hasil keluaran steam explosion untuk diumpankan ke reactor hidrolisis.
Jenis	:	<i>Shell & tube exchanger</i>
Kondisi operasi	:	
• Suhu masuk	:	178,33 °C
• Suhu keluar	:	38 °C
• Tekanan	:	1 atm
<i>Tube side</i>	:	Nt : 232 tube
	:	OD, BWG : 1 in, 18
	:	Pitch : 1,25 in (triangular)
	:	Pass : 2
	:	Pressure drop : 0,4284 psia
<i>Shell side</i>	:	L : 18 ft
	:	ID : 23,25 in
	:	Pass : 1
	:	Pressure drop : 0,0436 psia
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 17.822,9013

10. COOLER-02

Kode	:	CL-02
Fungsi	:	Mendinginkan hasil keluaran R-01 menuju RF-01
Jenis	:	<i>Shell & tube exchanger</i>
Kondisi operasi	:	38 °C
• Suhu masuk	:	35 °C
• Suhu keluar	:	1 atm
• Tekanan	:	Nt : 152 tube
<i>Tube side</i>	:	OD : 1 in
	:	BWG : 18
	:	Pitch : 1,25 in (triangular)
	:	Pass : 1
	:	Pressure drop : 0,0103 psia
<i>Shell side</i>	:	L : 18 ft
	:	ID : 19,25 in
	:	Pass : 1
	:	Pressure drop : 0,0601 psia
Harga	:	\$ 7.265,8699
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>

11. COOLER-03

Kode	:	CL-03
Fungsi	:	Mendinginkan larutan hasil atas MD-01 untuk umpan adsorber sebanyak 10.294,2 L/jam.
Jenis	:	<i>Shell & tube exchanger</i>
Kondisi operasi	:	
• Suhu masuk	:	85,33 °C
• Suhu keluar	:	35 °C
• Tekanan	:	1 atm
<i>Tube side</i>	:	Nt : 86 tube
	:	OD : 1 in
	:	Pitch : 1,25 in (triangular)
	:	Pass : 2
	:	Pressure drop : 0,0176 psia
<i>Shell side</i>	:	L : 18 ft
	:	ID : 15,25 in
	:	Pass : 1
	:	Pressure drop : 0,0023 psia
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 9.826,1793

12. COOLER-04

Kode	:	CL-04
Fungsi	:	Mendinginkan hasil recycle selulosa dan glukosa yang berasal dari hasil bawah MD-01 .sebanyak 3.776,1029 L/jam.
Jenis	:	<i>Double pipe exchanger</i>
Kondisi operasi	:	
	•	Suhu masuk : 107,79 °C
	•	Suhu keluar : 38 °C
	•	Tekanan : 1 atm
Panjang pipa total	:	10 ft
<i>Annulus pipe</i>	:	OD pipa, Sch No : 0,1383 in, 40
	:	ID pipa : 0,1723 in
	:	<i>Flow area</i> : 0,0083 ft ²
	:	<i>Pressure drop</i> : 0,59 psi
<i>Inner pipe</i>	:	OD pipa, Sch No : 1,66 in, 40
	:	ID pipa : 1,38 in
	:	<i>Flow area</i> : 0,0104 ft ²
	:	<i>Pressure drop</i> : 0,4523 psi
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 3.922,2863

13. CONDENSOR-01

Kode	:	CD-01
Fungsi	:	Mengembunkan hasil atas MD-01 sebanyak 10.294,2 L/jam.
Jenis	:	<i>Shell & tube exchanger</i>
Kondisi operasi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Suhu masuk : 86,97 °C • Suhu keluar : 85,33 °C • Tekanan : 1 atm
<i>Tube side</i>	:	Nt : 52 tube
	:	OD, BWG : 1 in, 16
	:	Pitch : 1,25 in (triangular)
	:	Pass : 2
	:	Pressure drop : 2,8927 psia
<i>Shell side</i>	:	L : 16 ft
	:	ID : 12 in
	:	Pass : 1
	:	Pressure drop : 0,1950 psia
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 6.770,1159

14. REBOILER-01

Kode	:	RB-01
Fungsi	:	Menguapkan hasil bawah MD-01 sebanyak 3.776,1029 L/jam.
Jenis	:	<i>Shell and Tube</i>
Kondisi operasi	:	
• Suhu masuk	:	107,79 °C
• Suhu keluar	:	107,79 °C
• Tekanan	:	1 atm
<i>Tube side</i>	:	Nt : 16 tube
	:	OD, BWG : 1, in, 16
	:	Pitch : 1,25 in (triangular)
	:	Pass : 2
	:	Pressure drop : 2,0552 psia
<i>Shell side</i>	:	L : 18 ft
	:	ID : 8 in
	:	Pass : 1
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 2.319,3650

15. TANGKI PRODUK

Kode	:	T-01
Fungsi	:	Menyimpan produk ethanol 99,7 % sebanyak 8.002,2714 L/jam.
Jenis	:	Silinder tegak (<i>conical roof & flat bottom</i>)
Kondisi operasi	:	
• Suhu	:	35 °C
• Tekanan	:	1 atm
Dimensi tangki	:	
• Diameter	:	17,6784 m
• Tinggi	:	6,7056 m
• Tebal shell	:	3/8 in
• Tebal head	:	5/8 in
Jumlah	:	1 buah
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Harga	:	\$ 41.375,9847

16. ACCUMULATOR-01

Kode	:	ACC-01
Fungsi	:	Menampung sementara hasil keluaran kondensor pada MD-01 sebanyak 10.294,2 L/jam.
Jenis	:	Tangki silinder <i>horizontal</i>
Kondisi operasi	:	
• Suhu	:	85,33 °C
• Tekanan	:	1 atm
Dimensi tangki	:	
• Diameter	:	1,0927 m
• Panjang	:	2,1854 m
• Tebal shell	:	3/16 in
• Tebal head	:	3/16 in
Jumlah	:	1 buah
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Harga	:	\$ 15.706,2584

17. SILO-01

Kode	:	SL-01
Fungsi	:	Menyimpan dan menampung bahan baku jerami selama 7 hari sebanyak 20.480,4508 kg/jam
Jenis	:	Tangki silinder <i>vertikal</i> dengan <i>conical bottom</i>
Kondisi operasi		
• Suhu	:	30 °C
• Tekanan	:	1 atm
Dimensi tangki	:	
• Diameter	:	8,5344 m
• Tinggi	:	8,5344 m
• Tebal shell	:	3/8 in
• Tebal head	:	1/4 in
Jumlah	:	1 buah
Bahan konstruksi	:	\$ Carbon steel
Harga	:	\$ 248.496,1800

18. SCREW CONVEYOR-01

Kode	:	SC-01
Fungsi	:	Mengalirkan bahan baku jerami dari silo yang akan diumpankan ke Ball mill sebanyak 20.480,4508 kg/jam

Jenis	:	Screw Conveyor dengan feed hopper dan discharge chute.
Kapasitas <i>conveyor</i>	:	16,5825 m ³ /jam
Kondisi operasi	:	
• Suhu	:	30 °C
• Tekanan	:	1 atm
Dimensi <i>conveyor</i>	:	
• Diameter	:	14 in
• Elevasi	:	2 ft
• Panjang	:	10 ft
Jumlah	:	1 buah
Power motor	:	0,5 Hp (standar NEMA)
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Harga	:	\$ 582,6078

19. SCREW CONVEYOR-02

Kode	:	SC-02
Fungsi	:	Mengalirkan bahan baku jerami dari Ball mill ke Bucket Elevator sebanyak 20.480,4508 kg/jam
Jenis	:	Screw Conveyor dengan feed hopper dan discharge chute.
Kapasitas <i>conveyor</i>	:	16,5825 m ³ /jam
Kondisi operasi	:	

• Suhu	:	30 °C
• Tekanan	:	1 atm
Dimensi <i>conveyor</i>	:	
• Diameter	:	14 in
• Elevasi	:	2 ft
• Panjang	:	10 ft
Jumlah	:	1 buah
Power motor	:	0,5 Hp (standar NEMA)
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Harga	:	\$ 582,6078

20. BUCKET ELEVATOR-01

Kode	:	BE-01
Fungsi	:	Mengangkut bahan baku jerami dari <i>screw conveyor-02</i> untuk dibawa ke <i>steam exploioson</i> sebanyak 20.480,4508 kg/jam

Kondisi operasi	:	
• Suhu	:	32 °C
• Tekanan	:	1 atm
Dimensi <i>elevator</i>	:	
• Ukuran <i>bucket</i>	:	10 x 6 x 61/4 in
• Tinggi elevasi	:	6,0371 m

Jumlah	:	1 buah
Power motor	:	0,5 Hp (standar NEMA)
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Harga	:	\$ 1.213,1603

21. SILO-02

Kode	:	SL-02
Fungsi	:	Menyimpan dan menampung bahan baku Silica gel selama 7 hari sebanyak 691,1631 kg/jam
Jenis	:	Tangki silinder <i>vertikal</i> dengan <i>conical bottom head</i> .
Kondisi operasi	:	
<ul style="list-style-type: none"> • Suhu • Tekanan 	:	<ul style="list-style-type: none"> 30 °C 1 atm
Dimensi tangki	:	
<ul style="list-style-type: none"> • Diameter • Tinggi • Tebal shell • Tebal head 	:	<ul style="list-style-type: none"> 4,7003 m 4,7003 m 1/4 in 1/4 in
Jumlah	:	1 buah
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Harga	:	\$ 86.052,9730

22. SCREW CONVEYOR-03

Kode	:	SC-03
Fungsi	:	Mengalirkan Silica gel dari silo yang akan ke bucket elevator sebanyak 691,1631 kg/jam
Jenis	:	Screw Conveyor dengan <i>feed</i> hopper dan <i>discharge chute</i> .
Kapasitas <i>conveyor</i>	:	10,0297 m ³ /jam
Kondisi operasi	:	
• Suhu	:	30 °C
• Tekanan	:	1 atm
Dimensi <i>conveyor</i>	:	
• Diameter	:	6 in
• Elevasi	:	2 ft
• Panjang	:	
Jumlah	:	10 ft
Power motor	:	1 buah
Bahan konstruksi	:	0,1 Hp (standar NEMA)
Harga	:	<i>Carbon steel</i>
	:	\$ 582,6078

23. SCREW CONVEYOR-04

Kode	:	SC-04
Fungsi	:	Memindahkan enzim dari Gudang-01 ke Bucket Elevator-03 sebanyak 122,0369 kg/jam
Jenis	:	Screw Conveyor dengan <i>feed</i> hopper dan <i>discharge chute</i> .
Kapasitas <i>conveyor</i>	:	122,2815 m ³ /jam
Kondisi operasi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Suhu : 32 °C • Tekanan : 1 atm
Dimensi <i>conveyor</i>	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter : 6 in • Elevasi : 2 ft • Panjang : 10 ft
Jumlah	:	1 buah
Power motor	:	2 Hp (standar NEMA)
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Harga	:	\$ 582,6078
	:	

24. SCREW CONVEYOR-05

Kode	:	SC-05
Fungsi	:	Memindahkan Yeast dari Gudang-02 ke Bucket Elevator-04 sebanyak 341,8564 kg/jam
Jenis	:	Screw Conveyor dengan <i>feed</i> hopper dan <i>discharge chute</i> .
Kapasitas <i>conveyor</i>	:	10,0297 m ³ /jam
Kondisi operasi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Suhu : 32 °C • Tekanan : 1 atm
Dimensi <i>conveyor</i>	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter : 6 in • Elevasi : 2 ft • Panjang : 10 ft
Jumlah	:	1 buah
Power motor	:	0,1 Hp (standar NEMA)
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Harga	:	\$ 582,6078

25. BUCKET ELEVATOR-02

Kode	:	BE-02
Fungsi	:	Mengangkut silica gel dari screw conveyer-03 untuk dibawa Adsorber sebanyak 691,1631 kg/jam
Kondisi operasi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Suhu : 32 °C • Tekanan : 1 atm
Dimensi elevator	:	<ul style="list-style-type: none"> • Ukuran bucket : 10 x 6 x 61/4 in • Tinggi elevasi : 4,7003 m
Jumlah	:	1 buah
Power motor	:	0,01 Hp (standar NEMA)
Bahan konstruksi	:	Carbon steel
Harga	:	\$ 810,3555

26. BUCKET ELEVATOR-03

Kode	:	BE-03
Fungsi	:	Mengangkut Enzim dari Screw Conveyor ke Reaktor Hidrolisis sebanyak 122,0369 kg/jam
Kondisi operasi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Suhu : 32 °C

- Tekanan : 1 atm

Dimensi *elevator* :

- Ukuran *bucket* : 6 x 4 x 61/4 in
- Tinggi elevasi : 8,1814 m

Jumlah : 1 buah

Power motor : 0,01 Hp (standar NEMA)

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Harga : \$ 1.130,0544

27. BUCKET ELEVATOR-04

Kode : BE-04

Fungsi : Mengangkut Yeast dari Screw Conveyor ke fermenter sebanyak 341,8564 kg/jam

Kondisi operasi

- Suhu : 32 °C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi *elevator* :

- Ukuran *bucket* : 6 x 4 x 61/4 in
- Tinggi elevasi : 9,47 m

Jumlah : 1 buah

Power motor : 0,03 Hp (standar NEMA)

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Harga : \$ 1.233,7662

28. POMPA - 01

Kode	:	P-01
Fungsi	:	Mengalirkan hasil dari Steam Explosion sebanyak 20.480,4508 kg/jam ke Expansion Valve
Tipe	:	<i>Multi stage centrifugal pump</i>
Impeller	:	<i>Radial flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	0,10552596 gpm
Power pompa	:	0,1 Hp = 0,1 Hp
Power motor	:	0,16 Hp = 0,2 Hp
Efisiensi pompa	:	75 %
Efisiensi motor	:	80 %
ns	:	9862,9836 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	3 in
SN	:	40
ID pipa	:	3,068 in
OD pipa	:	3,5 in
A pipe	:	7,38 in
Harga	:	\$ 454,2366

29. POMPA - 02

Kode	:	P-02
Fungsi	:	Mengalirkan hasil dari Expansion Valve sebanyak : 20.480,4508 kg/jam ke Cooler 01
Tipe	:	<i>Single stage centrifugal pump</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	79,0503596 Gpm
Power pompa	:	0,1 Hp
Power motor	:	0,2 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	9.862,9836 Rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	3 In
SN	:	40
ID pipa	:	3,068 In
OD pipa	:	3,5 In
A pipe	:	7,38 in ²
Harga	:	\$ 454,2366

30. POMPA - 03

Kode	:	P-02
Fungsi	:	Mengalirkan hasil dari Expansion Valve sebanyak : 20.480,4508 kg/jam ke Cooler 01
Tipe	:	<i>Single stage centrifugal pump</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	79,0503596 Gpm
Power pompa	:	0,1 Hp
Power motor	:	0,2 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	9.862,9836 Rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	3 In
SN	:	40
ID pipa	:	3,068 In
OD pipa	:	3,5 In
A pipe	:	7,38 in ²
Harga	:	\$ 454,2366

31. POMPA - 04

Kode	:	P-04
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor hidrolisis dari R - 01 ke F - 01 sebanyak 25.072,4 L/jam.
Tipe	:	<i>Single stage centrifugal</i>
Impeller	:	<i>Mixed Flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	117,4497 gpm
Power pompa	:	1,1 Hp
Power motor	:	1,3 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	3.410,3591 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 576,0378

32. POMPA - 05

Kode	:	P-05
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor hidrolisis dari R - 01 ke F - 01 sebanyak 25.072,4 L/jam.
Tipe	:	<i>Single stage centrifugal</i>
Impeller	:	<i>Mixed Flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	117,4497 gpm
Power pompa	:	1,1 Hp
Power motor	:	1,3 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	3.410,3591 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 576,0378

33. POMPA - 06

Kode	:	P-06
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor hidrolisis dari R - 01 ke F - 01 sebanyak 25.072,4 L/jam.
Tipe	:	<i>Single stage centrifugal</i>
Impeller	:	<i>Mixed Flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	117,4497 gpm
Power pompa	:	1,1 Hp
Power motor	:	1,3 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	3.410,3591 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 576,0378

34. POMPA - 07

Kode	:	P-07
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor hidrolisis dari R - 01 ke F - 01 sebanyak 25.072,4 L/jam.
Tipe	:	<i>Single stage centrifugal</i>
Impeller	:	<i>Mixed Flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	117,4497 gpm
Power pompa	:	1,1 Hp
Power motor	:	1,3 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	3.410,3591 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 576,0378

35. POMPA - 08

Kode	:	P-08
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor hidrolisis dari R - 01 ke F – 01 sebanyak 25.072,4 L/jam.
Tipe	:	<i>Single stage centrifugal</i>
Impeller	:	<i>Mixed Flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	117,4497 gpm
Power pompa	:	1,1 Hp
Power motor	:	1,3 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	3410,3591 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 576,0378

36. POMPA – 09

Kode	: P-09
	Mengalirkan produk reaktor hidrolisis dari R - 01 ke
Fungsi	: F – 01 sebanyak 25.072,4 L/jam.
Tipe	: <i>Single stage centrifugal</i>
Impeller	: <i>Mixed Flow</i>
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 117,4497 gpm
Power pompa	: 1,1 Hp
Power motor	: 1,3 Hp
Efisiensi pompa	: 75%
Efisiensi motor	: 80%
ns	: 3410,3591 rpm
Bahan konstruksi	: <i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	: 4 in
SN	: 40
ID pipa	: 4,026 in
OD pipa	: 4,5 in
A pipe	: 12,7 in ²
Harga	: \$ 576,0378

37. POMPA – 10

Kode	: P-10
	Mengalirkan produk reaktor hidrolisis dari R - 01 ke
Fungsi	: F – 01 sebanyak 25.072,4 L/jam.
Tipe	: <i>Single stage centrifugal</i>
Impeller	: <i>Mixed Flow</i>
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 117,4497 gpm
Power pompa	: 1,1 Hp
Power motor	: 1,3 Hp
Efisiensi pompa	: 75%
Efisiensi motor	: 80%
ns	: 3410,3591 rpm
Bahan konstruksi	: <i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	: 4 in
SN	: 40
ID pipa	: 4,026 in
OD pipa	: 4,5 in
A pipe	: 12,7 in ²
Harga	: \$ 576,0378

38. POMPA – 11

Kode	: P-11
	Mengalirkan produk reaktor hidrolisis ke filter 01
Fungsi	: sebanyak 25.072,4 L/jam.
Tipe	: <i>Single stage centrifugal</i>
Impeller	: <i>Mixed Flow</i>
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 117,4497 gpm
Power pompa	: 1,1 Hp
Power motor	: 1,3 Hp
Efisiensi pompa	: 75%
Efisiensi motor	: 80%
ns	: 3410,3591 rpm
Bahan konstruksi	: <i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	: 4 in
SN	: 40
ID pipa	: 4,026 in
OD pipa	: 4,5 in
A pipe	: 12,7 in ²
Harga	: \$ 576,0378

39. POMPA – 12

Kode	:	P-12
Fungsi	:	Mengalirkan keluaran filter 01 ke reaktor fermenter sebanyak 20.120,97 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	104,63901 gpm
Power pompa	:	1,17 Hp
Power motor	:	1,5 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	2.747,3653 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

40. POMPA – 13

Kode	:	P-13
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor fermenter dari RF-13 ke F-02 sebanyak 20.120,97 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	90,889392 gpm
Power pompa	:	0,058 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	19.148,437 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel.</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

41. POMPA – 14

Kode	:	P-14
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor fermenter dari RF-14 ke F-02 sebanyak 20.120,97 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	90,889392 gpm
Power pompa	:	0,058 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	19.148,437 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

42. POMPA – 15

Kode	:	P-15
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor fermenter dari RF-15 ke F-02 sebanyak 20.120,97 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	90,889392 gpm
Power pompa	:	0,058 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	19.148,437 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

43. POMPA – 16

Kode	:	P-16
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor fermenter dari RF-16 ke F-02 sebanyak 20.120,97 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	90,889392 gpm
Power pompa	:	0,058 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	19.148,437 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

44. POMPA – 17

Kode	:	P-17
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor fermenter dari RF-17 ke F-02 sebanyak 20.120,97 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	90,889392 gpm
Power pompa	:	0,058 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	19.148,437 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

45. POMPA – 18

Kode	:	P-18
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor fermenter dari RF-18 ke F-02 sebanyak 20.120,97 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	90,889392 gpm
Power pompa	:	0,058 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	19.148,437 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

46. POMPA – 19

Kode	:	P-19
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor fermenter dari RF-19 ke F-02 sebanyak 20.120,97 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	90,889392 gpm
Power pompa	:	0,058 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	19.148,437 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

47. POMPA – 20

Kode	:	P-20
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor fermenter dari RF-20 ke F-02 sebanyak 20.120,97 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	90,889392 gpm
Power pompa	:	0,058 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	19.148,437 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

48. POMPA – 21

Kode	:	P-21
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor fermenter dari RF-21 ke F-02 sebanyak 20.120,97 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	90,889392 gpm
Power pompa	:	0,058 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	19.148,437 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

49. POMPA – 22

Kode	:	P-22
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor fermenter dari RF-22 ke F-02 sebanyak 20.120,97 L/jam
Type	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	90,889392 gpm
Power pompa	:	0,058 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	19.148,437 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

50. POMPA – 23

Kode	:	P-23
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor fermenter dari RF-23 ke F-02 sebanyak 20.120,97 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	90,889392 gpm
Power pompa	:	0,058 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	19.148,437 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

51. POMPA – 24

Kode	:	P-24
Fungsi	:	Mengalirkan produk reaktor fermenter ke filter 02
		sebanyak 20.120,97 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump.</i>
Impeller	:	<i>Mixed flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	104,63901 gpm
Power pompa	:	0,06 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	18.443,523 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 in
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 in
OD pipa	:	4,5 in
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 493,9099

52. POMPA – 25

Kode	:	P-25
Fungsi	:	Mengalirkan keluaran filter 02 ke HE 01 sebanyak
	:	19.829,1941 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump</i>
Impeller	:	<i>Radial flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	89,745294 gpm
Power pompa	:	0,06 Hp
Power motor	:	0,1 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	18.678,646 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 In
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 In
OD pipa	:	4,5 In
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 490,1701

53. POMPA – 26

Kode	:	P-26
Fungsi	:	Mengalirkan keluaran HE 01 sebanyak 19.829,1941
	:	L/jam ke Menara Distilasi
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump</i>
Impeller	:	<i>Radial flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	89,745294 gpm
Power pompa	:	1,4 Hp
Power motor	:	2 Hp
Efisiensi pompa	:	75%
Efisiensi motor	:	80%
ns	:	1.687,9225 rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	4 In
SN	:	40
ID pipa	:	4,026 In
OD pipa	:	4,5 In
A pipe	:	12,7 in ²
Harga	:	\$ 490,1701

54. POMPA – 27

Kode	:	P-27
Fungsi	:	Mengalirkan keluaran bottom menara distilasi ke cooler 04 sebanyak 3.776,1029 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump</i>
Impeller	:	<i>Radial flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	13,79201 Gpm
Power pompa	:	0,015 HP
Power motor	:	0,02 HP
Efisiensi pompa	:	70%
Efisiensi motor	:	85%
ns	:	7.134,16312 Rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	1,5 In
SN	:	40
ID pipa	:	1,61 In
OD pipa	:	1,9 In
A pipa	:	2,04 in ²
Harga	:	\$ 321,7815

55. POMPA – 28

Kode	:	P-28
Fungsi	:	Mengalirkan keluaran Cooler 04 ke Reaktor
	:	Hidrolisis sebanyak 3.776,1029 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump</i>
Impeller	:	<i>Radial flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	13,79 Gpm
Power pompa	:	0,14 HP
Power motor	:	0,2 HP
Efisiensi pompa	:	70%
Efisiensi motor	:	85%
ns	:	1.283,5 Rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	1,5 In
SN	:	40
ID pipa	:	1,61 In
OD pipa	:	1,9 In
A pipa	:	2,04 in ²
Harga	:	\$ 159,3369

56. POMPA – 29

Kode	:	P-29
Fungsi	:	Mengalirkan keluaran destilat menara destilasi ke cooler 03 sebanyak 10.294,2 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump</i>
Impeller	:	<i>Radial flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	44,5 Gpm
Power pompa	:	0,02 HP
Power motor	:	0,02 HP
Efisiensi pompa	:	70%
Efisiensi motor	:	85%
ns	:	16.435,543 Rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	3 In
SN	:	40
ID pipa	:	3,068 In
OD pipa	:	3,5 In
A pipa	:	7,38 in ²
Harga	:	\$ 321,7815

57. POMPA – 30

Kode	:	P-30
Fungsi	:	Mengalirkan keluaran cooler 03 ke Adsorber
	:	sebanyak 10.294,2 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump</i>
Impeller	:	<i>Radial flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	31,7043 Gpm
Power pompa	:	0,1907 HP
Power motor	:	0,5 HP
Efisiensi pompa	:	70%
Efisiensi motor	:	85%
ns	:	44,5 Rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	3 In
SN	:	40
ID pipa	:	3,068 In
OD pipa	:	3,5 In
A pipa	:	7,38 in ²
Harga	:	\$ 321,7815

58. POMPA – 31

Kode	:	P-31
Fungsi	:	Mengalirkan produk ethanol dari adsorber ke : tangki penampung sebanyak 8.002,2714 L/jam.
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump</i>
Impeller	:	<i>Radial flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	43,44 Gpm
Power pompa	:	0,02 HP
Power motor	:	0,02 HP
Efisiensi pompa	:	70%
Efisiensi motor	:	85%
ns	:	16.761,5485 Rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	3 In
SN	:	40
ID pipa	:	3,068 In
OD pipa	:	3,5 In
A pipa	:	7,38 in ²
Harga	:	\$ 318,0116

59. POMPA – 32

Kode	:	P-32
Fungsi	:	Mengalirkan cake dari filter 01 ke UPL sebanyak
	:	2.818,7361 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump</i>
Impeller	:	<i>Radial flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	12,97 Gpm
Power pompa	:	0,009 HP
Power motor	:	0,01 HP
Efisiensi pompa	:	70%
Efisiensi motor	:	85%
ns	:	542,6652 Rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	1,5 In
SN	:	40
ID pipa	:	1,61 In
OD pipa	:	1,9 In
A pipa	:	2,04 in ²
Harga	:	\$ 153,5822

60. POMPA – 33

Kode	:	P-33
Fungsi	:	Mengalirkan cake dari filter 02 ke UPL sebanyak
	:	266,6967 L/jam
Tipe	:	<i>Multy stage centrifugal pump</i>
Impeller	:	<i>Radial flow</i>
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	1,1814 Gpm
Power pompa	:	0,1 HP
Power motor	:	0,1 HP
Efisiensi pompa	:	70%
Efisiensi motor	:	85%
ns	:	542,6652 Rpm
Bahan konstruksi	:	<i>stainless steel</i>
Pipa : Nominal	:	0,5 In
SN	:	40
ID pipa	:	0,622 In
OD pipa	:	0,84 In
A pipa	:	0,304 in ²
Harga	:	\$ 36,4740

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1. Kapasitas Perancangan

Penentuan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan Etanol di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan Etanol dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan akan Etanol terus meningkat di tahun-tahun mendatang, dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan Etanol sebagai bahan baku. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 50.000 ton/tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS balai “Statistik Perdagangan Indonesia” tentang kebutuhan Etanol di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat.

2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku Jerami diperoleh dari hasil pertanian lahan di Sumatra-Jawa dan *yeast* yang digunakan dalam pembuatan Etanol dapat diperoleh dari PT Karya Jaya Putra, Jakarta.

3. Kapasitas pabrik yang sudah beroperasi

Pabrik yang sudah beroperasi dalam pembuatan Etanol antara lain : PT.

Unggul Indah Corporation dengan kapasitas 72.000 ton/tahun, PT.Acidatama dengan kapasitas 38.000 ton/ tahun. PG. Madukismo 45.000 ton/tahun.

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

a) Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

1. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
2. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
 - Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi
 - Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
 - Mencari daerah pemasaran.

b) Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

1. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

2. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat

3. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pabrik Etanol dari Jerami dengan kapasitas 50.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Karawang, Jawa Barat. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini antara lain :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

- 1. Penyediaan bahan baku**

Penyediaan bahan baku relatif mudah karena, banyaknya lahan luas untuk ditanami padi khususnya Karawang, Jawa Barat dan Sumatra dengan luas lahan yang cukup banyak, sedangkan bahan baku *yeast* dibeli dari PT Karya Jaya Putra, Jakarta.

- 2. Pemasaran**

Produk pabrik ini merupakan bahan baku untuk pembuatan ester, etilen, asam asetat, sebagai campuran pembuatan berbagai jenis produk kosmetik dan bahan baku pembuatan gasohol. Sehingga pemasarannya diharapkan tidak

hanya pada pabrik kosmetik dan pabrik lainnya yang ada di Indonesia saja melainkan bisa diekspor, sehingga lokasi pabrik dipilih dekat pelabuhan.

3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik. Lokasi pabrik yang akan didirikan dekat dengan sumber air, baik sumber air yang di minum dan cuci diperoleh dari air sungai yang dipergunakan sebagai pendingin.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik, dengan didirikannya pabrik di daerah Karawang memungkinkan untuk memperoleh tenaga kerja yang berkualitas karena seperti diketahui, di pulau Jawa banyak terdapat tenaga kerja yang berpendidikan tinggi.

5. Transportasi

Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar baik darat dan laut.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

1. Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di daerah Karawang sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

2. Perizinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perizinan pendirian pabrik. Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- A. Segi keamanan kerja terpenuhi.
- B. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- C. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- D. Transportasi yang baik dan efisien.

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penimbunan bahan baku dan produk yang saling berhubungan. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik efisien dan proses produksi serta distribusi dapat berjalan dengan lancar, keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan proses, beberapa

bangunan fisik lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, pos penjaga, dan sebagainya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas, barang dan proses.

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

1. Daerah Proses

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam menentukan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengamanan seperti hidran, penampung air yang cukup, dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan lainnya yang berguna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

3. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah sangat tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain, ataupun lantai

ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol

Disini merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses serta produk.

2. Daerah proses

Daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung

3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi

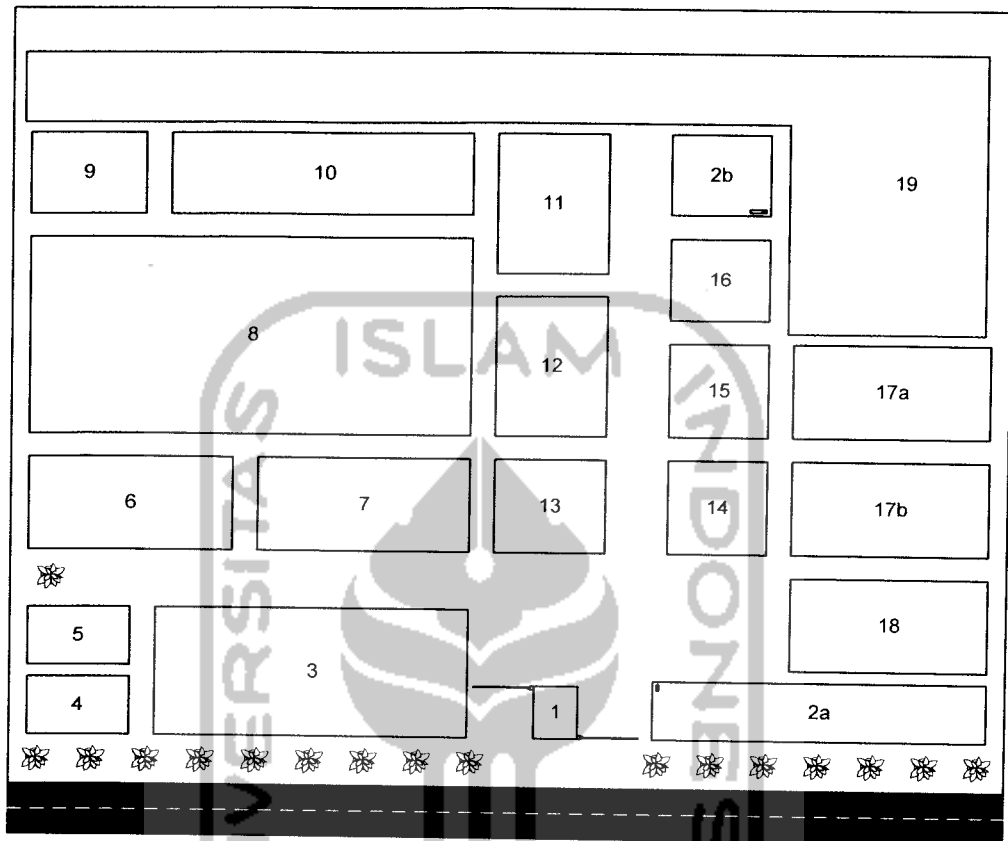
4. Daerah utilitas.



Adapun perincian luas tanah dan tata letak pabrik yang akan dibangun dapat dilihat pada Tabel 4.1 dan Gambar 4.1 dibawah ini :

Tabel 4.1. Perincian luas tanah bangunan pabrik

No	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	Kantor Utama	50 x 20	1.000
2	Pos Keamanan/ Satpam	5 x 10	50
3	Parkir	25 x 20	500
4	Musholla	10 x 25	250
5	Kantin dan Koperasi Karyawan	20 x 10	200
6	Bangkel dan Gudang Alat	20 x 20	400
7	Poliklinik	10 x 10	100
8	Gedung Serba Guna	30 x 15	450
9	Gudang Bahan Kimia	10 x 20	200
10	Unit pemadam kebakaran	20 x 10	200
11	Laboratorium	20 x 20	400
12	Area Proses	200x100	20.000
13	Area Utilitas	100 x 50	5.000
14	Ruang Pembangkit Listrik	30 x 30	900
15	Ruang Kontrol	10 x 20	200
16	Perpustakaan	20 x 10	200
17	Mess	25 x 20	500
18	Unit Pengolahan Limbah	30 x 20	600
19	Taman dan Jalan	80 x 50	4.000
20	Perluasaan	50 x 200	10.000
Jumlah			45.150



Keterangan Gambar :

- | | |
|--------------------------------|------------------------------|
| 1. Pos keamanan | 11. Bengkel dan Gudang alat |
| 2. a. Parkir karyawan dan tamu | 12. Gudang bahan kimia |
| b. Parkir truk | 13. Perpustakaan |
| 3. Kantor | 14. Poliklinik |
| 4. Kantin dan koperasi | 15. Unit pemadam kebakaran |
| 5. Mesjid | 16. Ruang pembangkit listrik |
| 6. Laboratorium | 17. a. Mess karyawan |
| 7. Ruang kontrol | b. Mess tamu |
| 8. Area proses | 18. Gedung serbaguna |
| 9. Unit pengolahan limbah | 19. Area perluasan |
| 10. Area utilitas | |

Skala 1:1000

Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik Etanol

4.3. Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

Perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan

pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

Penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

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

7. *Maintenance*

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

Perawatan *preventif* dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan tiap alat meliputi :

1. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang rusak, kemudian dikembalikan seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

A. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan

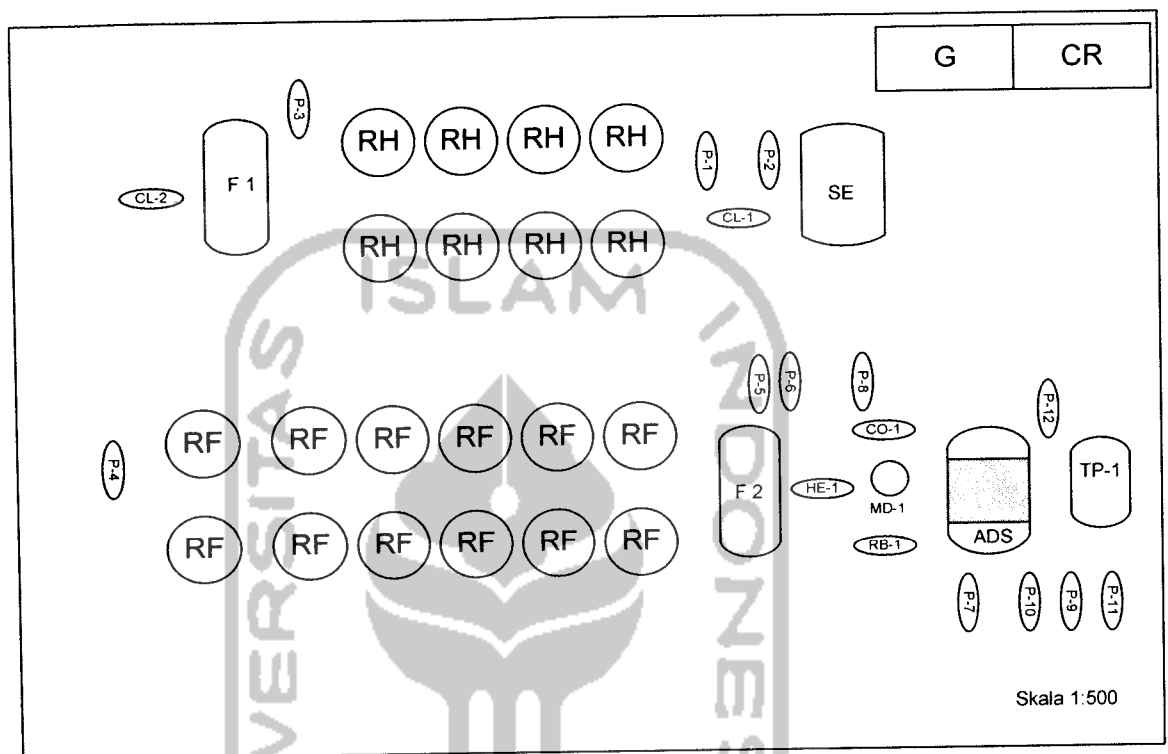
B. Bahan baku

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

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
2. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan
3. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal

Dibawah ini adalah Gambar tata letak alat proses :



Keterangan:

SE : Steam Exploison
 RH : Reaktor Hidrolisis
 RF : Fermenter
 F : Filter
 MD : Menara Destilasi
 G : Gudang Bahan Pembantu
 CR : Control Room

TP : Tangki Produk
 HE : Heater
 CL : Cooler
 P : Pompa
 RB : Reboiler
 CO : Condensor

Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses

4.4 Material dan Alir Proses

1. BAK PENGENDAP AWAL

Kode	:	BU-01
Fungsi	:	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan waktu tinggal 2 jam sebanyak 501,0477 m ³
Jenis	:	Bak persegi panjang yang diperkuat dengan beton bertulang
Dimensi	:	Panjang : 18,2765 m Lebar : 9,1383 m Tinggi : 4 m
Volume	:	501,0477 m ³
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	Rp 50.104.765,2975

2. TANGKI FLOKULATOR

Kode	:	TFU
Fungsi	:	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambah koagulan (FeSO ₄), tawas dan kapur.
Jenis	:	<i>Tangki Silinder Berpengaduk</i>

Dimensi	:	Diameter : 4,2732 m
		Tinggi : 8,5463 m
Volume	:	102.137,8940 m ³
Jumlah	:	1 buah
Tipe	:	<i>Marine propeller dengan 3 blade, baffles</i>
Pengaduk	:	4
Diameter impeller	:	1,4244 m
Lebar baffle	:	0,1424 m
Power pengadukan	:	0,5683Hp
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 29.517,8736

3. CLARIFIER

Kode	:	CLU
Fungsi	:	Mengendapkan flok – flok yang terbentuk pada pencampuran air dengan waktu tinggal 2 jam
Tipe	:	<i>Circular clarifier</i>
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Diameter : 12,2154 m ▪ Kedalaman : 6,1077 m ▪ Tinggi <i>cone</i> : 3,0538 m
Volume	:	835,0794 m ³

Power motor	:	6,25 Hp
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 78.754,1002

4. BAK PENAMPUNG AIR BERSIH

Kode	:	BU-02
Fungsi	:	Menampung air bersih yang berasal dari carbon filter dengan waktu tinggal 1 jam
Jenis	:	Silinder vertikal
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Panjang : 18,2765 m • Lebar : 9,1383 m • Tinggi : 4,000 m
Volume	:	501,0477 m ³
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Harga	:	Rp 85.293.790,4243

5. SARINGAN PASIR

Kode	:	SP
Fungsi	:	Menyaring sisa – sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap dalam <i>clarifier</i> dengan waktu tinggal 1 jam

Jenis	:	Tangki dengan saringan pasir
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Tinggi : 12,2224 m • Diameter : 2,9494 m
Volume	:	2206,2865 m ³
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 12.171,912

6. CARBON FILTER

Kode	:	CFU
Fungsi	:	Mengurangi kadar Cl ₂ dalam air yang dapat merusak resin, menghilangkan bau dan warna serta zat-zat organik
Jenis	:	Tangki dengan <i>carbon</i> aktif
Luas area filter	:	59,5529 m ²
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter : 8,5143 m • Tinggi bed carbon : 3,0874 m • Tinggi kolom : 4,0874 m • Tebal shell : 1/2 in
Volume	:	417,5397 m ³
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 12.173,030

8. TANGKI AIR RUMAH TANGGA

Kode	:	TRK
Fungsi	:	Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak penampung air bersih
Tipe	:	Tangki silinder berpengaduk
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter : 4,9913 m • Tinggi : 4,9913 m
Volume	:	81,3872 m ³
Jumlah	:	1 buah
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 59.402,1435

9. COOLING TOWER

Kode	:	CTU
Fungsi	:	Mengolah air yang keluar dari proses pendingin agar dapat dimanfaatkan kembali.
Jenis	:	<i>Deck tower</i>
Jumlah air sirkulasi	:	5.692.332,8202kg/jam
Suhu masuk Cooling tower	:	60 °C
Suhu keluar Cooling tower	:	30 °C
Suhu wet bulb	:	28 °C
Suhu dry bulb	:	35 °C

Power fan	:	93,7616 Hp
Tenaga Motor	:	82,2124 Hp
Dimensi	:	Tinggi : 8,8299 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 322.376,6685

9. KATION EXCHANGER

Kode	:	KEU
Fungsi	:	Mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak
Jenis	:	<i>Down Flow Cation Exchanger</i>
Volume	:	0,1951 m ³
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter bed : 1,0227 m • Tinggi bed : 3,4175 m
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 957,4913

10. BAK PENAMPUNG AIR PENDINGIN

Kode	:	BU-03
Fungsi	:	Menampung air kebutuhan pendingin selama 2 jam
Tipe	:	<i>Tangki silinder berpengaduk</i>

Dimensi : • Diameter : 10,2788 m
• Tinggi : 10,2788 m

Volume : 852,9379 m³

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

Harga : Rp 85.293.790,4243

11. ANION EXCHANGER

Kode : AEU

Fungsi : Mengikat ion-ion negatif yang ada dalam air lunak

Jenis : *Down Flow Anion Exchanger*

Dimensi : • Diameter bed :

1,0227 m

Tinggi bed :

1,2700 m

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*

Harga : \$ 3.897,9728

12. DEAERATOR

Kode	: DAU
Fungsi	: Menghilangkan kandungan gas dalam air terlarut terutama O ₂ , CO ₂ , NH ₃ , DAN H ₂ S.
Jenis	: <i>Steam vacuum Deaerator</i>
Volume	: 48,2618 m ³
Dimensi	: • Diameter : 1,8685 m • Tinggi: 17,6004 m
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	: \$ 3.802,2079

13. TANKI UMPAN BOILER

Kode	: TUB
Fungsi	: Mencampur kondensat dan make up air umpan boiler sebelum diumpankan, dibangkitkan sebagai steam dalam boiler
Jenis	: <i>Silinder vertikal</i>
Volume	: 577,2090 m ³
Dimensi	: • Diameter : 9,0243 m • Tinggi : 9,0243 m

Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 172.441,7255

14. BOILER

Kode	:	BOU
Fungsi	:	Menyediakan steam untuk alat pemanas
Tipe	:	<i>Water-tube boiler</i>
Jumlah	:	1 buah
Kapasitas steam	:	22.090,2700 kg/jam
	:	48.700,6509 lb/jam
	:	6,1362 kg/s
Tekanan	:	52,467 psi
Suhu	:	284°F
Bahan bakar	:	fuel oil grade 4
Kebutuhan bahan bakar	:	1.586,3672 kg/jam
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 269.172,4944

15. TANGKI BAHAN BAKAR

Kode : TBBU
 Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan bakar
 Jenis : *Silinder vertikal with conical roof and flat*

Volume : 1.366,7461 m³
 Dimensi : • Diameter : 12,0282 m
 • Tinggi : 12,0282 m
 Jumlah : 1 buah
 Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*
 Harga : \$ 289.237,9041

16. TANGKI KONDENSAT

Kode : TKU
 Fungsi : Menampung air yang direcycle pada proses pemanasan
 Jenis : *Silinder vertikal with conical roof and flat*

Volume : 25,3668 m³
 Dimensi : • Diameter : 3,1846 m
 • Tinggi : 3,1846 m
 Jumlah : 1 buah
 Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 285 Grade C*
 Harga : \$ 26.448,5632

17. TANGKI TAWAS

Kode	: TU-01
Fungsi	: Menampung tawas yang akan digunakan pada flokulator
Jenis	: <i>Silinder vertikal with conical roof and flat bottom</i>
Volume	: 30,409 m ³
Dimensi	: • Diameter : 3,1798 m • Tinggi: 6,3597 m
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	: \$ 39.991,1010

18. TANGKI FeSO₄

Kode	: TU-02
Fungsi	: Menampung dan menyimpan FeSO ₄ yang akan digunakan pada flokulator
Jenis	: <i>Silinder vertikal with conical roof and flat bottom</i>
Volume	: 50,5056 m ³
Dimensi	: • Diameter : 3,1798 m • Tinggi : 6,3597 m

Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 39.991,1010

19. TANGKI KAPUR

Kode	:	TU-03
Fungsi	:	Menampung kapur yang akan digunakan pada flokulator
Jenis	:	<i>Silinder vertikal with conical roof and flat bottom</i>
Volume	:	30,1409 m ³
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter : 3,1804 m • Tinggi : 6,3608 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 39.991,1010

20. TANGKI KAPORIT

Kode	:	TU-08
Fungsi	:	Menampung kaporit yang akan digunakan untuk menjernihkan air pada tangki air rumah tangga dan kantor
Jenis	:	<i>Silinder vertikal with conical roof and flat</i>

		<i>bottom</i>
Volume	:	12,7539 m ³
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter : 3,1214 m • Tinggi: 6,2428 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 19.536,8705
21. TANGKI NaOH		
Kode	:	TU-05
Fungsi	:	Menyiapkan dan menyimpan NaOH yang akan digunakan untuk regenerasi ion
Jenis	:	<i>Silinder vertikal with conical roof and flat bottom</i>
Volume	:	0,4236 m ³
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter : 0,6461 m • Tinggi : 1,2921 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 2.270,5293

23. TANGKI HIDRAZINE

Kode	:	TU-06
Fungsi	:	Menyiapkan dan menyimpan Hidrazine yang akan digunakan untuk menghilangkan sisa-sisa gas terlarut terutama O ₂ agar tidak terjadi korosi pada boiler
Jenis	:	<i>Silinder vertikal with conical roof and flat bottom</i>
Volume	:	0,7889 m ³
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter : 0,7949 m • Tinggi : 1,5898 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 3.297,5047

24. TANGKI NaH₂PO₄

Kode	:	TU-07
Fungsi	:	Menyiapkan dan menyimpan NaH ₂ PO ₄ yang akan digunakan untuk mencegah timbulnya kerak pada boiler
Jenis	:	<i>Silinder vertikal with conical roof and flat bottom</i>
Volume	:	1,3201 m ³
Dimensi	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter : 1,0028 m • Tinggi: 2,0057 m
Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon steel SA 285 Grade C</i>
Harga	:	\$ 5.010,0205



25. POMPA UTILITAS

Kode	:	PU-01
Fungsi	:	Mengalirkan air dari sungai menuju Bak : Pengendap Awal (BU-01) dengan sebanyak 417.539,7108 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter Nominal : 8 in • <i>Inside Diameter</i> (ID) : 7,981 in • <i>Flow areaper pipe</i> (at) : 50 in²
Spesifikasi pompa	:	<ul style="list-style-type: none"> • <i>Schedule Number</i> : 40 • Kapasitas pompa: 1.838,2097 gpm • Head pompa <ul style="list-style-type: none"> - <i>Velocity head</i> : 0 ft - <i>Static head</i> : 9,6240 ft - <i>Pressure head</i> : 0 ft - <i>Friction head</i> : 4,6586 ft - <i>Total Head</i> : 14,2826 ft
Power pompa	:	7,8 Hp
Power motor	:	5 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 3.000,3840

26. POMPA UTILITAS – 02

Kode	:	PU-02
Fungsi	:	Mengalirkan air dari Bak Penampung Awal (BU-01) menuju tangki Flokulator (TF-01) sebanyak 417.539,7108 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter Nominal : 8 in • <i>Inside Diameter</i> (ID) : 10,02 in • <i>Flow area per pipe</i> (at) : 78,8 in² • <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	<ul style="list-style-type: none"> • Kapasitas pompa: 1.866,7956 gpm • Head pompa : - <i>Velocity head</i> : 0 ft - <i>Static head</i> : 28,0345 ft - <i>Pressure head</i> : 0 ft - <i>Friction head</i> : 2,71 ft - Total Head : 30,7439 ft
Power pompa	:	16,82 Hp
Power motor	:	7,5 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 3.000,3840

27. POMPA UTILITAS – 03

Kode	:	PU-03
Fungsi	:	Mengalirkan air dari tangki Flokulator (TF-01) menuju clarifier (CL-01) sebanyak 417.539,7108 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	<ul style="list-style-type: none"> • <i>Inside Diameter (ID)</i> : 7,981 in • <i>Flow area per pipe (at)</i> : 50 in² • <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	<ul style="list-style-type: none"> • <i>Kapasitas pompa</i>: 1.866,7956 gpm • <i>Head pompa</i> : - <i>Velocity head</i> : 0 ft - <i>Static head</i> : 10,02 ft - <i>Pressure head</i> : 0 ft - <i>Friction head</i> : 2,22 ft - <i>Total Head</i> : 12,24 ft
Power pompa	:	6,7 Hp
Power motor	:	8 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 3.000,3840

28. POMPA UTILITAS – 04

Kode	:	PU-04
Fungsi	:	Mengalirkan air dari <i>Clarifier</i> (CLU) menuju ke <i>Sand filter</i> (BSP) sebanyak 417.539,7108 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	- Diameter Nominal : 8 in - <i>Inside Diameter</i> (ID) : 7,981 in - <i>Flow area per pipe</i> (at) : 50 in ² - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	- Kapasitas pompa: 1.838,2097 gpm - Head pompa : <ul style="list-style-type: none"> • <i>Velocity head</i> : 0 ft • <i>Static head</i> : 10,02 ft • <i>Pressure head</i> : 0 ft • <i>Friction head</i> 2,71 ft • <i>Total Head</i> : 12,73 ft
Power pompa	:	6,96 Hp
Power motor	:	8 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 3.000,3840

29. POMPA UTILITAS – 05

Kode	:	PU-05
Fungsi	:	Mengalirkan air dari <i>Sand Filter</i> (BSP) ke <i>Carbon Filter</i> (CFU) sebanyak 417.539,7108 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	- Diameter Nominal : 8 in - <i>Inside Diameter</i> (ID) : 7,981 in - <i>Flow area per pipe</i> (at) : 50 in ² - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	- Kapasitas pompa: 1.838,2097 gpm - Head pompa : <ul style="list-style-type: none"> • <i>Velocity head</i> : 0 ft • <i>Static head</i> : 13,4100 ft • <i>Pressure head</i> : 0 ft • <i>Friction head</i> : 2,6119 ft • Total Head : 16,022 ft
Power pompa	:	8,76 Hp
Power motor	:	10 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 3.000,3840

30. POMPA UTILITAS – 06

Kode	:	PU-06
Fungsi	:	Mengalirkan air dari <i>Carbon filter</i> (CFU) ke Bak Penampung air bersih (BU-02) sebanyak 417.539,7108 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter Nominal : 8 in • <i>Inside Diameter</i> (ID) : 7,981 in • <i>Flow area per pipe</i> (at) : 50 in² • <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	<ul style="list-style-type: none"> • Kapasitas pompa: 1.838,2097 gpm • Head pompa : - <i>Velocity head</i> : 0 ft - <i>Static head</i> : 28,2432 ft - <i>Pressure head</i> : 0 ft - <i>Friction head</i> : 2,6119 ft - <i>Total Head</i> : 30,8552 ft
Power pompa	:	16,87 Hp
Power motor	:	19,8 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 3.000,3840

31. POMPA UTILITAS – 07

Kode	:	PU-07
Fungsi	:	Mengalirkan air dari bak penampung air bersih (BU-02) menuju proses pemanasan, pendinginan, dan kebutuhan kantor dan rumah tangga sebanyak 417.539,7108 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	- Diameter Nominal : 8 in - <i>Inside Diameter</i> (ID) : 7,981 in - <i>Flow area per pipa</i> (at) : 50 in ² - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	- Kapasitas pompa: 1.838,2097 gpm - Head pompa : <ul style="list-style-type: none"> • <i>Velocity head</i> : 0 ft • <i>Static head</i> : 16,38 ft • <i>Pressure head</i> : 0 ft • <i>Friction head</i> : 4,46 ft • <i>Total Head</i> : 20,84 ft
Power pompa	:	11,39 Hp
Power motor	:	13 Hp
Jumlah	:	2 buah

Bahan Konstruksi : *Stainless steel*
 Harga : \$ 3.000,3840

32. POMPA UTILITAS – 08

Kode : PU-08

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air pendingin (TU-02) ke pabrik yang akan digunakan oleh alat-alat pendingin dengan kecepatan 356.101,5750 kg/jam

Tipe : *Centrifugal pump*

Dimensi pipa : - Diameter Nominal : 8 in
 - *Inside Diameter (ID)* : 7,981 in
 - *Flow area per pipa (at)* : 50 in²
 - *Schedule Number* : 40

Spesifikasi pompa : - Kapasitas pompa: 1.567,7296 gpm
 - Head pompa :

- *Velocity head* : 0 ft
- *Static head* : 32,7231ft
- *Pressure head* : 0 ft
- *Friction head* : 1,6149 ft
- *Total Head* : 35,3379 ft

Power pompa : 16,48 Hp

Power motor	:	19,4 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 2.727,1091

33. POMPA UTILITAS – 09

Kode	:	PU-09
Fungsi	:	Mengalirkan air pendingin yang bebas menuju <i>cooling tower</i> (CTU) untuk didinginkan kembali dengan kecepatan 356.101,5750 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	- Diameter Nominal : 8 in - <i>Inside Diameter</i> (ID) : 7,981 in - <i>Flow area per pipa</i> (at) : 50 in ² - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	- Kapasitas pompa: 1.567,7296 gpm - Head pompa : <ul style="list-style-type: none"> • <i>Velocity head</i> : 0 ft • <i>Static head</i> : 15,0000 ft • <i>Pressure head</i> : 0 ft • <i>Friction head</i> : 1,6149 ft • <i>Total Head</i> : 16,6149 ft

Power pompa : 7,75 Hp
 Power motor : 9 Hp
 Jumlah : 2 buah
 Bahan Konstruksi : *Stainless steel*
 Harga : \$ 2.727,1091

34. POMPA UTILITAS – 10

Kode : PU-10
 Fungsi : Mengalirkan air dari *cooling tower* (CTU) menuju bak penampung air pendingin (TU-02) dengan kecepatan 356.101,5750 kg/jam
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Dimensi pipa : - Diameter Nominal : 8 in
 - *Inside Diameter (ID)* : 7,981 in
 - *Flow area per pipa (at)* : 50 in²
 - *Schedule Number* : 40
 Spesifikasi pompa : - Kapasitas pompa: 1.567,7296 gpm
 - Head pompa :

- *Velocity head* : 0 ft
- *Static head* : 20 ft
- *Pressure head* : 0 ft
- *Friction head* : 0,8138 ft
- *Total Head* : 20,8138 ft

Power pompa	:	9,71 Hp
Power motor	:	11 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 2.727,1091



35. POMPA UTILITAS – 11

Kode	:	PU-11
Fungsi	:	Mengalirkan air dari <i>Kation Exchanger</i> (KEU) menuju <i>Anion Exchanger</i> (AEU) dengan kecepatan 20.082,0636 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	<ul style="list-style-type: none"> - Diameter Nominal : 3 in - <i>Inside Diameter</i> (ID) : 3,068 in - <i>Flow area per pipa</i> (at) : 7,38 in² - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	<ul style="list-style-type: none"> - Kapasitas pompa: 88,4109 gpm - Head pompa : <ul style="list-style-type: none"> • <i>Velocity head</i> : 0 ft • <i>Static head</i> : 16,0000 ft • <i>Pressure head</i> : 0 ft • <i>Friction head</i> : 0,5944 ft • <i>Total Head</i> : 16,5944 ft
Power pompa	:	0,44 Hp
Power motor	:	0,5 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 485,7840

36. POMPA UTILITAS – 12

Kode	:	PU-12
Fungsi	:	Mengalirkan air dari Anion <i>Exchanger</i> (AEU) menuju deaerator (DAU) dengan kecepatan 20.082,0636 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	<ul style="list-style-type: none"> - Diameter Nominal : 3 in - <i>Inside Diameter</i> (ID) : 3,068 in - <i>Flow area per pipa</i> (at) : 7,38 in² - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	<ul style="list-style-type: none"> - Kapasitas pompa: 88,4109 gpm - Head pompa : <ul style="list-style-type: none"> • <i>Velocity head</i> : 0 ft • <i>Static head</i> : 16,0000 ft • <i>Pressure head</i> : 0 ft • <i>Friction head</i> : 0,5944 ft • <i>Total Head</i> : 16,5944 ft
Power pompa	:	0,44 Hp
Power motor	:	0,5 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 485,7840

37. POMPA UTILITAS-13

Kode	:	PU-13
Fungsi	:	Mengalirkan air deaerator (DAU) menuju tangki umpan boiler (TUB) dengan kecepatan 20.082,0636 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	<ul style="list-style-type: none"> - Diameter Nominal : 3 in - <i>Inside Diameter</i> (ID) : 3,068 in - <i>Flow area per pipa</i> (at) : 7,38 in² - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	<ul style="list-style-type: none"> - Kapasitas pompa: 88,4109 gpm - Head pompa : <ul style="list-style-type: none"> • <i>Velocity head</i> : 0 ft • <i>Static head</i> : 16,0000 ft • <i>Pressure head</i> : 0 ft • <i>Friction head</i> : 0,5729 ft • <i>Total Head</i> : 16,5729 ft
Power pompa	:	0,44 Hp
Power motor	:	0,5 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 485,7840

38. POMPA UTILITAS-14

Kode	:	PU-14
Fungsi	:	Mengalirkan air dari Tangki umpan Boiler (TUB) menuju boiler (BLU) dengan kecepatan 20.082,0636 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	<ul style="list-style-type: none"> - Diameter Nominal : 3 in - <i>Inside Diameter</i> (ID) : 3,068 in - <i>Flow area per pipa</i> (at) : 7,38 in² - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	<ul style="list-style-type: none"> - Kapasitas pompa: 88,4109 gpm - Head pompa : <ul style="list-style-type: none"> • <i>Velocity head</i> : 0 ft • <i>Static head</i> : 12 ft • <i>Pressure head</i> : 0 ft • <i>Friction head</i> : 0,5729 ft • <i>Total Head</i> : 12,5729 ft
Power pompa	:	0,33 Hp
Power motor	:	0,5 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 485,7840

39. POMPA UTILITAS-15

Kode	:	PU-15
Fungsi	:	Mengalirkan air dari Tangki air rumah tangga dan kantor dengan kecepatan 81.550,0000 kg/jam
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Dimensi pipa	:	<ul style="list-style-type: none"> - Diameter Nominal : 8 in - <i>Inside Diameter</i> (ID) : 7,981 in - <i>Flow area per pipa</i> (at) : 50 in² - <i>Schedule Number</i> : 40
Spesifikasi pompa	:	<ul style="list-style-type: none"> - Kapasitas pompa: 359,0221 gpm - Head pompa : <ul style="list-style-type: none"> • <i>Velocity head</i> : 0 ft • <i>Static head</i> : 16,3757 ft • <i>Pressure head</i> : 0 ft • <i>Friction head</i> : 0,0375 ft • <i>Total Head</i> : 16,4132 ft
Power pompa	:	1,7533 Hp
Power motor	:	2 Hp
Jumlah	:	2 buah
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless steel</i>
Harga	:	\$ 1.126,1923

4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)

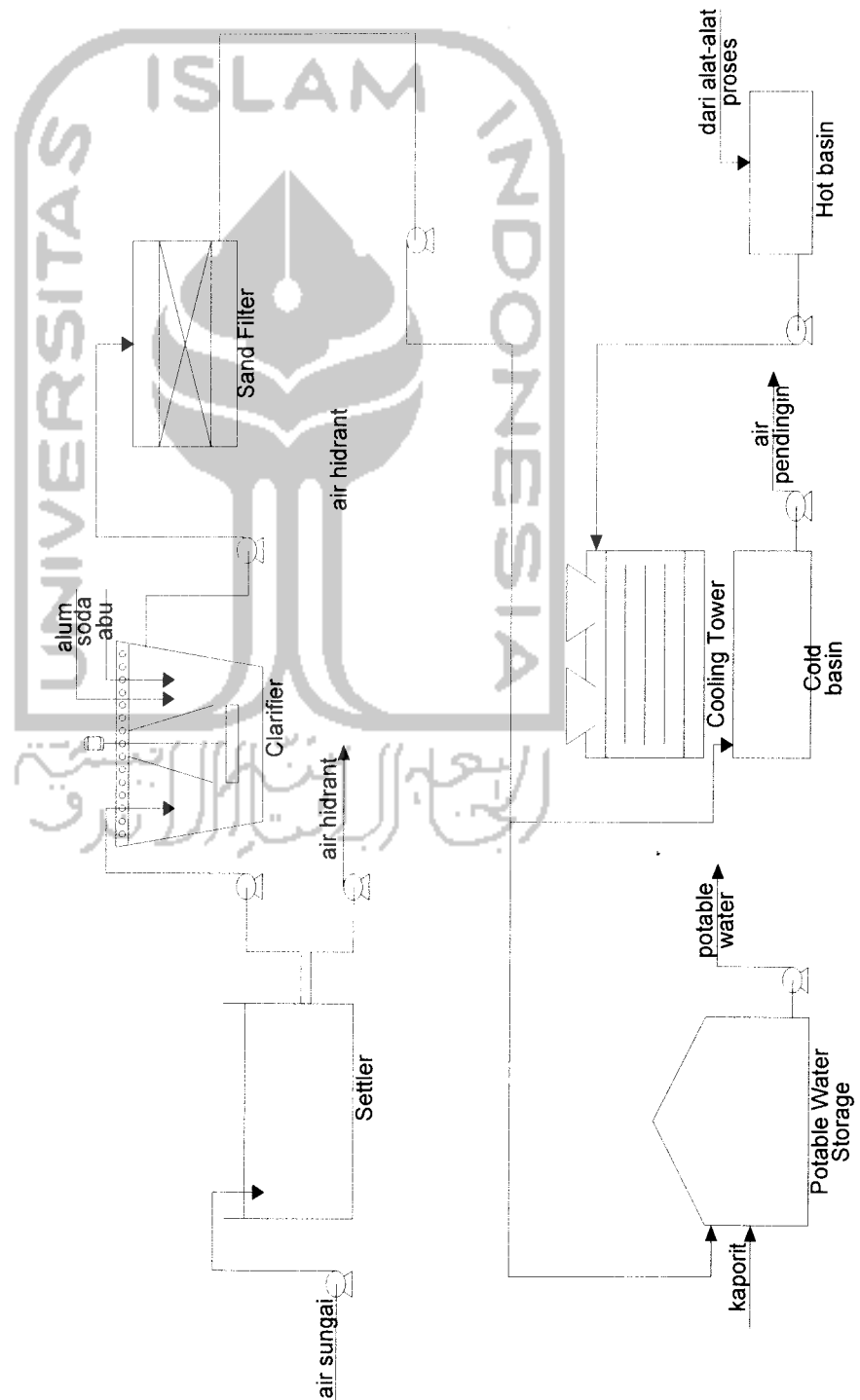
Unit pendukung proses atau sering disebut dengan unit utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Unit pendukung proses antara lain terdiri dari penyediaan dan pengolahan air, pembuatan steam, penyediaan bahan bakar dan listrik dan udara tekan.

Unit pendukung proses yang terdapat dalam Pabrik *Etanol* antara lain:

1. Unit pengadaan air dan pengolahan air
2. Unit pengadaan steam
3. Unit pengadaan listrik
4. Unit pengadaan bahan bakar
5. Unit pengolahan air limbah



Dibawah ini adalah gambar diagram pengolahan air utilitas :



Gambar 4.3 Diagram Pengolahan Air

4.5.1. Unit Pengadaan Air dan Pengolahan Air

1. Unit Pengadaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan Pabrik *Etanol* ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.

Air bersih pada pabrik biasanya digunakan untuk memenuhi keperluan antara lain:

a. Air Pendingin

Pada umumnya digunakan air sebagai media pendingin. Hal ini dikarenakan faktor-faktor sebagai berikut:

- 1) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
- 2) Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
- 3) Dapat menyerap sejumlah panas persatuan volume yang tinggi
- 4) Tidak terdekomposisi

b. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, dan

perumahan.

Syarat air sanitasi meliputi:

1) Syarat fisik

- Suhu di bawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak mempunyai rasa
- Tidak berbau.

2) Syarat kimia

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- Tidak beracun

3) Syarat bakteriologis

Tidak mengandung bakteri-bakteri terutama bakteri yang patogen.

c. Air Umpan Boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah:

1) Zat- zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi disebabkan karena air mengandung larutan- larutan asam, gas- gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S yang masuk ke badan air.

2) Zat yang menyebabkan kerak (*scale forming*)

Pembentukan kerak disebabkan karena suhu tinggi dan kesadahan yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat. Dan air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan kerak pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat- zat yang tidak larut dalam jumlah besar.

2. Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan Pabrik *Etanol* ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Kebutuhan air pabrik dapat diperoleh dari sumber air yang ada disekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisik dan kimia.

Tahapan-tahapan pengolahan air sebagai berikut :

a. Penyaringan

Penyaringan air dari sumber untuk mencegah terikutnya kotoran berukuran besar yang masuk ke dalam bak pengendapan awal.

b. Pengendapan secara fisis

Mula-mula air dialirkan ke bak penampungan atau pengendapan awal (BU-01) setelah melalui penyaringan dengan memasukkan alat penyaring. *Level Control System* (LCS) yang terdapat di bak penampung berfungsi untuk mengatur aliran masuk sehingga sesuai dengan keperluan pabrik. Dalam bak pengendapan awal kotoran-kotoran akan mengendap karena gaya berat. Waktu tinggal dalam bak ini berkisar 4-24 jam (Powell,ST hal 14).

c. Pengendapan secara kimia

Air dari bak pengendap awal di alirkan ke Tangki *Flokulator* (TFU-01). Tangki *Flokulator* berfungsi mencampur air dengan menambahkan bahan-bahan tawas 5 % , FeSO_4 5 %, dan Ca(OH)_2 5%. Pada Tangki *Flokulator* terjadi proses alkalinity reduction dan koagulasi-flokulasi. *Alkalinity reduction* terjadi dengan menambahkan Ca(OH)_2 .

Alkalinity reduction adalah proses penurunan kandungan alkalinitas (senyawa CO_3^{2-} , HCO_3^- , dan OH^-) dalam air yang biasanya berikatan dengan Ca, Mg, dan Na. Sebagian besar senyawa alkali yang ada dalam air adalah senyawa yang larut dalam air. Untuk memisahkan alkalinity, tidak hanya dilakukan dengan filtrasi biasa melainkan dengan serangkaian proses yang diawali dengan mengubah alkali terlarut menjadi tidak terlarut yang kemudian dipisahkan dari air dengan proses koagulasi-flokulasi.

Untuk mengubah substansi alkali terlarut menjadi tidak terlarut digunakan $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Proses terbentuknya alkali tidak terlarut ini menurut persamaan reaksi sebagai berikut :

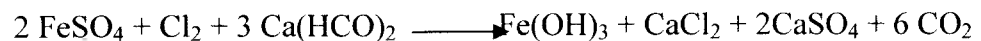


Proses selanjutnya adalah koagulasi-flokulasi. Koagulasi adalah proses pentidakstabilan partikel yang ada dalam air sehingga membentuk gelatin. Flokulasi adalah proses penggabungan partikel-partikel yang tidak stabil dari hasil proses koagulasi. Sebagai koagulan ditambahkan FeSO_4 .

Pada tahap awal terjadinya proses koagulasi-flokulasi adalah pembentukan senyawa koagulan aktif. FeSO_4 saat ditambahkan ke dalam air, ion Fe^{2+} nya akan teroksidasi menjadi Fe^{3+} dengan bantuan senyawa klorin. Pada tahap selanjutnya adalah pembentukan gelatin, flok $\text{Fe}(\text{OH})_3$, yang berfungsi sebagai trapping lengket. Pada proses ini dibutuhkan adanya ion hidroksida dan oksigen dalam air.

Keberadaan ion OH^- dari alkalinity dan penambahan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ akan mempercepat terbentuknya senyawa $\text{Fe}(\text{OH})_3$. Sehingga didapatkan air berada

dalam range pH 6,5-7,5. Waktu yang diperlukan 5 menit Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Selanjutnya gelatin ini akan bersatu dan membentuk flok yang lebih besar serta mengikat senyawa-senyawa terdispersi dalam air termasuk senyawa-senyawa yang tidak larut dan *foreign matter* lainnya yang ada termasuk mikroorganisme. Fungsi tawas pada *tangki flokulator* ini adalah sebagai disinfektan untuk menghambat pertumbuhan mikroba yang ada di dalam air.

Selanjutnya air dari *tangki flokulator* (TU-01) di umpankan ke *Clarifier* (CLU) berfungsi mengendapkan flok-flok yang terbentuk dalam pencampuran di *tangki flokulator*. Waktu tinggal dalam *Clarifier* ini berkisar 2-8 jam (Powell,ST hal 47). Didalam *Clarifier* kotoran yang telah mengendap di *blow down*, sedangkan air yang keluar dari bagian atas dialirkan ke *sand filter* atau bak saringan pasir (SPU), yang berfungsi untuk menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di Clarifier.

Air dari *sand filter* diumpankan ke *Carbon filter* (CFU) yang berfungsi untuk mengurangi kadar Cl_2 yang dapat merusak resin, menghilangkan bau dan warna dan menghilangkan zat-zat organik. Air dari bak *Carbon filter* (CFU) ditampung di bak penampung sementara (BU-2), air dari bak penampung sementara (BU-2) dapat digunakan langsung untuk *make up* air

pendingin yang sebelumnya ditampung di bak penampung sementara (BU-3) bak ini berfungsi untuk menampung air dari (BU-2) dan recycle air proses untuk pendingin. Sedangkan air untuk perkantoran, pabrik dan air umpan boiler perlu diolah terlebih dahulu

d. Unit pengolahan air untuk perumahan dan perkantoran

Air ini digunakan untuk keperluan sehari-hari. Air dari *Carbon filter* (CFU) dialirkan ke bak penampung sementara (BU-02). Selanjutnya air masuk ke tangki klorinator (TU-02). Dalam tangki ini bertugas mencampur klorin dalam bentuk kaporit CaOCl_2 ke dalam air untuk membunuh kuman, Setelah itu air dialirkan ke tangki penampung air bersih dan dapat digunakan untuk keperluan sehari – hari (keperluan umum). Kebutuhan air untuk keperluan domestik sebesar $232,1501 \text{ m}^3/\text{hari}$.

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

4.5.2 Unit pengolahan air untuk umpan boiler

Dalam unit ini meliputi :

1. Unit Demineralisasi Air

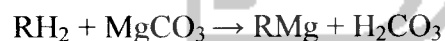
Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral – mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , HCO_3^- , SO_4^{4-} , Cl^- , dan lain – lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*).

Demineralisasi air dapat diperlukan karena air umpan boiler harus memenuhi syarat – syarat sebagai berikut:

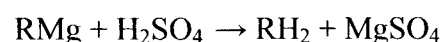
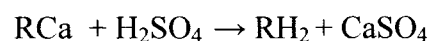
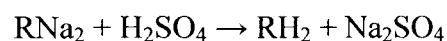
- Tidak menimbulkan kerak pada kondisi steam yang dikehendaki maupun pada *tube exchanger*, jika steam digunakan sebagai pemanas. Hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan dapat mengakibatkan tidak dapat beroperasi sama sekali.
- Bebas dari gas- gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O₂ dan CO₂.

Air dari (BU-2) diumpankan ke *Kation Exchanger* untuk menghilangkan kation – kation mineralnya. Kemungkinan jenis kation yang ada adalah Ca²⁺, Mg²⁺, K⁺, Fe²⁺, Mn²⁺, dan Al³⁺. Kation- kation ini dapat menyebabkan kesadahan sehingga kation ini harus diserap dengan menggunakan resin.

Reaksi:

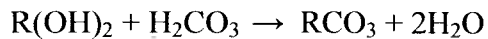
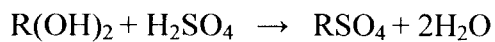
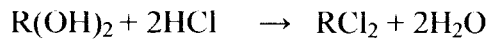


Resin yang telah berkurang kereaktifannya kemudian di regenerasi dengan menggunakan H₂SO₄ reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Air yang keluar dari *Kation Exchanger* diumpankan ke *Anion Exchanger* untuk menghilangkan anion – anion mineralnya. Kemungkinan jenis anion yang ditemui adalah HCO³⁻, CO₃²⁻, Cl⁻, NO⁻, dan SiO₃²⁻.

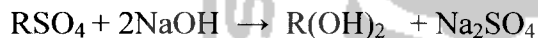
Reaksi:



Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 6, 1 – 6, 2.

Regenerasi Anion Exchanger dilakukan dengan menambahkan larutan

NaOH reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



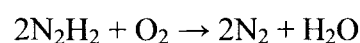
Kemudian dari Anion Exchanger dialirkan ke unit Deaerator.

2. Unit Deaerator

Air yang sudah mengalami demineralisasi masih mengandung gas – gas terlarut terutama oksigen. Gas tersebut dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas tersebut dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator. Pada deaerator diinjeksikan bahan – bahan kimia:

- Steam yang berfungsi untuk mengikat O_2 yang terkandung dalam air. O_2 tidak dapat dihilangkan sepenuhnya oleh steam, sehingga perlu ditambahkan Hidrazin.

- Hidrazin yang berfungsi mengikat sisa oksigen berdasarkan reaksi berikut:



Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama dengan gas – gas lain dihilangkan

melalui stripping dengan uap bertekanan rendah.

Keluar dari deaerator, ke dalam air umpan boiler kemudian diinjeksikan larutan phosphate $\text{Na}_3\text{PO}_4\text{H}_2\text{O}$ untuk mencegah terbentuknya kerak *silica* dan kalsium pada steam drum dan boiler tube. Sebelum diumpankan ke boiler, air terlebih dulu diberi dispersan. Kebutuhan air yang akan digunakan untuk umpan boiler sebesar 16.525,8121 kg/jam.

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari – hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan oleh bak penampung sementara (BU-2) .

Air pendingin harus mempunyai sifat – sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung hal diatas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan – bahan kimia sebagai berikut:

- ❖ Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
- ❖ Klorin, untuk membunuh mikroorganisme.
- ❖ Zat dispersan, untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan fosfat)

Kebutuhan air pendingin yang masuk ke *cooling tower* sebesar 5.692.332,8202 kg/jam

A. Kebutuhan Air Pendingin dan air proses

Dibawah ini adalah rincian kebutuhan air untuk pendingin dan air proses :

Tabel 4.2. Kebutuhan air untuk pendingin dan air proses

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Koil R	2.106.313,4668
Koil fermentor	807.861,8338
CL-01	74.772,2215
CL-02	10.558,1172
CL-03	5.495,4092
CL-04	9.509,9299
CD-01	3.030.276,5039
Air Proses	3.650,9130
Jumlah	6.048.434,3953

B. Kebutuhan Steam

Dibawah ini adalah rincian kebutuhan air steam :

Tabel 4.3. Kebutuhan steam

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HE-01	1.601,9723
RB-01	46.043,1303
SE-01	2.560,0563
Jumlah	50.205,1590

Steam yang digunakan = 20.082,0636 kg/jam

C. Penyediaan Air Untuk Domestik

❖ Air Kantor

Kebutuhan air untuk sanitasi dapat diperkirakan

sebagai berikut :

a. Kebutuhan air per karyawan sebesar = 150 liter/hari (*Sularso, 1990*)

sehingga untuk:

155 orang diperlukan air sebanyak = 23.250 liter/hari

b. Air untuk laboratorium = 0,2427 m³/jam

c. Air untuk kebersihan, pertamanan dan lain-lain = 0,2427 m³/jam

d. Air untuk bengkel = 0,2427 m³/jam

e. Air perumahan

Diperkirakan perumahan sebanyak 20 rumah. Jika masing-masing rumah dihuni 4 orang, maka kebutuhan air untuk perumahan tersebut sekitar :

Kebutuhan air diperkirakan = 350 liter/hari (*Sularso, 1990*)

Kebutuhan air untuk perumahan = 35.000 liter/hari

$$= 1,4583 \text{ m}^3/\text{jam}$$

f. Kantin = 0,2427 m³/jam

4.5.3. Unit Pengadaan Steam

Dalam perancangan pabrik Etanol ini, untuk menghasilkan uap air yang digunakan dalam proses adalah dengan menggunakan boiler atau ketel uap. Dalam hal ini yang digunakan adalah boiler pipa api (*fire tube boiler*), karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- ❖ Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
- ❖ Tidak memerlukan flat tebal untuk shell, sehingga harganya lebih murah.
- ❖ Tidak memerlukan tembok dan batu tahan api.
- ❖ Pemasangannya murah
- ❖ Memerlukan ruang dengan ketinggian rendah.
- ❖ Beroperasi dengan baik pada beban yang naik turun.

Kebutuhan air untuk steam adalah 20.082,0636 kg/jam. Dianggap setelah digunakan di area proses dapat direcycle dan dipakai lagi, sehingga banyaknya *make up* air untuk keperluan steam sebanyak 10.041,0318 kg/jam.

4.5.4. Unit Pengadaan Listrik

Unit ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan listrik di seluruh area pabrik. Pemenuhan kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN dan sebagai cadangan adalah generator untuk menghindari gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik yaitu berdasarkan pertimbangan:

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan, dengan menggunakan Transformator.

Generator AC yang digunakan jenis generator AC tiga fase yang mempunyai keuntungan:

- ❖ Tegangan listrik stabil.
- ❖ Daya kerja lebih besar.
- ❖ Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit.

- ❖ Motor tiga fase harganya lebih murah dan sederhana.

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi:

1. Listrik untuk kebutuhan Proses
2. Listrik untuk kebutuhan Utilitas
3. Listrik untuk Penerangan dan AC
4. Listrik untuk Laboratorium dan Bengkel
5. Listrik untuk Instrumentasi

Dibawah ini adalah rincian konsumsi listrik untuk alat proses :

Tabel 4.4 Konsumsi listrik untuk keperluan alat proses

Nama Alat	Jumlah	Power pompa (Hp)
(1)	(2)	(3)
SE-01	1	0,01
Reaktor	8	24,00
F-01	1	0,50
RF	12	66,00
F-02	1	2,50
SC-01	1	0,50
BE-01	1	1,60
SC-02	1	0,50
BE-02	1	0,01
SC-03	1	0,10
BE-03	1	0,01

SC-04	1	2
BE-04	1	0,03
SC-05	1	0,1
Pompa-01	2	0,20
Pompa-02	2	0,20
Pompa-03	2	1,00
Pompa-04	2	1,30
Pompa-05	2	1,30
Pompa-06	2	1,30
Pompa-07	2	1,30
Pompa-08	2	1,30
Pompa-09	2	1,30
Pompa-10	2	1,30
Pompa-11	2	0,20
Pompa-12	2	1,50
Pompa-13	2	0,10
Pompa-14	2	0,10
Pompa-15	2	0,10
Pompa-16	2	0,10
Pompa-17	2	0,10
Pompa-18	2	0,10
Pompa-19	2	0,10

Pompa-20	2	0,10
Pompa-21	2	0,10
Pompa-22	2	0,10
Pompa-23	2	0,10
Pompa-24	2	0,10
Pompa-25	2	0,10
Pompa-26	2	2,00
Pompa-27	2	0,02
Pompa-28	2	0,20
Pompa-29	2	0,02
Pompa-30	2	0,10
Pompa-31	2	0,20
Pompa-32	2	0,20
Pompa-33	2	0,02
Total	94	113,33

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat proses = 113,33 Hp

Maka total power yang dibutuhkan = 84,5442 KW

Dibawah ini adalah rincian konsumsi listrik untuk keperluan utilitas :

Tabel 4.5 Konsumsi listrik untuk keperluan alat utilitas

Nama Alat	Power (Hp)
(1)	(2)
Pompa U-01	5,00

Pompa U-02	7,50
Pompa U-03	1,50
Pompa U-04	1,50
Pompa U-05	5,00
Pompa U-06	7,50
Pompa U-07	7,50
Pompa U-08	7,50
Pompa U-09	5,00
Pompa U-10	7,50
Pompa U-11	0,50
Pompa U-12	0,50
Pompa U-13	0,50
Pompa U-14	0,50
Pompa U-15	3,00
Tangki flokulator	0,17
Clarifier	6,25
cooling tower	140,63
Total	207,55

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat utilitas = 207,55 Hp

Maka total power yang dibutuhkan = 154,8303KW

- **Kebutuhan Listrik Alat Instrumentasi dan Kontrol**

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat instrumentasi, kontrol, dan AC diperkirakan sebesar 30,3 KW.

- **Kebutuhan Listrik Laboratorium, Rumah tangga, Perkantoran dan lain –**

lain.

Jumlah kebutuhan listrik untuk laboratorium, rumah tangga, perkantoran, dan lain – lain, diperlukan sebesar 126,1800 KW.

- **Kebutuhan Listrik Total**

Jumlah kebutuhan listrik total sebesar = 156,48 KW

Total kebutuhan daya listrik = 395,8544 KW

Listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN. Apabila terjadi pemadaman, digunakan 1 Generator cadangan berkekuatan 700 kW dengan bahan bakar diesel oil.

4.5.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Mengingat sebagian kebutuhan listrik di pabrik Etanol ini dipenuhi sendiri dengan menggunakan generator set, maka diperlukan adanya unit penyediaan bahan bakar yang akan menyuplai kebutuhan bahan bakar. Selain generator juga menggunakan boiler.

Spesifikasi bahan bakar untuk pembangkit steam khususnya boiler sebagai berikut:

- ❖ Jenis bahan bakar : fuel oil grade 4,1⁰ API
- ❖ Heating Value : 18.800 Btu/lb
- ❖ Effisiensi pembakaran : 75 %

Kebutuhan bahan bakar = 0,0034 gal/det

Bahan bakar ini ditampung dalam tangki bahan bakar untuk persediaan selama 1 bulan. Maka kebutuhan bahan bakar selama 1 Tahun = 1.518,367 kg/jam .

Bahan bakar yang digunakan generator biasanya solar.

Spesifikasi generator :

tipe : AC generator

Kapasitas : 700 Kwatt

Tegangan : 220/440 volt

Efisiensi : 80%

Kebutuhan untuk 1 tahun generator memerlukan 98.300,9129 gal/thn

4.5.6. Unit Pengolahan Air Limbah

Unit pengolahan limbah berfungsi untuk mengolah limbah yang dihasilkan dari seluruh area pabrik, sehingga air buangan pabrik tidak mencemari lingkungan.

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik etanol antara lain air dan cake sisa proses. Air buangan dari unit proses dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dalam lumpur aktif, aerasi, dan injeksi chlorin yang berfungsi membunuh mikroorganisme yang menimbulkan penyakit. Sedangkan untuk limbah gas, dibuat cerobong yang tinggi supaya limbah gas langsung terbawa keatas bersama udara sehingga tidak mencemari lingkungan

4.6. Organisasi Perusahaan

4.6.1. Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada Prarancangan Pabrik Etanol adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan

yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam Perseroan Terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap- tiap saham. Pabrik etanol ini akan didirikan pada tahun 2010 direncanakan mempunyai:

- Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan Usaha : Industri
- Lokasi Perusahaan : Karawang, Jawa Barat
- Kapasitas : 50.000 ton/tahun

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut:

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh perusahaan. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain (pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris) sehingga kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stsfnya atau karyawan perusahaan.

3. Efisiensi dari Manajemen

Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cakap dan berpengalaman.

4. Lapangan usaha lebih luas

Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

5. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.

6. Mudah mendapatkan kredit dari Bank dengan jaminan perusahaan yang ada.

7. Mudah bergerak di pasar modal.

Ciri- ciri Perseroan Terbatas (PT) yaitu

1. Didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum dagang
2. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham
3. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham.
4. Pabrik dipimpin oleh seorang Direktur yang dipilih oleh para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.6.2. Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Untuk mendapatkan suatu sistem yang baik maka perlu diperhatikan pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrolan atas pekerjaan yang telah dilaksanakan dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berdasar pada pedoman tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik, yang salah satunya yaitu *sistem line and staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

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

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam menjalankan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris yang dipimpin oleh Presiden Komosaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan direktur dibantu oleh direktur produksi dan teknik serta direktur keuangan dan umum. Direktur produksi dan teknik membawahi bidang teknik dan produksi sementara itu direktur keuangan dan umum membawahi bidang pemasaran, keuangan dan umum. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya.

Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu dan masing-masing kepala regu akan bertanggung jawab kepada kepala seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi sebagai berikut:

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain.
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- Penyusunan program pengembangan manajemen.
- Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.6.3. Tugas dan Wewenang

A. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

B. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas dewan komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarah pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur.
3. Membantu direktur dalam tugas-tugas penting.

C. Dewan Direksi

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan dan

kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan umum.

Tugas direktur utama antara lain:

1. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerjasama dengan direktur produksi serta keuangan dan umum.

Tugas direktur teknik dan produksi antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas direktur keuangan dan umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang keuangan, pemasaran, K3 dan Litbang serta pelayanan umum.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

D. Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Mempertinggi efisiensi kerja.

E. Kepala Bagian

1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala bagian produksi membawahi:

➤ Seksi Proses

Tugas seksi proses meliputi :

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

➤ Seksi Pengendalian

Tugas seksi Pengendalian meliputi:

- ❖ Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

➤ Seksi Laboratorium

Tugas seksi Laboratorium meliputi:

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

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian teknik membawahi:

➤ Seksi Pemeliharaan

Tugas seksi pemeliharaan antara lain:

- ❖ Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- ❖ Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

➤ Seksi Utilitas

Tugas seksi utilitas antara lain:

- ❖ Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas memenuhi kebutuhan proses, air, steam, dan tenaga listrik.

3. Kepala Bagian Pemasaran

Tugas kepala bagian pemasaran antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian pemasaran membawahi:

➤ Seksi Pembelian

Tugas seksi pembelian antara lain:

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

➤ Seksi Pemasaran

Tugas seksi pemasaran antara lain:

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

4. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Tugas kepala bagian administrasi dan keuangan antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian administrasi dan keuangan membawahi:

➤ Seksi Administrasi

Tugas seksi kas antara lain:

- ❖ Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

➤ Seksi Kas

Tugas seksi kas antara lain:

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

5. Kepala Bagian Umum

Tugas kepala bagian umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian umum membawahi:

➤ Seksi Personalia

Tugas seksi personalia antara lain:

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

➤ Seksi Humas

Tugas seksi humas antara lain:

- ❖ Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan

➤ Seksi Keamanan

Tugas seksi keamanan antara lain:

- ❖ Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- ❖ Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan.
- ❖ Menjaga dan meelihara karahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

6. Kepala Bagian Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) dan Litbang

Tugas kepala bagian K3 dan Litbang antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang K3 serta penelitian dan pengembangan produksi.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian K3 dan Litbang membawahi:

- Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja
- Seksi Kesehatan
- Seksi Penelitian dan Pengembangan

F. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar

diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagiannya masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.6.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik Ethanol ini sistem penggajian karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

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 Harian.

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan.

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

4.6.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Etanol beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan

shutdown. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

1. Karyawan Non-Shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Karyawan yang termasuk non shift adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bagian administrasi.

Dalam satu minggu jam kantor adalah 40 jam dengan perincian sebagai berikut :

- Senin – Jum'at : 08.00 – 17.00 WIB.
- Istirahat : 12.00 – 13.00 WIB.
- *Coffee Break I* : 09.45 – 10.00 WIB.
- *Coffee Break II* : 14.45 – 15.00 WIB.

2. Karyawan Shift

Karyawan Shift adalah karyawan yang secara langsung menengani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam.

Karyawan shift dibagi dalam tiga shift dengan pengaturan sebagai berikut:

Karyawan Operasi

- a. Shift pagi : Pukul 07.00 – 15.00 WIB
- b. Shift sore : Pukul 15.00 – 23.00 WIB
- c. Shift malam : Pukul 23.00 – 07.00 WIB

Tabel 4.6. Jadwal kerja karyawan *shift*

Hari ke - / jam	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
07.00 – 15.00	A	A	A	B	B	B	C	C	C	D	D	D
15.00 – 23.00	D	D	D	A	A	A	B	B	B	C	C	C
23.00 – 07.00	C	C	C	D	D	D	A	A	A	B	B	B
LIBUR	B	B	B	C	C	C	D	D	D	A	A	A

Keterangan: A, B, C dan D adalah nama regu *shift*

4.6.6 Tingkat Pendidikan dan Gaji Karyawan

A. Tingkat Pendidikan Karyawan

1. Direktur utama : Minimal S – 2 Teknik Kimia
2. Direktur teknik dan produksi : Sarjana Teknik Kimia
3. Direktur keuangan dan umum : Sarjana Ekonomi
4. Direktur Litbang : Sarjana Teknik Kimia
5. Staf Ahli : S-2 Teknik Kimia
6. Sekretaris : Ahli Madya Sekretaris
7. Kepala bagian umum & personalia : Sarjana Sosial
8. Kepala bagian produksi & utilitas : Sarjana Teknik Kimia
9. Kepala bagian teknik : Sarjana Teknik Mesin
10. Kepala bagian keuangan : Sarjana Ekonomi
11. Kepala bagian pemasaran : Sarjana Ekonomi
12. Karyawan litbang : Sarjana Teknik Kimia
13. Kepala seksi keamanan : SMU

14. Kepala seksi humas : Sarjana Sosial
15. Kepala seksi personalia : Sarjana Sosial
16. Kepala seksi pemasaran : Sarjana Ekonomi
17. Kepala seksi pembelian : Sarjana Ekonomi
18. Kepala seksi administrasi : Sarjana Ekonomi
19. Kepala seksi kas : Sarjana Ekonomi
20. Kepala seksi proses : Sarjana Teknik Kimia
21. Kepala seksi pengendalian proses : Sarjana Teknik Kimia
& Laboratorium
22. Kepala seksi pemeliharaan : Sarjana Teknik Mesin
23. Kepala seksi utilitas : Sarjana Teknik Lingkungan
24. Kepala seksi keselamatan kerja : Sarjana Teknik Mesin
25. Kepala seksi pemadan kebakaran : SMU
26. Karyawan keamanan : SMU
27. Karyawan humas : Ahli Madya FISIP
28. Karyawan bagian pemasaran : Ahli Madya Ekonomi
29. Karyawan bagian pembelian : Ahli Madya Ekonomi
30. Karyawan bagian administrasi : Ahli Madya Tata Niaga
31. Karyawan bagian keuangan : Ahli Madya Akuntansi
32. Karyawan bagian alat proses : Ahli Madya Teknik Kimia / STM
33. Karyawan bagian laboratorium : Sarjana Teknik Kimia
34. Karyawan Pemeliharaan : Ahli Madya Teknik Mesin / STM
35. Karyawan Utilitas : Ahli Madya Teknik Lingkungan / SMU

36. Medis : Dokter
 37. Paramedis : Perawat
 38. Sopir : SLTP / SMU
 39. Pesuruh : SLTP / SMU
 40. *Cleaning Service* : SLTP / SMU

B. Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

1. Gaji bulanan
2. Gaji lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan. Besarnya gaji yang diberikan kepada para pegawai, berdasarkan perkiraan dari gaji pegawai pabrik yang sudah berdiri.

Penggolongan gaji berdasarkan jabatan

Dibawah ini adalah rincian gaji berdasarkan golongannya :

Tabel 4.7. Perincian golongan dan gaji

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji total setahun (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
Direktur utama	1	25.000.000	300.000.000
Direktur teknik dan produksi	1	17.500.000	210.000.000

Direktur keuangan dan umum	1	17.500.000	210.000.000
Direktur Litbang	1	17.500.000	210.000.000
Staff ahli	2	15.000.000	180.000.000
Sekretaris	2	4.000.000	96.000.000
Kepala bagian umum & personalia	1	7.500.000	90.000.000
Kepala bagian produksi & utilitas	1	7.500.000	90.000.000
Kepala bagian teknik	1	7.500.000	90.000.000
Kepala bagian keuangan	1	7.500.000	90.000.000
Kepala bagian pemasaran	1	7.500.000	90.000.000
Karyawan litbang	3	6.000.000	216.000.000
Kepala seksi keamanan	1	4.000.000	48.000.000
Kepala seksi humas	1	4.500.000	54.000.000
Kepala seksi personalia	1	4.500.000	54.000.000
Kepala seksi pemasaran	1	4.500.000	54.000.000
Kepala seksi pembelian	1	4.500.000	54.000.000
Kepala seksi administrasi	1	4.500.000	54.000.000

Kepala seksi kas	1	4.500.000	54.000.000
Kepala seksi proses	1	4.500.000	54.000.000
Kepala seksi pengendalian proses & laboratorium	1	6.500.000	78.000.000
Kepala seksi pemeliharaan	1	4.500.000	54.000.000
Kepala seksi utilitas	1	4.500.000	54.000.000
Kepala seksi keselamatan dan kesehatan kerja	1	4.500.000	54.000.000
Kepala seksi pemadam kebakaran	1	4.000.000	48.000.000
Karyawan keamanan	12	2.250.000	324.000.000
Karyawan humas	2	3.500.000	84.000.000
Karyawan pemasaran	4	3.500.000	168.000.000
Karyawan pembelian	2	3.500.000	84.000.000
Karyawan administrasi	3	3.500.000	126.000.000
Karyawan Kas	2	3.500.000	84.000.000
Karyawan alat proses	60	3.500.000	2.520.000.000
Karyawan pengendalian proses & laboratorium	6	5.000.000	360.000.000

Karyawan pemeliharaan	6	3.500.000	252.000.000
Karyawan utilitas	10	3.500.000	420.000.000
Medis	1	15.000.000	180.000.000
Paramedis	4	2.250.000	108.000.000
Sopir	4	1.500.000	72.000.000
Pesuruh	4	1.500.000	72.000.000
<i>Cleaning service</i>	6	1.500.000	108.000.000
Total	155		7.728.000.000

4.6.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1. **Tunjangan**
 - a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
 - b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
 - c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja
2. **Cuti**
 - a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun

- b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan Rp 1.000.000, 00 per bulan

4.6.8. Manajemen Produksi

Manajemen Produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang berfungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan

agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan- penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

4.6.9 Perencanaan Produk

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan. Sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan:

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Ada tiga alternatif yang dapat diambil, yaitu:

- a. Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar dengan mempertimbangkan

untung dan rugi.

- b. Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- c. Mencari daerah pemasaran lain

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain:

a. Material (Bahan Baku)

Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan.

b. Manusia (Tenaga Kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar ketrampilan meningkat.

c. Mesin (Peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

4.6.10. Pengendalian Produksi

Setelah perencanaan produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi di harapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut:

1. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor/analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

2. Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

3. Pengendalian Waktu

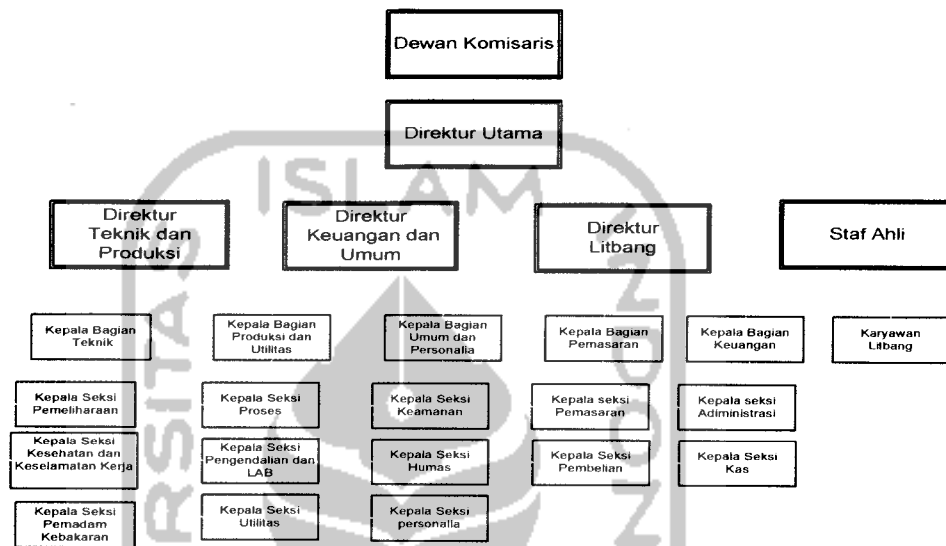
Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

Berikut ini adalah struktur organisasi perusahaan pabrik bioetanol :

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN



Gambar 4.4. Struktur Organisasi Perusahaan

4.7. Evaluasi Ekonomi

Dalam perancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan.

4.7.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun

sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan teknik kimia pada tahun tersebut.

Pabrik beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2010. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2010 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2010, dicari dengan persamaan regresi linier. Dibawah ini adalah daftar harga indeks dari tahun 1987 sampai 2007 :

Tabel 4.8. Harga indeks

X (Tahun)	Y (Indeks)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5

1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	401,7
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4

Sumber : www.che.com

Persamaan yang diperoleh adalah: $y = 7,29x - 314,093$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2010 adalah:

$$Y = 7,29x - 314,093 = 488,9$$

Jadi index pada tahun 2010 = 488,9. Index pada tahun 1993 = 3,592. Index pada tahun 1954 = 86,1

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Harga alat dan lainnya ditentukan dengan (Peter Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries Newton, pada tahun 1954).

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2010

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1954/1990)

Nx : Index harga pada tahun 2010

Ny : Index harga pada tahun referensi (1954/1990)

4.7.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	= 50.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan	= 2010
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 10.000,00

4.7.3. Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran – pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital investment terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment*

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

2. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

2. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton (Tabel 23), manufacturing cost meliputi:

1. Direct Cost

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2. Indirect Cost

Indirect Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

3. Fixed Cost

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

3. General Expense

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

4.7.4. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau

tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

1. *Percent Return On Investment*

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

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

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay out time adalah:

- Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
- Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

3. *Break Event Point (BEP)*

Break event point adalah:

- Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Dalam hal ini:

Fa : Annual Fixed Manufacturing Cost Pada produksi maksimum

Ra : Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

Va : Annual Variable Value pada produksi maksimum

Sa : Annual Sales Value pada produksi maksimum.

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut down point 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 *profit*).

- Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.
- Merupakan titik produksi di mana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

5. **Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)**

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

- Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan “DCFR” dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
- Laju bunga maksimal di mana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR:

$$(FC + WC)(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1+i)^N + WC + SV$$

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

4.7.5. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Etanol memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta General Expense. Hasil rancangan masing – masing disajikan pada tabel:

Tabel 4.9. Physical Plant Cost

No	Komponen	US \$	Rp
1	Harga alat (DEC)	6,649,644.91	
2	Biaya pemasangan	670,284.21	3.881.264.740,00
3	Biaya pemipaan	2,705,075.55	4.487.712.386,00
4	Biaya instrumentasi	646,345.49	363.868.569,00
5	Biaya listrik	545,270.88	606.447.615,00
6	Biaya isolasi	172,890.77	606.447.615,00
7	Biaya bangunan		73.625.000.000,00
8	Biaya tanah dan Perbaikan		47.795.000.000,00

9	Biaya utilitas	2,079,598.53	1.102.670.850,00
Physical Plant Cost (PPC)		13,469,110.33	132.468.411.748,00

Tabel 4.10. *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	PPC	13,469,110.33	132.468.411.748,00
2	<i>Engineering & Construction</i>	2,693,822.07	26.493.682.349,00
	Total	16,162,932.40	158.962.094.097,00

Tabel 4.11. *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	DPC	16,162,932.40	158.962.094.097,00
2	<i>Contractor's fee</i>	808,146.62	7.948.104.704,00
3	<i>Contingency</i>	1,616,293.24	15.896.209.409,00
	Total	18,587,372.26	182.806.408.212,00

$$\begin{aligned}
 \text{Fixed Capital Investment (FCI)} &= (\$ 18,587,372.26 \times 10.000) + 182.806.408.212,00 \\
 &= \text{Rp } 368.680.130.828,00
 \end{aligned}$$

Tabel 4.12. Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Komponen	Rp
1	Bahan Baku	246.129.209.450,00
2	Labor	7.728.000.000,00
3	Pengawas	772.800.000,00
4	Maintenance	25.807.609.158,00
5	Plant Supplies	3.871.141.373,00
6	Royalty and Patents	17.393.334.555,00
7	Utilitas	67.902.393.927,00
Total DMC		369.604.488.464,00

Tabel 4.13. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Komponen	Rp
1	Payroll Overhead	1.545.600.000,00
2	Laboratory	772.800.000,00
3	Plant Overhead	5.796.000.000,00
4	Packaging & Shipping	90.445.339.688,00
Total IMC		98.559.739.688,00

Tabel 4.14. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Komponen	Rp
1	Depresiasi	36.868.013.082,00
2	Property Taxes	5.530.201.962,00

3	Asuransi	3.686.801.308,00
Total FMC		46.085.016.353,00

Tabel 4.15. Total Manufacturing Cost (MC)

No	Komponen	Rp
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	369.604.488.464,00
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	98.559.739.688,00
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	46.085.016.353,00
Total MC		514.249.244.507,00

Tabel 4.16. Working Capital (WC)

No	Komponen	Rp
1	<i>Raw material inventory</i>	22.375.382.677,00
2	<i>In process inventory</i>	1.558.331.043,00
3	<i>Product inventory</i>	46.749.931.318,00
4	<i>Extendad credit</i>	46.749.931.318,00
5	<i>Available cost</i>	46.749.931.318,00
Total WC		164.183.507.677,00

Tabel 4.17. General Expense (GE)

No	Komponen	Rp
1	Administrasi	15.427.477.335,00
2	Sales	69.573.338.222,00
3	Research	1.612.975.572,00

4	<i>Finance</i>	15.985.909.155,00
Total GE		102.599.700.285,00

Tabel 4.18. Total Biaya Produksi

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Manufacturing cost</i>	514.249.244.507,00
2	<i>General expense</i>	102.599.700.285,00
	Total	616.848.944.792,00

Tabel 4.19. Fixed cost (Fa)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	36.868.013.082,00
2	<i>Property taxes</i>	5.530.201.962,00
3	<i>Insurance</i>	3.686.801.308,00
	Total Fa	46.085.016.353,00

Tabel 4.20. Variable Cost (Va)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Biaya bahan baku	246.129.209.450,00
2	<i>Packaging & shipping</i>	90.445.339.688,00
3	Utilitas	67.902.393.927,00

4	<i>Royalties & patents</i>	17.393.334.555,00
	Total Va	421.870.277.622,00

Tabel 4.21. *Regulated Cost (Ra)*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Gaji karyawan	7.728.000.000,00
2	<i>Payroll overhead</i>	1.545.600.000,00
3	<i>Plant overhead</i>	5.796.000.000,00
4	<i>Supervisi</i>	772.800.000,00
5	<i>Laboratory</i>	772.800.000,00
6	<i>Maintenance</i>	25.807.609.158,00
7	<i>General expense</i>	102.599.700.285,00
8	<i>Plant supplies</i>	3.871.141.373,00
	Total Ra	148.893.650.816,00

4.7.6 Keuntungan

Harga Jual = Rp. 695.733.382,222,00

Total Cost = Rp. 616.848.944.792,00

Keuntungan sebelum pajak = Rp. 78.884.437.430,00

Keuntungan setelah pajak = Rp. 39.442.218.715,00

4.7.7. Hasil Kelayakan Ekonomi

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

$$ROI \text{ sebelum pajak} = 21,39\%$$

$$ROI \text{ sesudah pajak} = 10,69\%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

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

$$POT \text{ sebelum pajak} = 3,2 \text{ tahun}$$

$$POT \text{ sesudah pajak} = 4,8 \text{ tahun}$$

3. *Break Event Point (BEP)*

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

$$BEP = 53,49\%$$

4. *Shut Down Point (SDP)*

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

$$SDP = 26,33\%$$

5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

$$\text{Umur pabrik} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp. } 368.680.130.828,00$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp. } 164.183.507.677,00$$

$$\text{Salvage value (SV)} = \text{Rp. } 55.157.500.000$$

$$\text{Cash flow (CF)} = \text{Annual profit} + \text{depresiasi} + \text{finance}$$

$$CF = \text{Rp. } 92.296.140.953,00$$

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

$$(FC+WC)(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1+i)^N + WC + SV$$

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 16,4734 \%$



Evaluasi ekonomi diuraikan pada Tabel 4.22 dibawah ini :

Tabel 4.22 Summary Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Kriteria	Pustaka
1. Sebelum Pajak			
ROI (b)	21,39 %	Minimum 11 % (Low Risk)	Aries Newton,1995
POT (b)	3,2 tahun	Maximum 5 tahun (Low Risk)	Aries Newton,1995
2. Sesudah Pajak			
ROI (a)	10,69 %		
POT (a)	4,8 tahun		
3. BEP	53,49 %	Range: 40 %-60 %	Aries Newton,1995
4. SDP	26,33 %	< BEP	Aries Newton,1995
5. DCFR	16,47 %	Suku Bunga: 8-10 % (1,5 x Suku Bunga)	Besarnya suku bunga diperoleh dari media massa: Bisnis Indonesia, edisi 14 september 2008

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik Ethanol dari Selulosa jerami dengan kapasitas 50.000 ton/tahun digolongkan pabrik beresiko rendah karena proses berjalan pada kondisi operasi yang rendah, bahan baku dan produk yang dihasilkan tidak mudah terbakar dan meledak. Hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:

1. Keuntungan yang diperoleh:

- Sebelum pajak Rp. 78.884.437.430/tahun
- Sesudah pajak Rp. 39.442.218.715/tahun

2. Return Of Investment (ROI):

- Sebelum pajak = 21,39%
- Sesudah pajak = 10,69%

Batasan ROI sebelum pajak dapat diterima untuk pabrik kimia dengan resiko rendah, minimum adalah sebesar 11%. (Aries and Newton, 1955)

3. Pay Out Time (POT):

- Sebelum pajak = 3,2 tahun
- Sesudah pajak = 4,8 tahun

Batasan POT sebelum pajak dapat diterima untuk pabrik kimia dengan resiko rendah, maksimal adalah 5 tahun.(Aries and Newton 1955)

4. Break Even Point (BEP) pada 53,49% dan Shut Down Point

(SDP) adalah 26,33%

Batasan BEP yang dapat diterima untuk pabrik kimia dengan resiko rendah sebesar 40-60% . (Aries and Newton 1955)

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 16,47%. Suku bunga deposito di bank saat ini 8-10 % (Media Massa: Bisnis Indonesia, edisi 14 September, 2006)

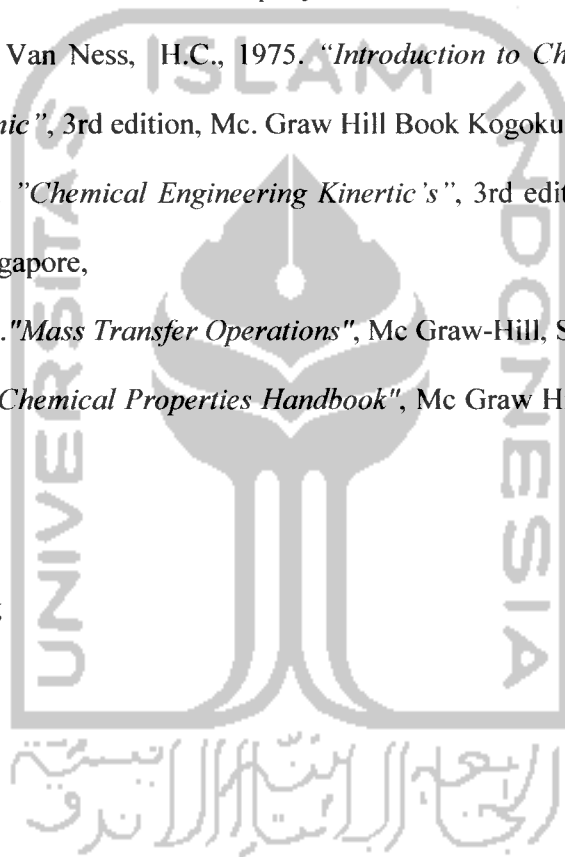
Dari data hasil perhitungan analisa ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Bioetanol dari selulosa jerami dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan karena memiliki indikator keekonomian yang cukup menguntungkan.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955, "*Chemical Engineerin Cost estimation*", McGraw Hill Book Company, New York,.
- Brown, G.C. 1978, "*Unit Operation*", Modern Asia Edition, John Willey and Sons, Tokyo,.
- Brownell, L.E., and Young, E.H. 1979, "*Process Equipment Design*", Willey Eastern Limited, New Delhi,.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F. 1983, "*Chemical Engineering*", 1st edition, vol. 6, Pergamon Press, Oxford,.
- Foust, A.S., 1980, "*Principles Of Unit 2ed Operations*", John Wiley & Sons, Singapore,.
- Kern, D.Q., 1965. "*Process Heat Transfer*", International Student Edition, McGraw Hill International Book Company, Tokyo.
- Kirk, K.E., and Othmer, D.F., 1979. "*Encyclopedia of Cnematic Technology*", 3rd edition, The Interscience Encyclopedia, John Willey and Sons, Inc, New York,
- Ludwig, E.E., 1964. "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*", Gulf Publishing Company Houston, Texas,.
- Mc Cabe, Warren L; Smith J.C; and Harriot P, 1993. "*Unit Operations of Chemical Engginering*", Mc Graw-Hill, Singapore,
- Nauman, E.B., 1987. "*Chemical Reactor Design*", John Willey and Sons,., Canada,
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986. "*Perry's Chemical Engineering Handbook*", 6th edition Mc. Graw Hill Book Co, International Student Edition, Singapore,
- Peter, M.S., and Timmerhaus, 1981. "*Plant Design Economic for Chemical Engineering*", 3rd edition, Mc. Graw Hill Kogokusha Ltd, Tokyo,

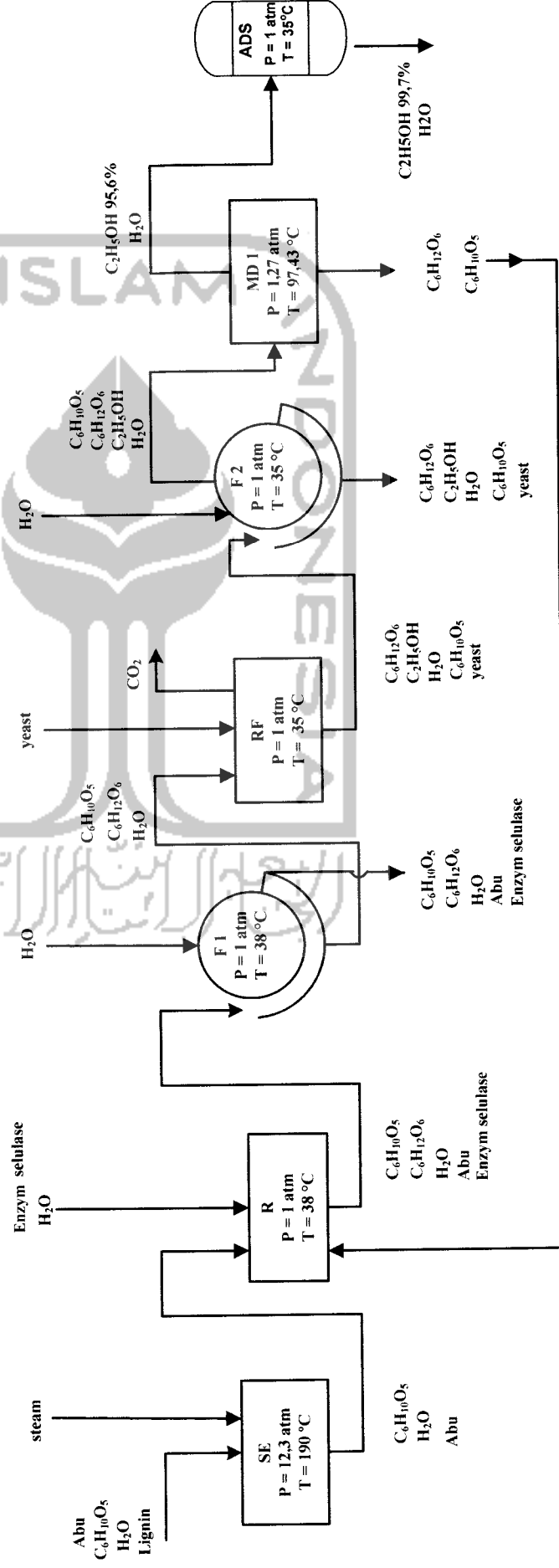
- Rase, H.F., 1977. "*Chemical Reactor Design for Process Plant vol. I and II, Principles and Techniques*", Willey and Sons, Inc, New York,
- Sabirin dkk, 1993. "*Kimia Organik Dasar 1*", Laboratorium Kimia Organik UGM, Yogyakarta,
- Shreve, R.N., and Brink, J.A., 1977. "*Chemical Process Industries*", 4rd edition, Mc Graw Hill International Book Company, New York,
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 1975. "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*", 3rd edition, Mc. Graw Hill Book Kogokusha Ltd, Tokyo,
- Smith, J.M., 1981. "*Chemical Engineering Kinertic 's*", 3rd edition, Mc. Graw Hill Book Co, Singapore,
- Treybal, R.E., 1980. "*Mass Transfer Operations*", Mc Graw-Hill, Singapore,
- Yaws, C.L., 1999. "*Chemical Properties Handbook*", Mc Graw Hill Handbooks, New York,
- www.matche.com
- www.wikipedia.org





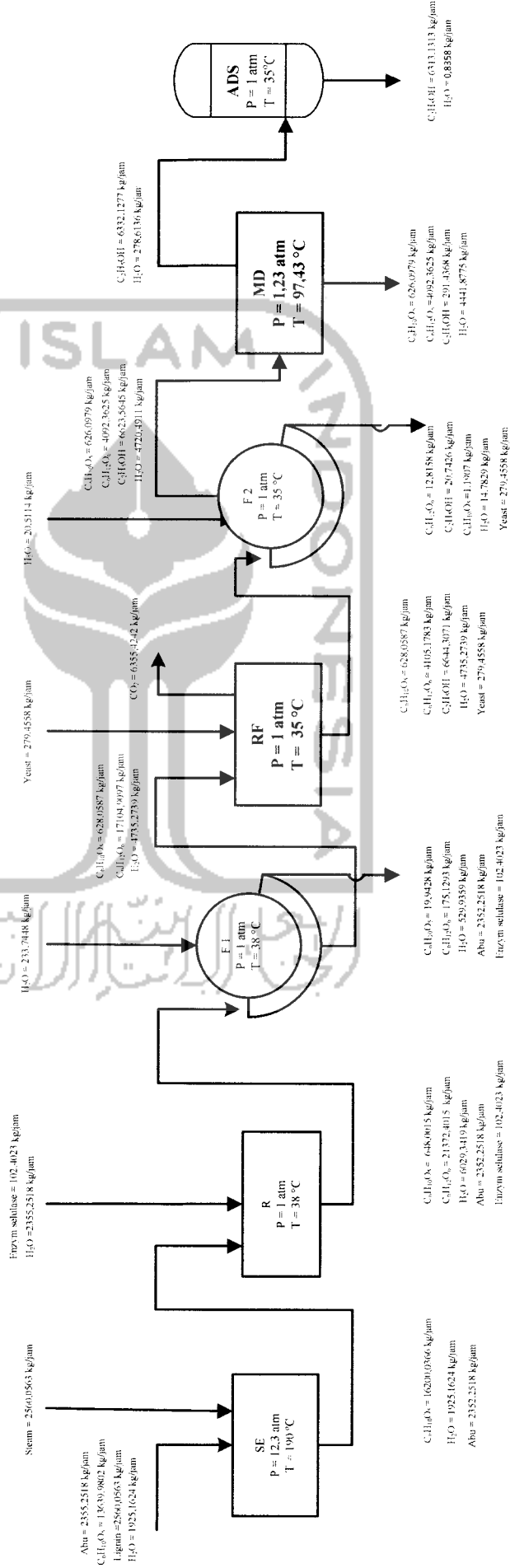
LAMPIRAN

DIAGRAM ALIR KUALITATATIF
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI JERAMI
DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Recycle
Gambar Diagram alir kualitatif

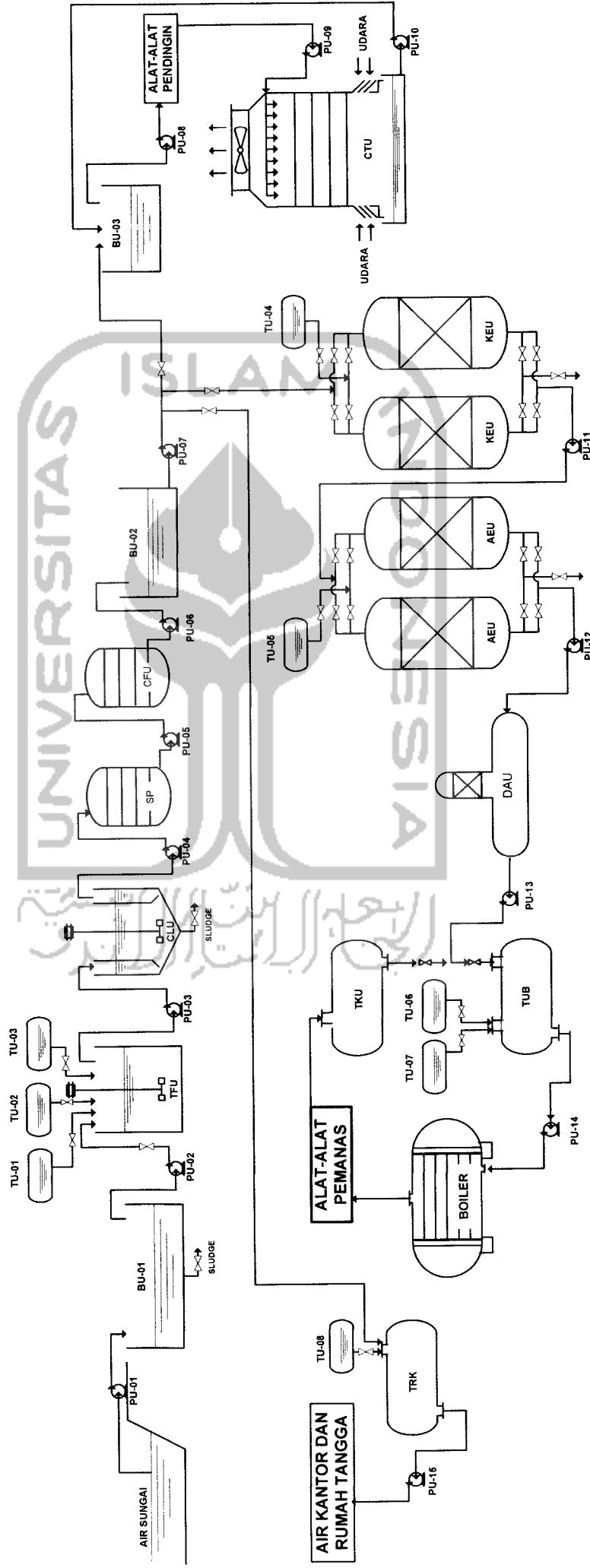
DIAGRAM ALIR KUANTITATIF PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI JERAMI DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Gambar Diagram alir kuantitatif

Diagram Alir Utilitas

Pra Rancangan Pabrik Bioetanol dari Jerami Kapasitas 50.000 Ton/Tahun

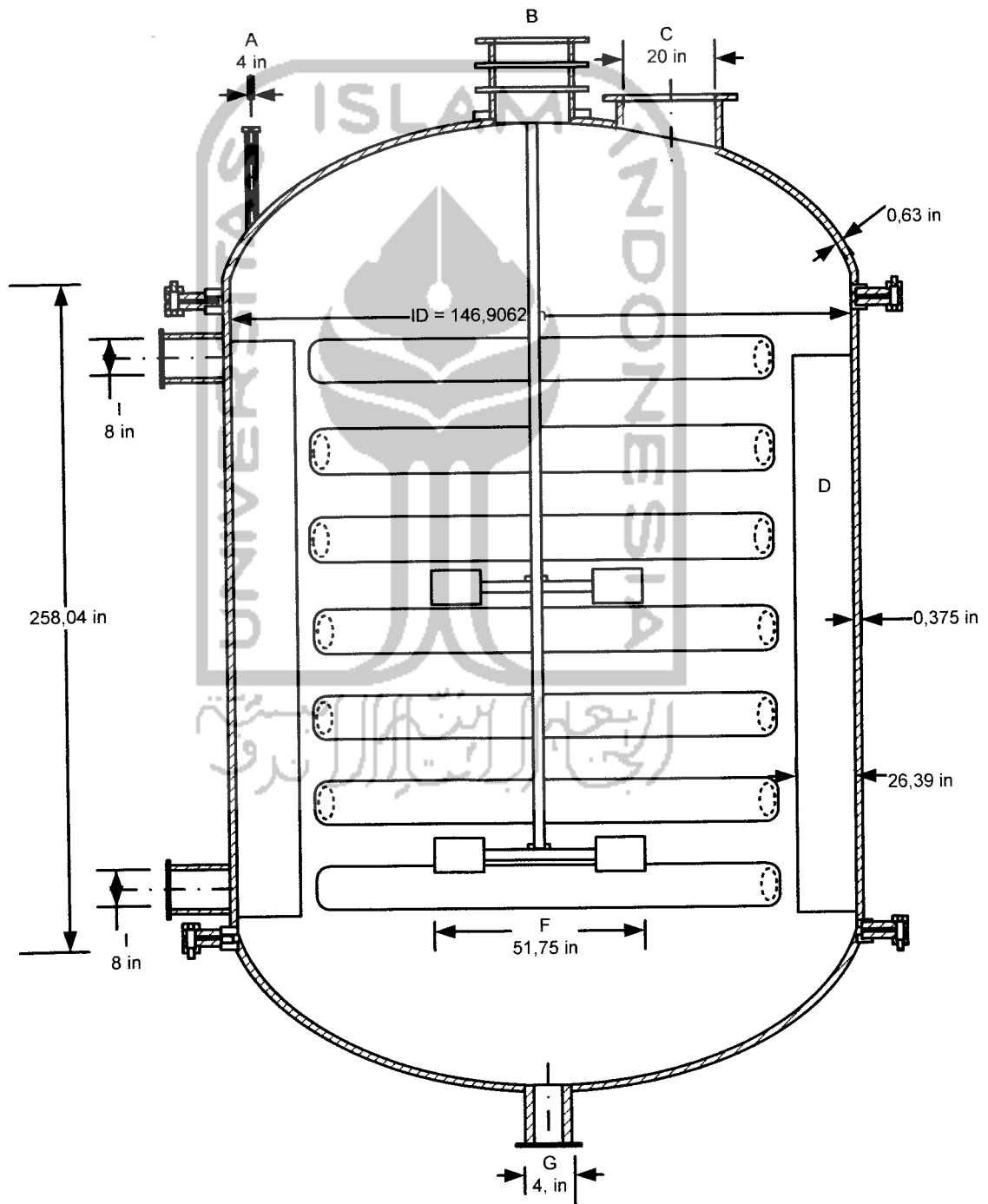


Simbol	Keterangan
BU-01	Bak pengendap awal
BU-02	Bak penampung air bersih
BU-03	Bak penampung air pendingin
TU-01	Tangki tawas
TU-02	Tangki ferro sulfat
TU-03	Tangki kapur
TU-04	Tangki larutan asam sulfat
TU-05	Tangki larutan natrium hidroksida
TU-06	Tangki larutan hidrazine
TU-07	Tangki larutan NaH ₂ PO ₄
TU-08	Tangki Larutan kaport

Simbol	Keterangan
PU-	Pompa
TFU	Flokulator
CLU	Clarifier
SP	Saringan pasir
CFU	Carbon filter
CTU	Cooling tower
KEU	Kation exchanger
AEU	Anion exchanger
DAU	Deaerator
TUB	Tangki umpam boiler
TRK	Tangki kondensat
TRK	Tangki RT & Kantor

Keterangan :

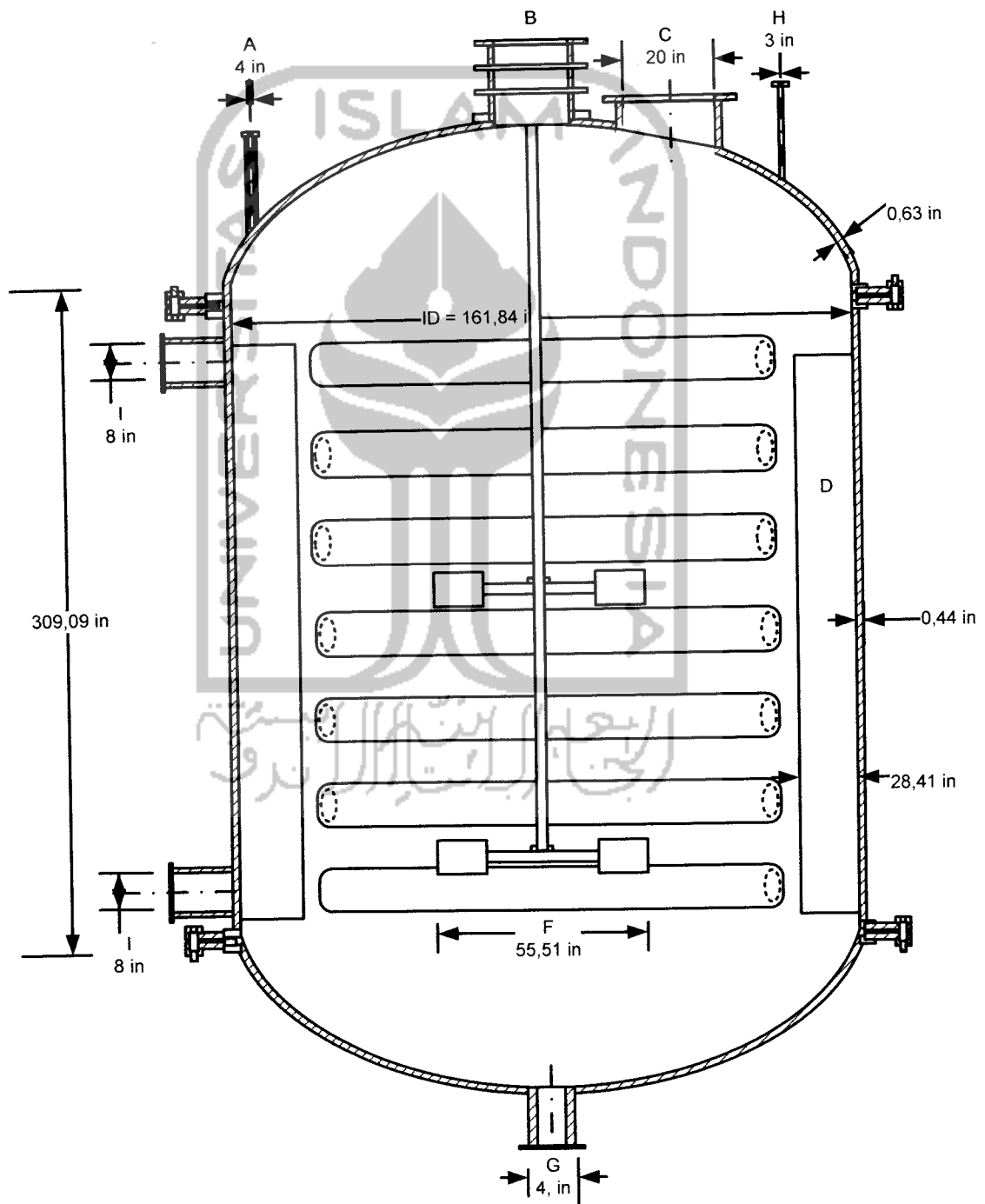
- A : Pipa Umpan
- B : Motor Pengaduk
- C : Man Hole
- D : Baffle
- E : Pipa koil
- F : Lebar Pengaduk
- G : Pipa Hasil



Gambar Detail Reaktor

Keterangan :

- A : Pipa Umpan
- B : Motor Pengaduk
- C : Man Hole
- D : Baffle
- E : Pipa koil
- F : Lebar Pengaduk
- G : Pipa Hasil
- H : Pipa CO2



Gambar Detail Fermentor

Fermenter

Tugas : Mengubah glukosa yang ada dalam larutan menjadi etanol melalui proses fermentasi dengan bantuan yeast sebanyak 27690,3667 kg/jam

Jenis : reaktor batch

Kondisi operasi : T = 35 °C
P = 1.00 atm



Data Umpan

Komponen	Umpan(kg/jam)	Atas/gas	Bawah/liquid
$C_6H_{10}O_5$	628.7126	0.0000	628.71
$C_6H_{12}O_6$	21203.0148	0.0000	5088.72
H_2O	5653.5255	0.0000	5653.53
C_2H_5OH	0.0000	0.0000	8236.19
CO_2	0.0000	7878.0980	0.00
Yeast	205.1138	0.0000	205.11
Total	27690.3667	7878.0980	19812.27
		27690.3667	

Komponen	Umpan (kg/jam)	ρ (kg/L)	Fv (L/jam)	Wi
$C_6H_{10}O_5$	628.7126	1.3	483.63	0.0227
$C_6H_{12}O_6$	21203.0148	1.54	13768.19	0.7657
H_2O	5653.5255	0.998	5664.86	0.2042
Yeast	205.1138	1.004	204.30	0.0074
TOTAL	27690.3667		20120.97	1.0000

Menghitung densitas campuran

$$\rho_{\text{mix}} = 1.3762 \text{ kg/L} = 1376.19 \text{ kg/m}^3 = 85.84 \text{ lb/ft}^3$$

a. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Fermenter

Diasumsikan waktu pengosongan fermenter ini = 5.00 jam = 300.00 menit

Fv (kecepatan volumetrik) = massa total : ρ cair 20120.97 L

V terhitung = Volum fermenter hasil optimasi
100604.8418 L

$$V_{\text{terhitung}} = 100604.8418 \text{ L} = 100.60 \text{ m}^3 = 3552.83 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{design}} = V_{\text{terhitung}} * 1.2$$

$$V_{\text{design}} = 120725.8101 \text{ L} = 120.73 \text{ m}^3 = 4263.40 \text{ ft}^3 = 31895.85 \text{ gallon}$$

$$\begin{aligned}\pi &= 3.1416 \\ 1 \text{ ft} &= 0.3048 \text{ m} \\ 1 \text{ Inch} &= 0.0833 \text{ ft}\end{aligned}$$

Reaktor yang digunakan didekati dengan kolom berbentuk silinder tegak dengan perbandingan

$$D : H = 1 : 2$$

$$V \text{ reaktor} = V_{\text{shell}} + 2 \cdot V_{\text{head}}$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \cdot (0.0847 \cdot D^3)$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (2D) + 2 \cdot (0.0847 \cdot D^3)$$

$$V \text{ reaktor} = 1.7402 D^3$$

$$V \text{ reaktor design} = 4263.3958 \text{ ft}^3 = 120.73 \text{ m}^3$$

$$1.7402 D^3 = 4263.3958 \text{ ft}^3$$

$$D^3 = 2449.9458 \text{ ft}^3$$

$$D = 13.4809 \text{ ft} = 4.11 \text{ m} =$$

$$161.84 \text{ in}$$

$$H = 2D = 26.9618 \text{ ft} = 8.22 \text{ m} =$$

$$323.67 \text{ in}$$

b. Menentukan Tinggi Cairan

$$\text{Asumsi : } V_{\text{cairan}} = V_{\text{tr}} = 100.6048 \text{ m}^3 = 3552.8298 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{cairan}} = V_{\text{cairan dalam shell}} + V_{\text{bottom}}$$

$$V_{\text{cairan}} = \frac{\pi}{4} \left(\frac{1}{2} H \right)^2 H + 0.0847 \left(\frac{1}{2} H \right)^3$$

$$V_{\text{cairan}} = 0.2069 H^3$$

$$V_{\text{cairan}} = 3552.8298 \text{ ft}^3$$

$$0.2069 H^3 = 3552.8298 \text{ ft}^3$$

$$H_{\text{cairan}} = 25.7991 \text{ ft} = 7.86 \text{ m}$$

$$309.59 \text{ in}$$

c. Menentukan Tekanan Design

Perancangan ini dibuat dengan menggunakan faktor keamanan 20% terhadap tekanan oper.

1. Menghitung Tekanan Hidrostatik

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho_{\text{mix}} \cdot g \cdot H_{\text{cairan}}$$

$$106053.6221 \text{ Pa}$$

$$15.4355 \text{ psia}$$

2. Menghitung Tekanan Operasi

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{atmosferik}}$$

$$1.0 \text{ atm} = 14.70 \text{ psia}$$

3. Menghitung Tekanan Design

$$P_{\text{design}} = 1.2 \cdot (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$36.1626 \text{ psia}$$

$$2.4600 \text{ atm}$$

b. Menentukan tebal dinding shell reaktor :

Dipilih bahan konstruksi fermenter, SA-283 grade C :

(Tabel App D. item 4, P-342, Brownell and Young)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 \cdot P} + c$$

(Eq. 13.1, P - 254, Brownell and Young)

dimana :

t_s = tebal shell, in

P = tekanan, psi

r_i = jari - jari silinder dalam, in

f = maksimum allowable stress, psi (Tabel App D. item 4, P-342, Brownell and Young)

E = efisiensi pengelasan (Table 13.2, P - 255, Brownell and Young)

C = faktor korosi

Dari (Table 13.2, P - 255, Brownell and Young)

Allowable stress (f) 12650 psia

Sambungan yang dipilih double welded butt joint

Efisiensi sambungan 0.80

Corrosion allowance C 0.1250 in

(App. D Brownell & Young)

Dari tabel diperoleh data sbb :

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0.8$$

$$C = 0.1250 \text{ in}$$

$$r_i = 80.9178 \text{ in}$$

Tebal shell minimum yang dibutuhkan 0.4148 in

Maka ketebalan shell standar = 0.4375 in

$$\text{ID shell} = 13.4809 \text{ ft}$$

(Table 5.4. P-87, Brownell & Young)

$$4.1090 \text{ m}$$

$$161.8355 \text{ in}$$

$$\text{OD shell} = \text{ID shell} + 2 \cdot t_s \text{ standar}$$

$$162.7105 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young untuk

$$\text{OD shell} = 162.7105 \text{ in}$$

OD Shell standart = 168 in 4.2672 m

$$\text{icr} = 10 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\text{rc} = 144 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{IDs} &= 167.1250 \text{ in} \\ &= 4.2450 \text{ m} \\ &= 13.9271 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= 2 \cdot \text{IDs} \\ &= 334.2500 \text{ in} \\ &= 8.4900 \text{ m} \\ &= 27.8542 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Perancangan Dimensi Head

Menentukan jenis dan ukuran Head dan Bottom reaktor

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. Flanged & Standard Dished Head

umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk 1 dengan diameter kecil

2. Torispherical Flanged & Dished Head

digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis

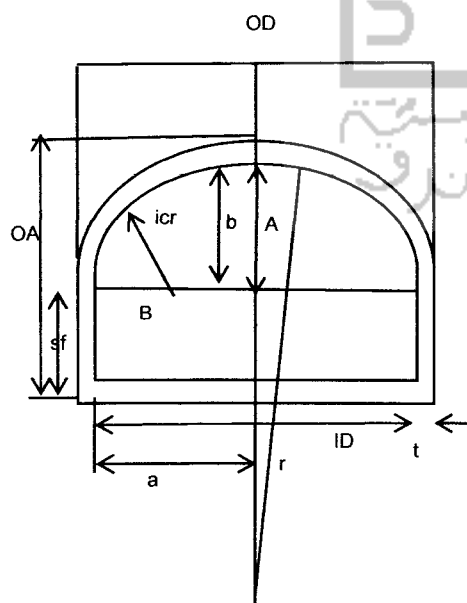
3. Elliptical Dished Head

digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal

4. Hemispherical Head

digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi. Kuat dan ukuran yang tersedia sangat terba

Dari pertimbangan-pertimbangan diatas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk torispherical Flanged & Dished Head



Diameter luar kolom, OD = 168.00 in

Dari Tabel 5.7 Brownell, OD = 228 in, sehingga diperoleh :

icr standard = 10.1250 in

rc standard = 144.00 in

ID = 167.1250 in

$$\frac{\text{icr}}{\text{ID}} = 6.06 > 6\%$$

Menentukan tebal Head :
$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{\text{rc}}{\text{icr}}} \right)$$

$$W = 1.6928$$

$$t_h = \frac{P \cdot \text{rc} \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + C$$

(Brownell & Young 1959, p.138)

$$t_h = 0.5607 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.8, P - 93 Brownell & Young, Stand 0.63 in

maka digunakan sf = 2.00 in

OD = ID + 2 th

OD head = 162.9569 in

Standarisasi dari tabel 5.7 Brownell & Young p.91 diperoleh :

OD = 168.00 in

icr = 10.13 in

rc = 144.00 in

ID head = OD - 2 th

ID head = 166.7500 in

4.2355 m

13.8958 ft

$$b = \text{rc} - \sqrt{(\text{rc} - \text{irc})^2 - \left(\frac{\text{ID}}{2} - \text{icr} \right)^2}$$

$$b = 31.9422 \text{ in} \quad (\text{P-87, Brownell \& Young 1959})$$

0.8113 m

2.6618 ft

Tinggi Head : OA = th + sf + b

OA = 34.5672 in

0.8780 m

2.8806 ft

Volume sebuah torispherical head (Eq. 5.11, P-88, Brownell & Young, 1959)

Vh = 0.000049 (ID)³ , dengan ID dlm in

$$V_h = \begin{array}{l} 227.1923 \text{ in}^3 \\ 5.7707 \text{ m}^3 \\ 18.9327 \text{ ft}^3 \end{array}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell, } V_s &= V_{\text{reaktor}} - V_{\text{head}} \\ &= 109.1844 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell, } h_s &= \frac{4 \cdot V_s}{\pi \cdot ID_s^2} \\ &= 7.7147 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell} &= V_{\text{cairan}} - V_{\text{ht}} \\ &= 94.8342 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= h_s + 2 \cdot h_t \\ &= 9.4707 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Permukaan cairan, } A_t &= \frac{\pi}{4} ID_s^2 \\ &= 14.1528 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jadi tinggi cairan pada bagian shell adalah :

$$h_{\text{shell}} = \frac{V_{\text{cairan di shell}}}{A_t} = \frac{6.7008 \text{ m}}{263.81 \text{ in}}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan total} &= \text{tinggi cairan pada shell} + \text{tinggi head} \\ &= 298.3764 \text{ in} \\ &= 7.5788 \text{ m} \end{aligned}$$

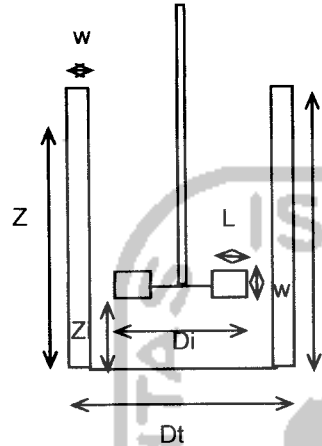
e. Perancangan Pengaduk

Tugas pengaduk : untuk mencampur

Dipilih jenis six flat blade turbine impellers, karena turbine memiliki range volume yang b. digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi, sehingga dipilih :

- a) Pengaduk : Six Flat Blade Turbine Impellers
- b) Jumlah sudu (blade) : 6
- c) Jumlah baffle : 4 (terpisah 90° satu sama lainnya)
- d) $w_i / D_i = 1/5$
- e) $D_i / ID = 1/3$
- f) $z_i / D_i = 3/4$
- g) lebar baffle = 1/10 ID
- h) lebar pengaduk = 1/4 D_i

Jadi dengan IDs = 167.1250 in, diperoleh
 Di = ID/3 = 55.7083 in
 wi = Di/5 = 11.1417 in
 zi = 3Di/4 = 41.7813 in
 Wb = 0.17 Dt = 28.4113 in
 L = Di/4 = 13.9271 in



Keterangan :

Dt = diameter reaktor =	167.1250 in =	4.2450 m	13.9271
Di = diameter pengaduk =	55.7083 in =	1.4150 m	4.6424
Zr = tinggi reaktor =	372.8631 in =	9.4707 m	31.0719
Zl = tinggi cairan dalam reaktor =	298.3764 in =	7.5788 m	24.8647
Zi = jarak pengaduk dari dasar =	41.7813 in =	1.0612 m	3.4818
wi = tinggi pengaduk =	11.1417 in =	0.2830 m	0.9285
L = lebar pengaduk =	13.9271 in =	0.3537 m	1.1606
wb = lebar baffle =	28.4113 in =	0.7216 m	2.3676

Menentukan Kecepatan Putaran :

Untuk menentukan jumlah pengaduk yang digunakan, dipakai persamaan :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{WELH}}{\text{ID}}$$

(Eq. 8.9, P-345, HF. Rase, 197

dengan : WELH = water equivalent liquid height = Zl.Sg
 ID = diameter dalam reaktor, in
 Sg = specific height

$$Sg = \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}}} \quad 1.3790$$

$$\text{WELH} = Zl * Sg$$

$$\text{WELH} = 10.4507 \text{ m} = 34.29$$

Sehingga jmlh pengaduk = 2.4619 3 Pengaduk

Kecepatan pengadukan :

$$N = \frac{600}{\pi * Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 * Di}} \quad (\text{Eq. 8.8, P-345, HF. Rase, 1977})$$

$$600/\pi * Di = 41.1397$$

$$(WELH/2Di)^{0.5} = 1.9217$$

$$N = 79.0575 \text{ rpm}$$

$$N = 1.3176 \text{ rps}$$

Dipakai motor Fixed Speed Belt (single reduction gear with V belt) dengan kecepatan putaran standard N = 80 rpm (Tabel 8.9, p-366, Rase, 1977)

$$Ni = 80.00 \text{ rpm} = 1.3333 \text{ rps}$$

Keuntungan memakai motor jenis ini adalah harganya murah dan mudah mengganti bagian-bagian yang rusak

Menghitung power dari Pengaduk :

Viskositas larutan umpan masuk fermenter :

Komponen	feed kg/j	wi, bagian	μ m, cP
$C_6H_{10}O_5$	628.7126	0.0227	0.3694
$C_6H_{12}O_6$	21203.0148	0.7657	0.4021
H_2O	5653.5255	0.2042	0.3237
Yeast	205.1138	0.0074	0.3246
Total	27690.3667	1.0000	1.0504

$$1/\mu = 2.6195 \text{ /cP} \quad \mu = 0.0038 \text{ g/cm.s}$$

$$\rho = 1.3762 \text{ kg/m}^3 \quad 0.0014 \text{ gr/cm}^3$$

$$Di = 141.4992 \text{ cm}$$

$$Ni = 1.3176 \text{ rps}$$

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu} = 9510.33 \quad N Re > 2.100$$

karena $N Re > 2100$, maka alirannya turbulen

diperoleh $Np = 5.50$ (P-348, HF. Rase, 1977)

$$Np = \frac{Pa}{\rho \cdot Ni^3 \cdot Di^5} \quad (\text{P-345, HF. Rase, 1977})$$

$$Pa = Np * \rho * Ni^3 * Di^5$$

$$Pa = 30502255826.39 \text{ g.cm}^2/\text{s}^3$$

$$3.0502 \text{ kW}$$

$$4.0904 \text{ Hp}$$

$\eta = 80\%$ (fig.4.2 Ulrich, 1984)

Sehingga $P = 5.1129$ HP

Dipilih power standard $P = 5.5$ HP

(standard NEMA, Rase & Barrow 1957, p.358)

Menghitung diameter poros pengaduk :

$$T = \frac{600}{2\pi} X \frac{P}{N} \quad (\text{P-159, Mekanika Bahan, Geve and Timoshemka})$$

$T =$ Moment puntir, Nm

$P =$ daya motor, watt

$N =$ rpm motor

$$P = 60 \text{ HP} \times 0,7373 \text{ kW / HP} \times 1000$$

$$= 4055 \text{ watt}$$

$$T = 293891.0351 \text{ Nm}$$

Bahan yang digunakan adalah baja tahan korosi S-35 C-D :

$$\text{dengan } t_b = 5.80 \text{ N/mm}^2$$

$$t_a = 0,18 \times t_b$$

$$= 1.0440\text{E-}06 \text{ N/m}^2$$

$$d = \sqrt[3]{\frac{16T}{\pi t_a}} = 11275.9199 \text{ in}$$
$$= 286.4084 \text{ m}$$

Mengecek Waktu pengadukan Sempurna

Kriteria untuk pengadukan sempurna :

$$\frac{Q_R}{F_v} > 10 \quad (\text{Rase 1977, p.336})$$

dengan : $Q_R =$ kecepatan sirkulasi, m^3/jam

$F_v =$ debit kecepatan umpan masuk reaktor, m^3/jam

Untuk turbin dengan 6 blade dan $w_i = 1/5 D_i$

$$N_{QR} = \frac{0.93 ID}{D_i} \text{ untuk } Re > 104 \quad (\text{Rase 1977, p.337})$$

Diketahui data :

$$Re = 9510.3308 \quad \text{berarti } Re > 104$$

$$N_{QR} = 2.7900$$

$$Q_R = N_{QR} \cdot N \cdot D_i^3$$

$$Q_R = 37940.8527 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$F_v = 11.3854 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Jadi, } Q_R / F_v = 3332.4128 > 10$$

Sehingga pengadukan sempurna sekali

Secara sederhana,

$$T_{mix} = \frac{V}{Q_R} \quad \begin{array}{l} 0.0027 \text{ jam} \\ 0.1591 \text{ menit} \end{array}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal dalam reaktor } (\theta) &= 8.8363 \text{ jam} \\ &= 530.1782 \text{ menit} \end{aligned}$$

Waktu pengadukan sangat singkat dibandingkan waktu tinggal di dalam reaktor, sehingga keadaan uniform bisa dianggap langsung tercapai dalam reaktor

Menentukan pipa Umpan Fermenter

Komponen	M (kg/jam)	% Berat	μ (Cp)	ρ (kg/ltr)	Fv (ltr/jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	628.7126	0.0227	0.3694	1.3	484
C ₆ H ₁₂ O ₆	21203.0148	0.7657	0.4021	1.5400	13768
H ₂ O	5653.5255	0.2042	0.3237	0.9980	5665
Yeast	205.1138	0.0074	0.3246	1.0040	204
Total	27690.3667	1.0000	1.0504		20121

Menghitung Densitas Campuran

$$\rho = \frac{\text{Totalmassa}}{\text{TotalFv}} \quad (\text{R.K Sinnott, 238})$$

$$\rho = 1.3762 \text{ kg/ltr}$$

Menghitung Viscositas Campuran

$$\frac{1}{\mu} = \sum \frac{X_i}{\mu_i} \quad (\text{R.K Sinnott, 239})$$

$$\mu = 0.3818 \text{ Cp}$$

$$Q = 20120.9684 \text{ ltr/jam}$$

$$0.1974 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

$$11.8427 \text{ ft}^3/\text{mnt}$$

$$\rho = 85.8358 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.3818 \text{ Cp}$$

$$0.9235 \text{ lb/ft dtk}$$

Menentukan jenis aliran

Asumsi bahwa aliran turbulen

Dari Fig 14-2 didapat ID = 6 in

$$Di_{opt} = 3.9 \cdot Q^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, 496})$$

$$Di_{opt} = 3.3522 \text{ in}$$

$$0.2793 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat
Pipa standart dengan spesifikasi

$$\begin{array}{lll} N_{PS} = & 4 \text{ in} & OD = 4.5000 \text{ in} \\ \text{Sch N} = & 40 & A't = 0.1104 \text{ ft}^2 \end{array}$$

Kecepatan linier cairan $V = \frac{Q}{A't}$

$$V = 1.7871 \text{ ft/dtk}$$

Cek aliran

Reynold Number $NR_E = \frac{D.V.\rho}{\mu}$ (Geankoplis, 49)

$$NR_E = 46.4005$$

dengan demikian aliran umpam merupakan aliran viscous karena $NRE < 2100$ maka

$$Di \text{ opt} = 3.9 \cdot Fv^{0.36} \cdot \mu^{0.18}$$

$$Di \text{ opt} = 1.8285 \text{ in} \quad 0.1524 \text{ ft}$$

Dari Fig 14-2 didapat ID = 6 in

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

Pipa standart dengan spesifikasi

$$\begin{array}{lll} N_{PS} = & 2.00 \text{ in} & OD = 2.38 \text{ in} \\ \text{Sch N} = & 40 & A't = 0.0309 \text{ ft}^2 \end{array}$$

Kecepatan linier cairan $V = \frac{Q}{A't}$

$$V = 6.3888 \text{ ft/dtk}$$

Cek aliran

Reynold Number $NR_E = \frac{D.V.\rho}{\mu}$ (Geankoplis, 49)

$$NR_E = 90.4818$$

Menentukan pipa keluaran Fermenter

Bawah :

Komponen	M (kg/jam)	% Berat	μ (Cp)	ρ (kg/l)	Fv (lt/jam)
$C_6H_{10}O_5$	628.7126	0.0317	0.3694	1.3	484
$C_6H_{12}O_6$	5088.7236	0.2568	0.4021	1.5400	3304
H_2O	5653.5255	0.2854	0.3237	0.9980	5665
C_2H_5OH	8236.1933	0.4157	0.2809	0.7890	10439
Yeast	205.1138	0.0104	0.3246	1.0040	204
Total	19812.2688	0.9683			20096

Menghitung Densitas Campuran

$$\rho = \frac{\text{Totalmassa}}{\text{TotalFV}} \quad (\text{R.K Sinnot, 238})$$

$$\rho = 0.9859 \text{ kg/ltr}$$

Menghitung Viscositas Campuran

$$\frac{1}{\mu} = \sum \frac{X_i}{\mu_i} \quad (\text{R.K Sinnot, 239})$$

$$\mu = 0.3207 \text{ Cp}$$

$$Q = 20095.9177 \text{ ltr/jam}$$

$$0.1971 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

$$11.8279 \text{ ft}^3/\text{mnt}$$

$$\rho = 61.4915 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.3207 \text{ Cp}$$

$$0.7758 \text{ lb/ft dtk}$$

Menentukan jenis aliran

Asumsi bahwa aliran turbulen

Dari Fig 14-2 didapat ID = 6 in

$$D_{i_{opt}} = 3.9 \cdot Q^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, 496})$$

$$D_{i_{opt}} = 3.2081 \text{ in} \quad 0.4859 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

Pipa standart dengan spesifikasi

$$N_{PS} = 4 \text{ in}$$

$$OD = 4.5 \text{ in}$$

$$\text{Sch N} = 40$$

$$A't = 0.1104 \text{ ft}^2$$

Kecepatan linier cairan

$$V = \frac{Q}{A't}$$

$$V = 1.7871 \text{ ft/dtk}$$

Cek aliran

$$\text{Reynold Number} \quad NR_E = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 49})$$

$$NR_E = 68.8231$$

dengan demikian aliran umpam merupakan aliran viscous karena $NRE < 2100$ maka

$$Di_{opt} = 3.9 \cdot Fv^{0.36} \cdot \mu^{0.18}$$

$$Di_{opt} = 1.7712 \text{ in} \quad 0.1476 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

Pipa standart dengan spesifikasi

$$N_{PS} = 2.00 \text{ in} \quad OD = 2.38 \text{ in}$$

$$Sch N = 40 \quad A't = 0.0309 \text{ ft}^2$$

Kecepatan linier cairan $V = \frac{Q}{A't}$

$$V = 1.7849 \text{ ft/dtk}$$

Cek aliran

Reynold Number $NR_E = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$ (Geankoplis, 49)

$$NR_E = 20.8815$$

Atas :

Komponen	M (kg/jam)	% Berat	μ (Cp)	ρ (kg/ltr)	Fv (ltr/jam)
CO ₂	7878.0980	1.0000	0.2062	0.4250	18537
Total	7878.0980				18537

Menghitung Densitas Campuran

$$\rho = \frac{\text{Totalmassa}}{\text{TotalFV}} \quad (\text{R.K Sinnot, 238})$$

$$\rho = 0.4250 \text{ kg/ltr}$$

Menghitung Viscositas Campuran

$$\frac{1}{\mu} = \sum \frac{X_i}{\mu_i} \quad (\text{R.K Sinnot, 239})$$

$$\mu = 0.2062 \text{ Cp}$$

$$Q = 18536.7011 \text{ ltr/jam}$$

$$0.1818 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

$$10.9102 \text{ ft}^3/\text{mnt}$$

$$\rho = 26.5080 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.2062 \text{ Cp}$$

$$0.4987 \text{ lb/ft dtk}$$

Menentukan jenis aliran

Asumsi bahwa aliran turbulen

Dari Fig 14-2 didapat ID = 6 in

$$Di_{opt} = 3.9 \cdot Q^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, 496})$$

$$Di_{opt} = 2.7731 \text{ in} \quad 0.4859 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

Pipa standart dengan spesifikasi

$$\begin{array}{ll} N_{PS} = & 3.00 \text{ in} & OD = & 3.5 \text{ in} \\ Sch N = & 40 & A' t = & 0.0668 \text{ ft}^2 \end{array}$$

Kecepatan linier cairan

$$V = \frac{Q}{A' t}$$
$$v = 2.7216 \text{ ft/dtk}$$

Cek aliran

Reynold Number

$$NR_E = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 49})$$
$$NR_E = 70.2868$$

dengan demikian aliran umpam merupakan aliran laminar karena $NRE < 2100$ maka

$$Di_{opt} = 3.9 \cdot Fv^{0.36} \cdot \mu^{0.18}$$

$$Di_{opt} = 1.5889 \text{ in} \quad 0.1324 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

Pipa standart dengan spesifikasi

$$\begin{array}{ll} N_{PS} = & 2.00 \text{ in} & OD = & 2.380 \text{ in} \\ Sch N = & 40 & A' t = & 0.0309 \text{ ft}^2 \end{array}$$

Kecepatan linier cairan

$$V = \frac{Q}{A' t}$$
$$v = 2.7216 \text{ ft/dtk}$$

Cek aliran

Reynold Number

$$NR_E = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 49})$$
$$NR_E = 19.1546$$

Reaktor yang digunakan didekati dengan kolom berbentuk silinder tegak dengan perbandingan

$$D : H = 1 : 2$$

$$V \text{ reaktor} = V_{\text{shell}} + 2.V_{\text{head}}$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \cdot (0.0847 \cdot D^3)$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (2D) + 2 \cdot (0.0847 \cdot D^3)$$

$$V \text{ reaktor} = 1.7394 D^3$$

$$V \text{ reaktor design} = 93.6972 \text{ ft}^3 = 2.6532 \text{ m}^3$$

$$1.7394 D^3 = 93.6972 \text{ ft}^3$$

$$D^3 = 53.8675 \text{ ft}^3$$

$$D = 3.7767 \text{ ft} = 1.1511 \text{ m} = 45.34 \text{ in}$$

$$H = 2D = 7.5533 \text{ ft} = 2.3023 \text{ m} = 90.68 \text{ in}$$

b. Menentukan Tinggi pasta

$$\text{Asumsi : } V_{\text{cairan}} = V_{\text{trhtng}} = 2.2110 \text{ m}^3 = 78.0810 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{cairan}} = V_{\text{cairan dalam shell}} + V_{\text{bottom}}$$

$$V_{\text{cairan}} = \frac{\pi}{4} \left(\frac{1}{2} H \right)^2 H + 0.0847 \left(\frac{1}{2} H \right)^3$$

$$V_{\text{cairan}} = 0.2069 H^3$$

$$V_{\text{cairan}} = 78.0810 \text{ ft}^3$$

$$0.2069 H^3 = 78.0810 \text{ ft}^3$$

$$H_{\text{cairan}} = 7.2265 \text{ ft} = 2.2026 \text{ m} = 86.72 \text{ in}$$

c. Menentukan Tekanan Design

Perancangan ini dibuat menggunakan faktor keamanan 20% terhadap tekanan operasi, maka :

1. Menghitung Tekanan Hidrostatik

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho_{\text{mix}} \cdot g \cdot H_{\text{cairan}}$$

$$26659.8558 \text{ Pa}$$

$$3.8802 \text{ psia}$$

2. Menghitung Tekanan Operasi

$$P_{\text{operasi}} = 12.39$$

$$12.4 \text{ atm} = 182.10 \text{ psia}$$

3. Menghitung Tekanan Design

$$P_{\text{design}} = 1.2 \cdot (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$223.1806 \text{ psia}$$

$$15.1824 \text{ atm}$$

b. Menentukan tebal dinding shell reaktor :

Dipilih bahan konstruksi hidrolisis, SA-283 grade C :

(Tabel App D. item 4, P-342, Brownell and Young)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c \quad (\text{Eq. 13.1, P - 254, Brownell and Young})$$

dimana :

ts = tebal shell, in

P = tekanan, psi

ri = jari - jari silinder dalam, in

f = maksimum allowable stress, p (Tabel App D. item 4, P-342, Brownell and Young)

E = efisiensi pengelasan (Table 13.2, P - 255, Brownell and Young)

C = faktor korosi

Dari (Table 13.2, P - 255, Brownell and Young)

Allowable stress (f) 12650 psia

Sambungan yang dipilih double welded butt joint

Efisiensi sambungan 0.80

Corrosion allowance C 0.1250 in (App. D Brownell & Young)

Dari tabel diperoleh data sbb :

f = 12650 psi

E = 0.8

C = 0.1250 in

ri = 22.6691 in

0.44

Tebal shell minimum yang dibutuhkan = 0.6316 in

Maka ketebalan shell standar = 0.7500 in (Table 5.4. P-87, Brownell & Young)

ID shell = 3.7767 ft

1.1511 m

45.3382 in

OD shell = ID shell + 2.ts standar

46.8382 in

Dari tabel 5.7 Brownell & Young OD shell = 46.8382 in

OD Shell standart = 48 in

1.22 m

icr = 3 in

rc = 42 in

IDs = 46.5000 in

1.1811 m

3.8750 ft

H = 2.IDs

93.0000 in

2.3622 m

7.7500 ft

c. Perancangan Dimensi Head

Menentukan jenis dan ukuran Head dan Bottom reaktor

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. Flanged & Standard Dished Head

umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil

2. Torispherical Flanged & Dished Head

digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis

3. Elliptical Dished Head

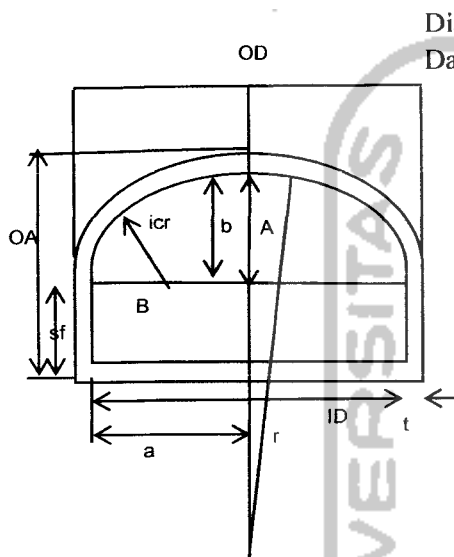
digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal

4. Hemispherical Head

digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi. Kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas

Dari pertimbangan-pertimbangan diatas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat,

maka dipilih bentuk torispherical Flanged & Dished Head



Diameter luar kolom, OD = 48.00 in

Dari Tabel 5.7 Brownell, OD = 228 in, sehingga diperoleh :

icr standard = 3.0000 in

rc standard = 42.00 in

ID = 46.5000 in

$$\frac{icr}{ID} = 6.45 > 6\%$$

Menentukan tebal Head :

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \quad W = 1.6854$$

$$t_h = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + C$$

$$t_h = 0.9073 \text{ in}$$

(Brownell & Young 1959, p.138)

Dari Tabel 5.8, P - 93 Brownell & Young, Standar $t_h = 1.0000$ in

maka digunakan $sf = 3.00$ in

$$OD = ID + 2 t_h$$

$$OD \text{ head} = 47.1527 \text{ in}$$

Standarisasi dari tabel 5.7 Brownell&Young p.91 diperoleh :

$$OD = 48.00 \text{ in}$$

$$icr = 3.00 \text{ in}$$

$$rc = 42.00 \text{ in}$$

$$ID \text{ head} = OD - 2 t_h$$

$$ID \text{ head} = 46.0000 \text{ in}$$

$$1.1684 \text{ m}$$

$$3.8333 \text{ ft}$$

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr \right)^2}$$

(P-87, Brownell & Young 1959)

$$b = 8.5187 \text{ in}$$

$$0.2164 \text{ m}$$

$$0.7099 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Head : } OA = t_h + sf + b$$

$$\begin{aligned} \text{OA} &= 12.5187 \text{ in} \\ &= 0.3180 \text{ m} \\ &= 1.0432 \text{ ft} \end{aligned}$$

Volume sebuah torispherical head

$$V_h = 0.000049 (\text{ID})^3, \text{ dengan ID dlm in} \quad (\text{Eq. 5.11, P-88, Brownell \& Young, 1959})$$

$$\begin{aligned} V_h &= 4.7695 \text{ in}^3 \\ &= 0.1211 \text{ m}^3 \\ &= 0.3975 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell, } V_s &= \frac{V_{\text{reaktor}} - V_{\text{head}}}{\text{Tinggi shell, } h_s} = \frac{4 \cdot V_s}{\pi \cdot \text{ID}_s^2} \\ &= (0.2423) \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell} &= V_{\text{cairan}} - V_{\text{ht}} = (0.2211) \text{ m}^3 \\ &= (0.1211) \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Permukaan cairan, } A_t &= \frac{\pi}{4} \text{ID}_s^2 = \text{Tinggi reaktor total} = h_s + 2 \cdot h_t = 0.4148 \text{ m} \\ &= 1.0956 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jadi tinggi cairan pada bagian shell adalah :

$$h_{\text{shell}} = \frac{V_{\text{cairan di shell}}}{A_t} = \begin{matrix} (0.1106) \text{ m} \\ (4.3532) \text{ in} \end{matrix}$$

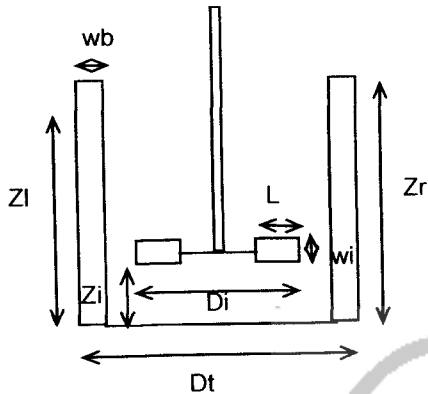
$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan total} &= \text{tinggi cairan pada shell} + \text{tinggi head} \\ &= 8.1655 \text{ in} \\ &= 0.2074 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Perancangan Pengaduk

Tugas pengaduk : untuk mencampur

Dipilih jenis six flat blade turbine impellers, karena turbine memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi, sehingga dipilih :

- Pengaduk : Six Flat Blade Turbine Impellers
 - Jumlah sudu (blade) : 6
 - Jumlah baffle : 4 (terpisah 90° satu sama lainnya)
 - $w_i / D_i = 1/5$
 - $D_i / \text{ID} = 1/3$
 - $z_i / D_i = 3/4$
 - lebar baffle = 1/10 ID
 - lebar pengaduk = 1/4 D_i
- Jadi dengan IE 46.5000 in, diperoleh
- $$\begin{aligned} D_i &= \text{ID}/3 = 15.5000 \text{ in} \\ w_i &= D_i/5 = 3.1000 \text{ in} \\ z_i &= 3D_i/4 = 11.6250 \text{ in} \\ W_b &= 0.17 D_t = 7.9050 \text{ in} \\ L &= D_i/4 = 3.8750 \text{ in} \end{aligned}$$



Keterangan :

Dt = diameter reaktor =	46.50 in =	1.18 m	3.88 ft
Di = diameter pengaduk =	15.50 in =	0.39 m	1.29 ft
Zr = tinggi reaktor =	111.67 in =	2.84 m	9.31 ft
Zl = tinggi cairan dalam reaktor =	8.17 in =	0.21 m	0.68 ft
Zi = jarak pengaduk dari dasar =	11.63 in =	0.30 m	0.97 ft
wi = tinggi pengaduk =	3.10 in =	0.08 m	0.26 ft
L = lebar pengaduk =	3.88 in =	0.10 m	0.32 ft
wb = lebar baffle =	7.91 in =	0.20 m	0.66 ft

Menentukan Kecepatan Putaran :

Untuk menentukan jumlah pengaduk yang digunakan, dipakai persamaan :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{WELH}}{\text{ID}} \quad (\text{Eq. 8.9, P-345, HF. Rase, 1977})$$

dengan : WELH = water equivalent liquid height = $Zl \cdot Sg$
 ID = diameter dalam reaktor, in
 Sg = specific height

$$Sg = \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}}} = 1.2375$$

$$\text{WELH} = Zl \cdot Sg$$

$$\text{WELH} = 0.2567 \text{ m} = 0.8421 \text{ ft}$$

$$\text{Sehingga jmlh pengaduk} = 0.2173 \quad 1 \text{ Pengaduk}$$

Kecepatan pengadukan :

$$N = \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \cdot Di}} \quad (\text{Eq. 8.8, P-345, HF. Rase, 1977})$$

$$\frac{600}{\pi \cdot Di} = 147.8597$$

$$(\text{WELH}/2Di)^{0.5} = 0.5709$$

$$N = 84.4188 \text{ rpm}$$

$$N = 1.4070 \text{ rps}$$

Dipakai motor Fixed Speed Belt (single reduction gear with V belt) dengan kecepatan putaran standard $N = 80$ rpm (Tabel 8.9, p-366, Rase, 1977)

$$N_i = 85.00 \text{ rpm} = 1.4167 \text{ rps}$$

Keuntungan memakai motor jenis ini adalah harganya murah dan mudah mengganti bagian-bagian yang rusak

Menghitung power dari Pengaduk :

Viskositas larutan umpan masuk :

Komponen	feed kg/j	wi, bagian	μ , cP
$C_6H_{10}O_5$	13639.9802	0.6660	0.3694
$C_6H_{12}O_6$	2560.0563	0.1250	0.3694
H_2O	1925.1624	0.0940	0.3237
Abu	2355.2518	0.1150	0.3359
Total	20480.4508	1.0000	1.3984

$$1/\mu = 2.7740 \text{ /cP} \quad \mu = 0.0036 \text{ g/cm.s}$$

$$\rho = 1.2351 \text{ kg/m}^3 \quad 0.0012 \text{ gr/cm}^3$$

$$D_i = 39.3700 \text{ cm}$$

$$N_i = 1.4070 \text{ rps}$$

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot D_i^2}{\mu} = 747.1709$$

$N Re < 2100$, maka

diperoleh $N_p = 5.50$ (P-348, HF. Rase, 1977)

$$N_p = \frac{Pa}{\rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5} \quad \text{(P-345, HF. Rase, 1977)}$$

$$Pa = N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5$$

$$Pa = 55575902.4373 \text{ g.cm}^2/\text{s}^3$$

$$0.0056 \text{ kW}$$

$$0.0075 \text{ Hp}$$

$\eta = 80\%$ (fig.4.2 Ulrich, 1984)

$$\text{Sehingga } P = 0.0093 \text{ HP}$$

$$\text{Dipilih power standard } P = 0.01 \text{ HP}$$

(standard NEMA, Rase & Barrow 1957, p.358)

Menghitung diameter poros pengaduk :

$$T = \frac{600}{2\pi} X \frac{P}{N} \quad \text{(P-159, Mekanika Bahan, Geve and Timoshemka)}$$

T = Moment puntir, Nm

P = daya motor, watt

N = rpm motor

Hidrolisis

Tugas : Mengubah selulosa yang ada dalam larutan menjadi glukosa melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim

Jenis : reaktor batch

Kondisi operasi : T = 38 °C
P = 1.00 atm
enzym



Data

Komponen	Umpan(kg/jam)	output(kg/jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	16200.0366	648.0015
C ₆ H ₁₂ O ₆	4092.3625	21372.4015
H ₂ O	7757.3458	6029.3419
Abu	2264.2262	2264.2262
Enzym	73.2222	73.2222
total	30387.1932	30387.1932

Komponen	Umpan (kg/jam)	ρ (kg/L)	v (L/jam)	Wi
C ₆ H ₁₀ O ₅	16200.0366	1.3	12462	0.5331
C ₆ H ₁₂ O ₆	4092.3625	1.54	2657	0.1347
H ₂ O	7757.3458	0.998	7773	0.2553
Abu	2264.2262	1.0745	2107	0.0745
Enzym	73.2222	0.998	73	0.0024
total	30387.1932		25072	1.0000

Menghitung densitas campuran

$$\rho_{mix} = 1.2120 \text{ kg/L} = 1211.9758 \text{ kg/m}^3 = 75.5932 \text{ lb/ft}^3$$

a. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Fermenter

Diasumsikan waktu pengosongan fermenter ini = 3 jam = 180.00 menit

Fv (kecepatan volumetrik) = massa total : ρ camf 25072 L

V terhitung = Volum fermenter hasil optimasi
75217.3271 L

V terhitung = 75217.327 L = 75.2173 m³
2656.2773 ft³

Vdesign = Vterhitung * 1.2

Vdesign = 90260.79252 L = 90.2608 m³
3187.5328 ft³

π = 3.1416

1 ft = 0.3048 m

$$1 \text{ Inch} = 0.0833 \text{ ft}$$

Reaktor yang digunakan didekati dengan kolom berbentuk silinder tegak dengan perbandingan $D : H = 1 : 2$

$$V \text{ reaktor} = V_{\text{shell}} + 2 \cdot V_{\text{head}}$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \cdot (0.0847 \cdot D^3)$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (2D) + 2 \cdot (0.0847 \cdot D^3)$$

$$V \text{ reaktor} = 1.7394 D^3$$

$$V \text{ reaktor desi} = 3187.5328 \text{ ft}^3 = 90.2608 \text{ m}^3$$

$$1.7394 D^3 = 3187.5328 \text{ ft}^3$$

$$D^3 = 1832.5473 \text{ ft}^3$$

$$D = 12.2373 \text{ ft} = 3.7299 \text{ m}$$

$$146.9062 \text{ in}$$

$$H = 2D = 24.4746 \text{ ft} = 7.4598 \text{ m}$$

$$293.8124 \text{ in}$$

b. Menentukan Tinggi Cairan

Asumsi :

$$V_{\text{cairan}} = V_{\text{trhtng}} = 75.2173 \text{ m}^3 = 2656.2773 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{cairan}} = V_{\text{cairan dalam shell}} + V_{\text{bottom}}$$

$$V_{\text{cairan}} = \frac{\pi}{4} \left(\frac{1}{2} H \right)^2 H + 0.0847 \left(\frac{1}{2} H \right)^3$$

$$V_{\text{cairan}} = 0.2069 H^3$$

$$V_{\text{cairan}} = 2656.2773 \text{ ft}^3$$

$$0.2069 H^3 = 2656.2773 \text{ ft}^3$$

$$H_{\text{cairan}} = 23.4155 \text{ ft} = 7.1371 \text{ m}$$

$$280.9866 \text{ in}$$

c. Menentukan Tekanan Design

Perancangan ini dibuat dengan menggunakan faktor keamanan 20% terhadap tekanan operasi, maka :

1. Menghitung Tekanan Hidrostatik

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho_{\text{mix}} \cdot g \cdot H_{\text{cairan}}$$

$$84769.44 \text{ Pa}$$

$$12.3377 \text{ psia}$$

2. Menghitung Tekanan Operasi

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{atmosferik}}$$

$$1.0 \text{ atm} = 14.70 \text{ psia}$$

3. Menghitung Tekanan Design

$$P_{\text{design}} = 1.2 \cdot (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

32.4453 psia

2.2072 atm

b. Menentukan tebal dinding shell reaktor :

Dipilih bahan konstruksi hidrolisis, SA-283 grade C :

(Tabel App D. item 4, P-342, Brownell and Young)

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$

(Eq. 13.1, P - 254, Brownell and Young)

dimana :

ts = tebal shell, in

P = tekanan, psi

ri = jari - jari silinder dalam, in

f = maksimum allowable stress, σ (Tabel App D. item 4, P-342, Brownell and Young)

E = efisiensi pengelasan (Table 13.2, P - 255, Brownell and Young)

C = faktor korosi

Dari (Table 13.2, P - 255, Brownell and Young)

Allowable stress (f) 12650 psia

Sambungan yang dipilih double welded butt joint

Efisiensi sambungan 0.80

Corrosion allowance C 0.1250 in

(App. D Brownell & Young)

Dari tabel diperoleh data sbb :

f = 12650 psi

E = 0.8

C = 0.1250 in

ri = 73.4531 in

Tebal shell minimum yang dibutuhkan = 0.3609 in

Maka ketebalan shell standar = 0.3750 in

ID shell = 12.2373 ft (Table 5.4. P-87, Brownell & Young)

3.7299 m

146.9062 in

OD shell = ID shell + 2.ts standar 147.6562 in

Dari tabel 5.7 Brownell & Young OD shell = 147.6562 in

OD Shell standart = 156 in

3.9624 m

icr = 9 3/8 in

rc = 144 in

IDs = 155.2500 in

3.9434 m

12.9375 ft

$$H = 2.IDs$$

$$310.5000 \text{ in}$$

$$7.8867 \text{ m}$$

$$25.8750 \text{ ft}$$

c. Perancangan Dimensi Head

Menentukan jenis dan ukuran Head dan Bottom reaktor

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. Flanged & Standard Dished Head

umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil

2. Torispherical Flanged & Dished Head

digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis

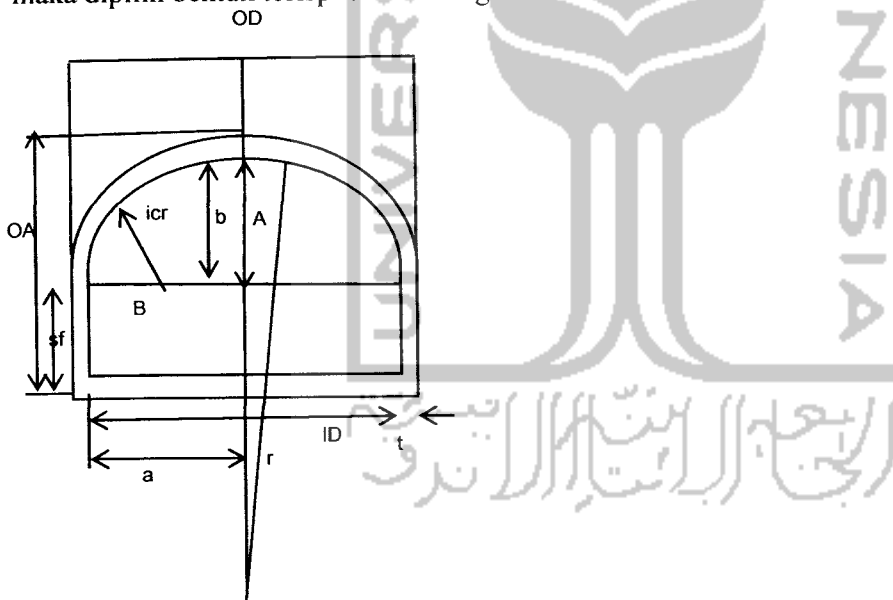
3. Elliptical Dished Head

digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal

4. Hemispherical Head

digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi. Kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas

Dari pertimbangan-pertimbangan diatas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk torispherical Flanged & Dished Head



Diameter luar kolom, OD = 156.00 in

Dari Tabel 5.7 Brownell, OD = 228 in, sehingga diperoleh :

icr standard = 9.3750 in

rc standard = 144.00 in

ID = 155.2500 in

$$\frac{icr}{ID} = 6.04 > 6\%$$

Menentukan tebal Head :
$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

$W = 1.7298$

$$t_h = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + C$$

(Brownell & Young 1959, p.138)

$t_h = 0.5244 \text{ in}$

Dari Tabel 5.8, P - 93 Brownell & Young, Standar $t_h = 0.6250 \text{ in}$
maka digunakan $sf = 2.00 \text{ in}$

$OD = ID + 2 t_h$

$OD \text{ head} = 147.9550 \text{ in}$

Standarisasi dari tabel 5.7 Brownell&Young p.91 diperoleh :

$OD = 156.00 \text{ in}$

$icr = 9.38 \text{ in}$

$rc = 144.00 \text{ in}$

$ID \text{ head} = OD - 2 t_h$

$ID \text{ head} = 154.7500 \text{ in}$

3.9307 m

12.8958 ft

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr \right)^2}$$

$b = 27.8110 \text{ in}$ (P-87, Brownell & Young 1959)

0.7064 m

2.3176 ft

Tinggi Head : $OA = t_h + sf + b$

$OA = 30.4360 \text{ in}$

0.7731 m

2.5363 ft

Volume sebuah torispherical head

$V_h = 0.000049 (ID)^3$, dengan ID c (Eq. 5.11, P-88, Brownell & Young, 1959)

$V_h = 181.5884 \text{ in}^3$

4.6123 m^3

15.1324 ft^3

$$\begin{aligned} \text{Volume shell, } V_s &= V_{\text{reaktor}} - V_{\text{head}} \\ &= 81.0361 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell, } h_s &= \frac{4 \cdot V_s}{\pi \cdot ID_s^2} \\ &= 6.6352 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell} &= V_{\text{cairan}} - V_{\text{ht}} \\ &= 70.6050 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= h_s + 2 \cdot h_t \\ &= 8.1814 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Permukaan cairan, } A_t &= \frac{\pi}{4} ID_s^2 \\ &= 12.2130 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jadi tinggi cairan pada bagian shell adalah :

$$\begin{aligned} h_{\text{shell}} &= \frac{V_{\text{cairan di shell}}}{A_t} = \frac{5.7811 \text{ m}}{227.6041 \text{ in}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan total} &= \text{tinggi cairan pada shell} + \text{tinggi head} \\ &= 258.0401 \text{ in} \\ &= 6.5542 \text{ m} \end{aligned}$$

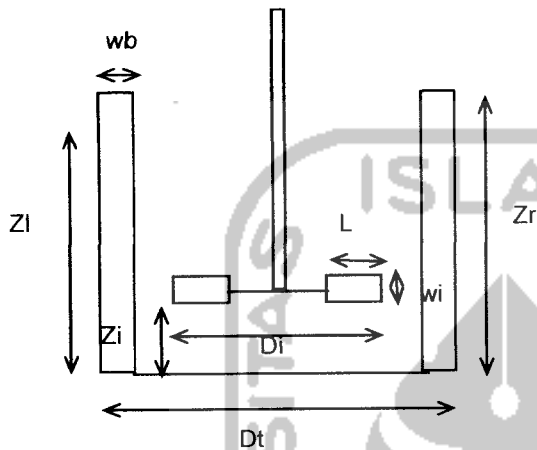
e. Perancangan Pengaduk

Tugas pengaduk : untuk mencampur

Dipilih jenis six flat blade turbine impellers, karena turbine memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi, sehingga dipilih :

- a) Pengaduk : Six Flat Blade Turbine Impellers
- b) Jumlah sudu (blade) : 6
- c) Jumlah baffle : 4 (terpisah 90° satu sama lainnya)
- d) $w_i / D_i = 1/5$
- e) $D_i / ID = 1/3$
- f) $z_i / D_i = 3/4$
- g) lebar baffle = 1/10 ID
- h) lebar pengaduk = 1/4 Di

Jadi dengan IDs = 155.2500 in, diperoleh
 $D_i = ID/3 = 51.7500$ in
 $w_i = D_i/5 = 10.3500$ in
 $z_i = 3D_i/4 = 38.8125$ in
 $W_b = 0.17 D_t = 26.3925$ in
 $L = D_i/4 = 12.9375$ in



Keterangan :

$D_t =$ diameter reaktor =	155.2500 in =	3.9434 m	12.9375
$D_i =$ diameter pengaduk =	51.7500 in =	1.3145 m	4.3125
$Z_r =$ tinggi reaktor =	322.1021 in =	8.1814 m	26.8418
$Z_l =$ tinggi cairan dalam reaktor =	258.0401 in =	6.5542 m	21.5033
$Z_i =$ jarak pengaduk dari dasar =	38.8125 in =	0.9858 m	3.2344
$w_i =$ tinggi pengaduk =	10.3500 in =	0.2629 m	0.8625
$L =$ lebar pengaduk =	12.9375 in =	0.3286 m	1.0781
$w_b =$ lebar baffle =	26.3925 in =	0.6704 m	2.1994

Menentukan Kecepatan Putaran :

Untuk menentukan jumlah pengaduk yang digunakan, dipakai persamaan :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID} \quad (\text{Eq. 8.9, P-345, HF. Rase, 1977})$$

dengan : $WELH =$ water equivalent liquid height = $Z_l \cdot S_g$
 $ID =$ diameter dalam reaktor, in
 $S_g =$ specific height

$$S_g = \frac{\rho_{campuran}}{\rho_{air}} = 1.2144$$

$$WELH = Z_l \cdot S_g$$

$$WELH = 7.9595 \text{ m} = 26.1138 \text{ ft}$$

Sehingga jmlh pengaduk = 2.0185 2 Pengaduk

Kecepatan pengadukan :

$$N = \frac{600}{\pi * Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 * Di}} \quad (\text{Eq. 8.8, P-345, HF. Rase, 1977})$$

$$\begin{aligned} \frac{600}{\pi * Di} &= 44.2865 \\ (WELH/2Di)^{0.5} &= 1.7400 \\ N &= 77.0595 \text{ rpm} \\ N &= 1.2843 \text{ rps} \end{aligned}$$

Dipakai motor Fixed Speed Belt (single reduction gear with V belt) dengan kecepatan putaran standard N = 80 rpm (Tabel 8.9, p-366, Rase, 1977)

$$N_i = 139.00 \text{ rpm} = 2.3167 \text{ rps}$$

Keuntungan memakai motor jenis ini adalah harganya murah dan mudah mengganti bagian-bagian yang rusak

Menghitung power dari Pengaduk :

Viskositas larutan umpan masuk hidrolisis :

Komponen	feed kg/j	wi, bagian	μ , cP
C ₆ H ₁₀ O ₅	16200.0366	0.5331	0.369
C ₆ H ₁₂ O ₆	4092.3625	0.1347	0.402
H ₂ O	7757.3458	0.2553	0.324
Abu	2264.2262	0.0745	0.336
Enzym	73.2222	0.0024	0.324
Total	30387.1932	1.0000	1.385

$$\begin{aligned} 1/\mu &= 2.7961 \text{ /cP} & \mu &= 0.0036 \text{ g/cm.s} \\ \rho &= 1.2120 \text{ kg/m}^3 & &= 0.0012 \text{ gr/cm}^3 \\ Di &= 131.4450 \text{ cm} \\ Ni &= 1.2843 \text{ rps} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu} = 7519.8513 \quad N Re > 2.100$$

Karena N Re > 2100, maka alirannya Turbulen

diperoleh Np 5.50 (P-348, HF. Rase, 1977)

$$Np = \frac{Pa}{\rho \cdot Ni^3 \cdot Di^5}$$

$$Pa = Np * \rho * Ni^3 * Di^5 \quad (\text{P-345, HF. Rase, 1977})$$

$$\begin{aligned} 17208635736.8 \text{ g.cm}^2/\text{s}^3 &= Pa \\ 1.7209 \text{ kW} & \\ 2.3077 \text{ Hp} & \end{aligned}$$

$\eta = 80\%$ (fig.4.2 Ulrich, 1984) Sehingga $P = 2.8846$ HP
 Dipilih power standard $P = 3.0$ HP
 (standard NEMA, Rase & Barrow 1957, p.358)

Menghitung diameter poros pengaduk :

$$T = \frac{600}{2\pi} X \frac{P}{N} \quad (\text{P-159, Mekanika Bahan, Geve and Timoshemka})$$

T = Moment puntir, Nm

P = daya motor, watt

N = rpm motor

$$P = 60 \text{ HP} \times 0,7373 \text{ kW} / \text{HP} \times 1000$$

$$= 2212 \text{ watt}$$

$$T = 164460.56 \text{ Nm}$$

Bahan yang digunakan adalah baja tahan korosi S-35 C-D :

$$\text{dengan } t_b = 5.80 \text{ N/mm}^2$$

$$t_a = 0,18 \times t_b$$

$$= 1.0440\text{E-}06 \text{ N/m}^2$$

$$d = \sqrt[3]{\frac{16T}{\pi t_a}} = \begin{matrix} 9292.0269 \text{ in} \\ 236.0175 \text{ m} \end{matrix}$$

Mengecek Waktu pengadukan Sempurna

Kriteria untuk pengadukan sempurna :

$$\frac{Q_R}{F_v} > 10 \quad (\text{Rase 1977, p.336})$$

dengan : $Q_R = \text{kecepatan sirkulasi, m}^3/\text{jam}$

$F_v = \text{debit kecepatan umpan masuk reaktor, m}^3/\text{jam}$

Untuk turbin dengan 6 blade dan $w_i = 1/5 D_i$

$$N_{QR} = \frac{0.93 ID}{D_i} \text{ untuk } Re > 104 \quad (\text{Rase 1977, p.337})$$

Diketahui data :

$$Re = 7519.8513 \quad \text{berarti } Re > 104$$

$$N_{QR} = 2.7900$$

$$Q_R = N_{QR} \cdot N \cdot D_i^3$$

$$Q_R = 52844.8253 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$F_v = 11.3854 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Jadi, } Q_R / F_v = 4641.4553 > 10$$

Sehingga pengadukan sempurna sekali

Menentukan jenis aliran

Asumsi bahwa aliran turbulen

Dari Fig 14-2 didapat ID = 6 in

$$Di_{opt} = 3.9 \cdot Q^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, 496})$$

$$Di_{opt} = 3.6404 \text{ in} \quad 0.3034 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

Pipa standart dengan spesifikasi

$$\begin{array}{l} N_{PS} = 4 \text{ in} \quad OD = 4.5000 \text{ in} \\ Sch N = 40 \quad A't = 0.0882 \text{ ft}^2 \end{array}$$

Kecepatan linier cairan

$$V = \frac{Q}{A't}$$

$$V = 2.7885 \text{ ft/dtk}$$

Cek aliran

Reynold Number

$$NR_E = \frac{D.V.\rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 49})$$

$$NR_E = 35.7651$$

dengan demikian aliran umpam merupakan aliran viscous karena $NRE < 2100$ maka

$$Di_{opt} = 3.9 \cdot Fv^{0.36} \cdot \mu^{0.18}$$

$$Di_{opt} = 2.2291 \text{ in} \quad 0.1858 \text{ ft}$$

Dari Fig 14-2 didapat ID = 2.469 in

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

Pipa standart dengan spesifikasi

$$\begin{array}{l} N_{PS} = 2.5 \text{ in} \quad OD = 2.875 \text{ in} \\ Sch N = 40 \quad A't = 0.0332 \text{ ft}^2 \end{array}$$

Kecepatan linier cairan

$$V = \frac{Q}{A't}$$

$$V = 7.4081 \text{ ft/dtk}$$

Cek aliran

Reynold Number

$$NR_E = \frac{D.V.\rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 49})$$

$$NR_E = 58.1808$$

Secara sederhana,

$$T_{mix} = \frac{V}{Q_R} = 0.0014 \text{ jam} = 0.0854 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal dalam reaktor } (\theta) &= 6.6065 \text{ jam} \\ &= 396.3883 \text{ menit} \end{aligned}$$

Waktu pengadukan sangat singkat dibandingkan waktu tinggal di dalam reaktor, sehingga keadaan uniform bisa dianggap langsung tercapai dalam reaktor

Menentukan pipa Umpam Hidrolisis

Komponen	M (kg/jam)	% Berat	μ (Cp)	ρ (kg/ltr)	Fv (ltr/jam)
$C_6H_{10}O_5$	16200.0366	0.5331	0.3694	1.3	12461.6
$C_6H_{12}O_6$	4092.3625	0.1347	0.4021	1.5400	2657.4
H_2O	7757.3458	0.2553	0.3237	0.9980	7772.9
Abu	2264.2262	0.0745	0.3359	1.0745	2107.2
Enzym	73.2222	0.0024	0.3237	0.9980	73.4
Total	30387.1932	1.0000	1.7547		25072.4

Menghitung Densitas Campuran

$$\rho = \frac{\text{Totalmassa}}{\text{TotalFv}} \quad (\text{R.K Sinnot, 238})$$

$$\rho = 1.2120 \text{ kg/ltr}$$

Menghitung Viscositas Campuran

$$\frac{1}{\mu} = \sum \frac{X_i}{\mu_i} \quad (\text{R.K Sinnot, 239})$$

$$\begin{aligned} \mu &= 0.7391 \text{ Cp} \\ Q &= 25072.4424 \text{ ltr/jam} \\ &= 0.2460 \text{ ft}^3/\text{dtk} \\ &= 14.7570 \text{ ft}^3/\text{mnt} \\ \rho &= 75.5932 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0.7391 \text{ Cp} \\ &= 1.7880 \text{ lb/ft dtk} \end{aligned}$$

Menentukan pipa keluaran Hidrolisis

Bawah :

Komponen	M (kg/jam)	% Berat	μ (Cp)	ρ (kg/lt)	Fv (lt/jam)
$C_6H_{10}O_5$	648.0015	0.0213	0.3694	1.3	498.5
$C_6H_{12}O_6$	21372.4015	0.7033	0.4021	1.5400	13878.2
H_2O	6029.3419	0.1984	0.3237	0.9980	6041.4
Abu	2264.2262	0.0745	0.3359	1.0745	2107.2
Enzym	73.2222	0.0024	0.3237	0.9980	73.4
Total	30387.1932	1.0000	1.7547		22598.7

Menghitung Densitas Campuran

$$\rho = \frac{\text{Totalmassa}}{\text{TotalFV}} \quad (\text{R.K Simnot, 238})$$

$$\rho = 1.3446 \text{ kg/ltr}$$

Menghitung Viscositas Campuran

$$\frac{1}{\mu} = \sum \frac{X_i}{\mu_i} \quad (\text{R.K Simnot, 239})$$

$$\mu = 0.3775 \text{ Cp}$$

$$Q = 22598.6762 \text{ ltr/jam}$$

$$0.2217 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

$$13.3010 \text{ ft}^3/\text{mnt}$$

$$\rho = 83.8680 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.3775 \text{ Cp}$$

$$0.9131 \text{ lb/ft dtk}$$

Menentukan jenis aliran

Asumsi bahwa aliran turbulen

Dari Fig 14-2 didapat ID = 6 in

$$Di_{opt} = 3.9 \cdot Q^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, 496})$$

$$Di_{opt} = 3.5214 \text{ in}$$

$$0.4859 \text{ ft}$$

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

Pipa standart dengan spesifikasi

$$N_{PS} = 4 \text{ in}$$

$$OD = 4.5 \text{ in}$$

$$\text{Sch N} = 40$$

$$A' t = 0.0882 \text{ ft}^2$$

$$V = \frac{Q}{A' t}$$

Kecepatan linier cairan

$$V = \frac{Q}{A' t}$$

$V = 2.7885 \text{ ft/dtk}$

Cek aliran

Reynold Number

$$NR_E = \frac{D.V.\rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 49})$$

$NR_E = 124.4460$

dengan demikian aliran umpan merupakan aliran viscous karena $NRE < 2100$ maka

$Di_{opt} = 3.9 \cdot Fv^{0.36} \cdot \mu^{0.18}$

$Di_{opt} = 1.9027 \text{ in} \quad 0.1586 \text{ ft}$

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat

Pipa standart dengan spesifikasi

$N_{PS} = 2.00 \text{ in}$

$OD = 2.4 \text{ in}$

$Sch N = 40$

$A' t = 0.0233 \text{ ft}^2$

Kecepatan linier cairan

$$V = \frac{Q}{A' t}$$

$V = 2.5134 \text{ ft/dtk}$

Cek aliran

Reynold Number

$$NR_E = \frac{D.V.\rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 49})$$

$NR_E = 36.6037$

