

PRA RENCANA PABRIK

**BIOETHANOL DARI BIJI SHORGUM DENGAN PROSES
HIDROLISIS FERMENTASI
KAPASITAS PRODUKSI 10.000 KL/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR LIQUIFIKASI**

SKRIPSI

Disusun Oleh :

FRANSISCA ROSALIA S. P. 0714022



**MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2012**

1948

UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE
BUREAU OF PLANT INDUSTRY
WASHINGTON, D. C.

PLANT INDUSTRY
BUREAU OF PLANT INDUSTRY

PLANT INDUSTRY

PLANT INDUSTRY
BUREAU OF PLANT INDUSTRY

PLANT INDUSTRY
BUREAU OF PLANT INDUSTRY
WASHINGTON, D. C.

PLANT INDUSTRY

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

**BIOETHANOL DARI BIJI SHORGUM DENGAN PROSES
HIDROLISIS FERMENTASI
KAPASITAS PRODUKSI 10.000 kL/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR LIQUIFIKASI**

SKRIPSI

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

Disusun Oleh :


FRANSISCA ROSALIA S.P. 0714022

Malang, 21 Februari 2012

Mengetahui,
Dekan FTI


Ir. Sidik Noertjahjono, MT
NIP Y 102 8700 163

Menyetujui,
Dosen Pembimbing


Jimmy, ST, MT
NIP Y 103 9900 330

**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

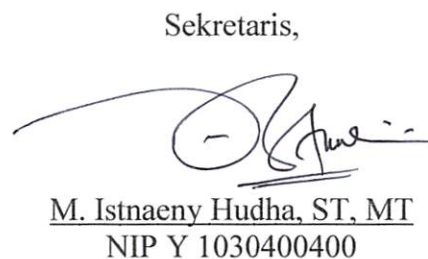
Nama : FRANSISCA ROSALIA SRIYOGIAS PRAMUDIKA
NIM : 0714022
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
JudulSkripsi : PRA RENCANA PABRIK BIOETHANOL DARI BIJI
SORGHUM DENGAN PROSES HIDROLISIS
FERMENTASI

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

Hari : Senin
Tanggal : 13 Februari 2012
Nilai : B+

Ketua,

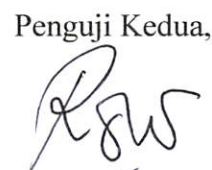
Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

Sekretaris,

M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

AnggotaPenguji,

Penguji Pertama,


Ir. Harimbi Setyawati, MT.
NIP 19630307 199203 2 002

Penguji Kedua,


Rini Kartika Dewi, ST, MT
NIP P 103 0100 370

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Sayang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : FRANSISCA ROSALIA SRIYOGIAS PRAMUDIKA
NIM : 0714022
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

BIOETHANOL DARI BIJI SHORGUM DENGAN PROSES HIDROLISIS FERMENTASI KAPASITAS PRODUKSI 10.000 kL/TAHUN PERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR LIQUIFIKASI

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



Malang, Februari 2012

Yang membuat pernyataan,

A handwritten signature in black ink, appearing to read "Fransisca Rosalia S. P.", written over a horizontal line.

FRANSISCA ROSALIA S. P.

PRA RENCANA PABRIK
BIOETHANOL DARI BIJI SHORGUM DENGAN PROSES HIDROLISIS
FERMENTASI
KAPASITAS PRODUKSI 10.000 KL/TAHUN
(Alat Utama : Reaktor Liguifikasi)

Disusun Oleh:

Fransisca Rosalia S.P.

07.14.022

Dosen Pembimbing:

Jimmy, ST, MT.

ABSTRAK

Bioetanol (C_2H_5OH) merupakan salah satu bahan bakar alternatif terbarukan yang sangat potensial untuk dikembangkan di Indonesia. Bahan baku yang digunakan untuk proses produksi bioetanol ini adalah biji shorgum manis, karena kandungan patinya mencapai 86,56%. Kegunaan bioetanol antara lain sebagai bahan bakar bio (biofuel), sebagai bahan bakar untuk lampu penerangan, sebagai bahan bakar kompor pemasak. Bioetanol yang dihasilkan kemurniannya 99,9%, dengan berat molekulnya 46, titik didihnya $78,32^{\circ}C$ dengan densitas $0,7893 \text{ g/mL}$.

Pabrik Bioetanol dari biji sorgum ini direncanakan didirikan di Kabupaten Grobogan, Jawa Tengah pada tahun 2015 dengan kapasitas 10.000 kL/tahun dan waktu operasi 330 hari/tahun . Adapun unit utilitas yang dipakai meliputi : air, steam, listrik dan bahan bakar. Mode operasi yang digunakan pada pabrik ini adalah batch dengan menggunakan 9 fermentor. Bentuk perusahaan yang akan didirikan adalah berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi berbentuk *line and staff* (garis dan staf). Dari hasil perhitungan analisa ekonomi diperoleh TCI sebesar Rp $79.732.107.624,-$, laba bersih sebesar Rp $19.627.676.386,-$, ROI_{AT} sebesar $28,96121\%$, ROI_{BT} sebesar $38,6149\%$, POT sebesar $2,8068 \text{ tahun}$, BEP sebesar $39,43\%$, dan IRR sebesar $29,13\%$. Berdasarkan hasil analisa ekonomi tersebut, maka dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik bioetanol (C_2H_5OH) dari biji sorgum ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci : Bioetanol, biji sorgum, hidrolisis, fermentasi

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT karena dengan rahmat-Nya, kami dapat menyelesaikan laporan Skripsi yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Bioethanol dari Biji Sorghum dengan Kapasitas 10.000 kL/Tahun” sebagai syarat untuk menempuh ujian tingkat sarjana strata satu (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang.

Terselesainya skripsi ini tidak lepas dari bantuan dan kemudahan yang diberikan oleh banyak pihak, untuk itu kami ingin mengucapkan banyak terima kasih kepada:

1. Bapak Jimmy, ST, MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang dan Dosen Pembimbing Skripsi
2. Orang tua yang telah mendoakan dan mendukung terselesainya skripsi
3. Ibu Ir. Harimbi Setyawati, MT., selaku Dosen Penguji Skripsi
4. Ibu Rini Kartika Dewi, ST. MT., selaku Dosen Penguji Skripsi
5. Ibu Faidliyah Nilna Minah, ST.MT., yang selalu mensupport terselesainya skripsi
6. Temanku Silma, Dika, dan Dina yang selalu menemani hingga terselesainya skripsi
7. Semua pihak yang telah membantu dan tidak dapat kami sebutkan satu per satu tanpa bermaksud untuk mengabaikan bantuan yang telah diberikan.

Kami menyadari bahwa masih banyak terdapat kekurangan dalam penyusunan, untuk itu kritik dan saran yang bersifat membangun sangat kami harapkan guna penyempurnaan penulisan laporan Skripsi ini. Semoga skripsi ini dapat bermanfaat, baik bagi penulis, ITN Malang, maupun bagi pembaca.

Malang, Februari 2012

Penyusun

DAFTAR ISI

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

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Tangkai sorghum (kiri) dan biji sorghum (kanan)	I – 4
Gambar 2.1	Blok diagram proses esterifikasi dan hidrolisis dari ethylene.....	II – 1
Gambar 2.2	Blok diagram proses esterifikasi dan hidrolisis dari ethylene.....	II – 3
Gambar 2.3	Blok diagram proses pembuatan bioethanol dengan proses hidrolisis dan fermentasi.....	II – 6
Gambar 9.1	Lokasi pra rencana pabrik bioethanol dari biji sorghum	IX – 5
Gambar 9.2	Skema tata letak pabrik bioethanol dari biji sorghum	IX – 8
Gambar 9.3	Tata letak peralatan pabrik bioethanol dari biji sorghum	IX – 11
Gambar 10.1	Struktur organisasi pabrik bioethanol.....	X – 3

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Kebutuhan bahan baku dan lahan untuk ethanol	I – 3
Tabel 1.2	Data perusahaan penghasil etanol di Indonesia data perusahaan penghasil etanol di Indonesia	I – 8
Tabel 1.3.	Data perkembangan ekspor–impor premium di Indonesia tahun 2002-2007	I – 9
Tabel 1.4.	Data jumlah konsumsi premium di Indonesia pada tahun 2000-2011.....	I – 9
Tabel 2.1	Hasil analisa pemilihan proses	II – 7
Tabel 7.1	Alat-alat kontrol yang dipakai pada tiap peralatan	VII – 4
Tabel. 7.2	Alat-alat keselamatan kerja pada Pabrik Bioethanol	VII – 8
Tabel 9.1	Persebaran daerah penghasil sorghum di Indonesia	IX – 2
Tabel 9.2	Perincian luas tanah dan bangunan pabrik	IX – 7
Tabel 10.1	Daftar jumlah karyawan pabrik <i>bioethanol</i>	X – 12
Tabel 10.2	Daftar Gaji Karyawan	X – 14

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Beberapa tahun terakhir ini krisis energi merupakan persoalan yang sedang di hadapi oleh dunia. Hal ini terlihat dari peningkatan permintaan energi yang disebabkan oleh pertumbuhan populasi penduduk dan ketersediaan sumber cadangan minyak dunia yang semakin menipis. Belum lagi permasalahan emisi bahan bakar fosil yang memberikan dampak negatif terhadap lingkungan. Selain itu peningkatan harga minyak dunia menjadi salah satu alasan bagi banyak negara di dunia terutama bagi Indonesia. Lonjakan harga minyak dunia akan memberikan dampak yang besar bagi pembangunan bangsa Indonesia. Di sisi lain permintaan konsumen pada bahan bakar semakin meningkat seiring dengan pertumbuhan ekonomi, pertumbuhan industri dan produksi kendaraan bermotor. Kenyataan ini tidak sejalan dengan kondisi yang ada bahwa jumlah produksi minyak bumi di dunia pertahun tidak sebanding dengan jumlah permintaan. Hal ini akan mengakibatkan bahan bakar tersebut menjadi langka sehingga akan berdampak pada meningkatnya harga Bahan Bakar Minyak (BBM) dunia yang merupakan salah satu bahan bakar fosil.

Untuk mengurangi ketergantungan bahan bakar minyak, maka pemerintah mengeluarkan PP No. 5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional yang mengatur komposisi sumber energy dalam *energy (primer) mix* Indonesia. Kebijakan tersebut menekankan pada sumber daya yang dapat diperbaharui sebagai alternatif pengganti bahan bakar^[16].

Salah satu sumber energi adalah bioetanol. Bioetanol merupakan salah satu bahan bakar alternatif terbarukan yang sangat potensial untuk dikembangkan di Indonesia. Mengingat Indonesia merupakan negara yang memiliki potensi kekayaan alam yang besar sehingga sangat cocok untuk pengembangan energi alternatif yang dihasilkan dari sumber daya alam tersebut.

Saat ini kebutuhan akan bioetanol terus bertambah seiring dengan banyaknya kebutuhan masyarakat. Dengan adanya kebutuhan yang besar, diharapkan dapat

membantu meningkatkan devisa negara dari hasil ekspor, serta membantu pertumbuhan ekonomi di Indonesia terutama dalam bidang industri.

Tujuan utama perancangan pabrik bioetanol dari sorghum adalah untuk memberi alternatif desain alat dan proses pembuatan bioetanol dari sorghum yang lebih efisien berdasarkan prinsip-prinsip teknik kimia. Selain itu menerapkan disiplin ilmu Teknik Kimia, khususnya di bidang rancang pabrik sehingga akan memberikan gambaran kelayakan Pra Rancang Pabrik Bioetanol dari sorghum untuk memenuhi kebutuhan energi di Indonesia.

Manfaat yang diharapkan dengan didirikannya pabrik bioetanol ini adalah untuk mengurangi impor bioetanol yang selanjutnya bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bioetanol di Indonesia. Selain itu untuk mengurangi ketergantungan terhadap bahan bakar serta membantu program pemerintah untuk memasyarakatkan penggunaan bioetanol. Dengan demikian dapat mendorong pertumbuhan industri-industri kimia. Selain itu dengan didirikannya pabrik bioetanol akan menciptakan lapangan kerja serta mengurangi jumlah pengangguran, sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan rakyat dan bangsa Indonesia serta dapat meningkatkan perekonomian Indonesia.

1.2. Perkembangan Industri Bioetanol di Indonesia

Sejak tahun 1986 pabrik ethanol BPPT di Lampung mengubah bahan bakunya dari ubi jalar dan ubi kayu dengan Mollase atau tetes. Hal ini disebabkan sulitnya memperoleh bahan baku ubi jalar maupun ubi kayu, yang disebabkan oleh harga bahan baku yang tinggi dan persaingan dengan industri tepung. Di Indonesia pada tahun 2002 ethanol di produksi dari tetes untuk keperluan bahan farmasi oleh PTPN XI, PG Rajawali II, Molindo Raya Industrial, Indo Lampung Distillery, Indo Acidatama, Aneka Kimia Nusantara, dll. Dari tahun 1997 hingga tahun 2001, produksi ethanol di Indonesia relative konstan, yaitu sekitar 159000 kL dan pada tahun 2002 meningkat menjadi 174000 kL. Sejumlah 26% dari total produksi pada tahun 2002 tersebut di produksi oleh Indo Acidatama, kemudian diikuti oleh Molindo Raya Industrial. Dan Indo Lampung Distillery yang masing-masing besarnya produksi 23% dari total produksi pada saat itu.

Tabel 1.1 Kebutuhan bahan baku dan lahan untuk ethanol

Wilayah	Ubi Kayu			Ubi Jalar			Sorghum		
	Produksi (Ton/Ha) *	Ethanol (L/Ha)	Lahan (Ha/PJ)	Produksi (Ton/Ha)	Ethanol (L/Ha)	Lahan (Ha/PJ)	Produksi (Ton/Ha)	Ethanol (L/Ha)	Lahan (Ha/PJ)
Sumatera	11,48	1766	26962	9,12	1140	41771	-	-	-
Jawa	13,84	2129	22364	10,98	1373	34695	3,26	1086,7	23085
Kalimantan	12,14	1868	25496	8,00	1000	47619	-	-	-
Sulawesi	11,26	1732	27489	8,44	1055	45137	-	-	-
Maluku&Papua	11,34	1745	27295	9,22	1153	41318	-	-	-
Total Indonesia	12,60	1938	24565	9,74	1218	39112	3,26	1086,7	23085

Sumber : [33,68] tahun 2003

Bila alkohol diarahkan untuk menjadi bahan bakar pengganti premium, maka kebutuhan akan alkohol atau ethanol akan meningkat dengan cepat. Pada tahun 2004 penjualan Premium di dalam negeri mencapai 16,418 Juta kL, bila 1% kebutuhan ini digantikan oleh alkohol maka diperlukan 0,164 Juta kL, padahal produksi ethanol saat ini sekitar 0,18 Juta kL. Oleh karena itu perlu dicari potensi sumber ethanol yang dapat diperoleh dari berbagai alternatif bahan baku. Saat ini dalam pengembangan sebagai bahan baku bioethanol adalah sorghum, aren, sugu, jagung, dan limbah. Berdasarkan tabel potensi produksi ethanol dari ubi kayu adalah paling besar dan juga merupakan tanaman yang mudah tumbuh di seluruh Indonesia. Begitu juga dengan tanaman sorghum meskipun belum menyeluruh di Indonesia mempunyai potensi besar sebagai bahan baku bioethanol. Rata-rata hasil panen biji sorghum 8-10 ton/ha/tahun, dimana tiap 3 kg biji sorghum dapat menghasilkan 1 L bioethanol^[34]. Selain itu tanaman ini memiliki daya adaptasi yang tinggi, tahan terhadap kekeringan, waktu panen lebih cepat dan cocok untuk area tanam di seluruh Indonesia. Sehingga sosialisasi budidaya penanaman sorghum diperkirakan tidak akan menjadi hambatan.

1.3. Kegunaan Produk Bioethanol

Kegunaan bioethanol antara lain:

- Sebagai bahan bakar bio (biofuel), bioethanol sorghum
- Sebagai bahan bakar untuk lampu penerangan
- Sebagai bahan bakar kompor pemasak

- Titik lebur : 235 – 280 °C

Sifat kimia :

- Rumus molekul : $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
- Berat molekul : 132,14 g/mol
- pH : 5,5
- bersifat mutagenic

f. Mikroba (*Saccharomyces cerevisiae*)^[67]

Sifat-sifatnya:

- Suhu media : 30 – 34°C
- pH : 4 – 5
- Bersifat aerob
- Mikroorganisme yang eukariotik (mempunyai inti sel).

g. Enzim α -amylase^[66]

Sifat-sifatnya:

- Suhu optimum : 85 – 95 °C
- pH optimum : 5,5 – 7,5
- Berperan dalam proses liquifikasi
- Hasil pemecahannya adalah dekstrin dan maltosa

h. Enzim Glukoamilase^[30, 66]

Sifat-sifatnya:

- Nama lain : alfa-1,4-glukan glukohidro-lase
- Suhu optimum : 55 – 60 °C
- pH optimum : 4,5 – 5,5
- Berperan dalam proses sakarifikasi
- Hasil utama pemecahannya adalah glukosa

• **Sifat – Sifat Produk**

a. Bioetanol^[19,30]

Sifat fisika:

- Cair, tak berwarna
- Titik lebur : -144,1 °C
- Titik didih : 78 °C
- Densitas (20 °C) : 0,79 g/mL

- pH : 7
- Merupakan cairan yang dapat melarutkan banyak senyawa.

c. Kalsium hidroksida (Ca(OH)_2) ^[24]

Sifat fisika :

- kristal tak berwarna/bubuk putih, tak berbau
- Titik lebur : 580°C
- Specific gravity : 2,24
- Densitas (20°C) : 0,00173 g/mL

Sifat kimia :

- Rumus molekul : Ca(OH)_2
- Berat molekul : 74,1 g/mol
- pH : 14

d. Asam sulfat (H_2SO_4) ^[24,30]

Sifat fisika :

- Cair, tak berwarna
- Densitas : 1,84 g/cm³
- Titik lebur : 10,35 °C
- Titik didih : 340 °C
- Viskositas : 26,7 cP
- Specific gravity : 1,3
- Kelarutan : sangat larut

Sifat kimia :

- Rumus molekul : H_2SO_4
- Berat molekul : 98,0716 g/mol
- Bersifat racun
- Bersifat korosif
- Berbahaya bagi lingkungan

e. Ammonium sulfat ($(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$) ^[14]

Sifat fisika :

- Bentuknya berupa padatan/kristal putih
- Kelarutan : 41,22 g/100 g air
- Densitas (50°C) : 1,77 g/mL

- Titik lebur : 235 – 280 °C

Sifat kimia :

- Rumus molekul : $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
- Berat molekul : 132,14 g/mol
- pH : 5,5
- bersifat mutagenic

f. Mikroba (*Saccharomyces cerevisiae*)^[67]

Sifat-sifatnya:

- Suhu media : 30 – 34°C
- pH : 4 – 5
- Bersifat aerob
- Mikroorganisme yang eukariotik (mempunyai inti sel).

g. Enzim α -amylase^[66]

Sifat-sifatnya:

- Suhu optimum : 85 – 95 °C
- pH optimum : 5,5 – 7,5
- Berperan dalam proses liquifikasi
- Hasil pemecahannya adalah dekstrin dan maltosa

h. Enzim Glukoamilase^[30, 66]

Sifat-sifatnya:

- Nama lain : alfa-1,4-glukan glukohidro-lase
- Suhu optimum : 55 – 60 °C
- pH optimum : 4,5 – 5,5
- Berperan dalam proses sakarifikasi
- Hasil utama pemecahannya adalah glukosa

• **Sifat – Sifat Produk**

a. Bioetanol^[19,30]

Sifat fisika:

- Cair, tak berwarna
- Titik lebur : -144,1 °C
- Titik didih : 78 °C
- Densitas (20 °C) : 0,79 g/mL

- Viscositas (20°C) : 1,2 cP
- Specific gravity : 0,78
- Kelarutan di dalam air (20°C) : sangat larut
- Mudah menguap, tembus cahaya

Sifat kimia:

- Rumus molekul : C_2H_5OH
- Berat molekul : 46,0414 g/mol
- Dapat mengalami dehidrasi, dehidrogenasi, oksidasi, dan esterifikasi

b. Karbondioksida ^[29,30]

Sifat fisika:

- Gas tak berwarna dan tak berbau
- Vapor specific gravity (21°C) : 1,52
- Titik didih (760 mmHg) : -78,5°C
- Titik beku : -56,6°C
- Sedikit larut dalam air

Sifat kimia:

- Berat molekul : 44,01 g/mol
- Rumus molekul : CO_2
- Bereaksi dengan air kapur.
- Bereaksi dengan air
- Densitas : 1,98 g/L
- Viskositas (-78°C) : 0,07 cP

1.5. Kapasitas Produksi

Pabrik direncanakan akan didirikan pada tahun 2015. Maka perlu diperhitungkan kapasitas produksi dari pabrik agar dapat memenuhi kebutuhan pasar. Berikut ini adalah perhitungan kapasitas produksinya.

Tabel 1.2 Data perusahaan penghasil etanol di Indonesia data perusahaan penghasil etanol di Indonesia

Nama Perusahaan	Kapasitas Produksi (L/tahun)
Molindo Raya Industrial (MRI)	50.000.000
PTPN XI	7.000.000
Aneka Kimia Nusantara	5.000.000
Indo acidatama	45.000.000
Madu Baru	7.000.000
PSA Palimanan	7.000.000
Japutra Sarana Jaya	3.600.000
Permata Sakti	5.000.000
Molasindo	3.600.000
Basis Indah	5.000.000
PT. Bukit Manikam Subur Persada	51.282.000
PT. Rhodia Manyar	11.000.000
BBPT, BP	30.000
PT. Indo Lampung Distilley	60.000.000
PT. Sampurna	16.800.000
PT. RNI dan Choi Biofuel Co.	11.200.000
PTPN X	120.000
Kanematsu Corporation	30.000.000
Total Produksi	318.632.000

Sumber: [16,26,64]

Tabel 1.3. Data perkembangan ekspor–impor premium di Indonesia tahun 2002-2007

Tahun	Jumlah		Persentase Kenaikan	
	Ekspor (L/tahun)	Impor (L/tahun)	Ekspor (%)	Impor (%)
2002	24.034.603	2.826.223	-	-
2003	22.874.909	6.538	-5,069720715	-99,76866652
2004	15.539.617	606.945	-47,20381461	98,9228019
2005	7.831.008	52.303	-98,43699559	-91,38257997
2006	23.740.168	34.359	67,01367909	-34,30778349
2007	25.894.803	2.024.053	8,32072366	98,3024654
Rata2	19.985.851,33	925.070,1667	-12,56268803	-4,705627114

Sumber : [36]

Tabel 1.4. Data jumlah konsumsi premium di Indonesia pada tahun 2000 – 2011

Tahun	Konsumsi (kL)	Kenaikan Konsumsi (i)
2000	12.429.000	-
2001	13.067.000	0,048825
2002	13.630.000	0,041306
2003	14.647.000	0,069434
2004	16.418.000	0,107869
2005	17.459.000	0,059625
2006	17.067.000	-0,02297
2007	17.900.000	0,046536
2008	19.400.000	0,07732
2009	21.200.000	0,084906
2010	23.000.000	0,059111
2011	25.490.000	0,09768537
Rata – rata		0,06261814

Sumber : [9,10,42,64]

Dari data di atas, diketahui konsumsi premium tahun 2011 = 25.490.000 kL

Konsumsi premium pada tahun 2015 adalah = $P (1+i)^n$

Dimana : P = data besarnya konsumsi pada tahun 2011

i = rata – rata kenaikan konsumsi tiap tahun

n = selisih tahun 2011 dan 2015

$$\begin{aligned} \text{konsumsi premium pada tahun 2015} &= 25.490.000 \text{ kL} \times (1 + 0,06261814)^4 \\ &= 32.499.654,20 \text{ kL} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan gasohol 2015} &= 10 \% \times \text{konsumsi premium} \\ &= 10\% \times 32.499.654,20 \text{ kL} \\ &= 3.249.965,42 \text{ kL} \end{aligned}$$

Asumsi, kebutuhan etanol untuk campuran gasohol adalah sebesar 10 %, maka :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Etanol tahun 2015} &= 10 \% \times \text{kebutuhan gasohol tahun 2015} \\ &= 10\% \times 3.249.965,42 \text{ kL} \\ &= 324.996,542 \text{ kL} \end{aligned}$$

Dari data, diketahui kapasitas total etanol yang dihasilkan oleh pabrik etanol di Indonesia adalah sebesar 318.632 kL, di mana etanol yang dihasilkan kadarnya 99,99%. Diasumsikan etanol yang akan diolah oleh pabrik – pabrik tersebut menjadi etanol 99,99% adalah sebesar 40% dari kapasitas total. Maka pemenuhan kebutuhan etanol untuk memenuhi kebutuhan energi nasional yang telah dipenuhi oleh pabrik – pabrik yang telah ada adalah sebesar :

$$\text{Kebutuhan etanol yang telah dipenuhi} = 40\% \times 318.632 \text{ kL} = 127.45,8 \text{ kL/tahun}$$

Kekurangan etanol untuk pemenuhan kebutuhan energi nasional tahun 2015 adalah sebesar = 324.996,542 kL/tahun - 127.45,80 kL/tahun = 197.543,74 kL/tahun.

Melihat lahan sorghum di Jawa Tengah seluas 4.000 ha ^[32] maka:

$$\frac{8.000 \text{ kg/ha /tahun}}{3 \text{ kg/L}} \times 4.000 \text{ ha} = 10.666.667 \text{ L/tahun}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, diambil kapasitas produksi pabrik bioetanol dari biji sorghum sebesar 10.000 kL.

BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES

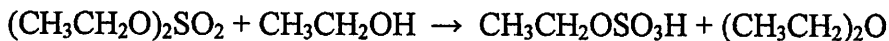
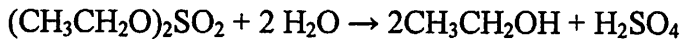
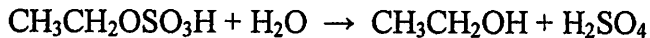
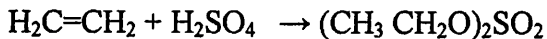
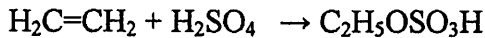
2.1 Pertimbangan Pemilihan Proses

Dalam pembuatan etanol, ada beberapa macam proses yang dapat digunakan, diantaranya yaitu :

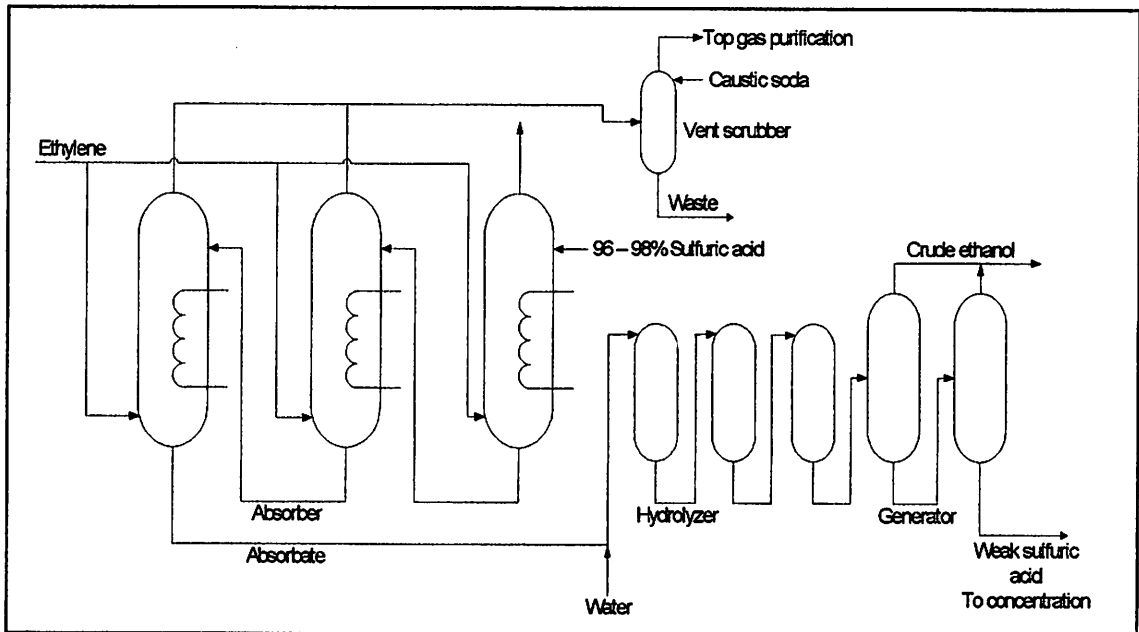
a. Proses esterifikasi dan hidrolisis dari etilene

Proses tidak langsung dalam memproduksi etanol melibatkan pelarutan etilene ke dalam asam sulfat untuk membentuk etil sulfat yang akan dihidrolisis untuk membentuk etanol. Pada proses ini akan dihasilkan produk samping dietil eter yang dapat dijual atau diresirkulasi.

Reaksi yang terjadi pada cara pembuatan bioethanol/etanol dengan proses esterifikasi dan hidrolisis etilene adalah sebagai berikut :



Berikut ini adalah blok diagram dari proses esterifikasi dan hidrolisis dari ethylene :



Gambar 2.1 Blok diagram proses esterifikasi dan hidrolisis dari ethylene

Kandungan etilene pada gas hidrokarbon adalah sebesar 35 – 95%, sedangkan sisanya adalah gas metana dan etana. Hidrokarbon *unsaturated* yang terkandung dalam gas alam dapat membentuk alcohol sekunder, sehingga harus dihilangkan.

Prosesnya adalah sebagai berikut :

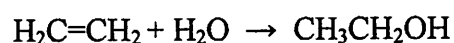
Proses absorpsi terjadi dengan mengontakkan secara *countercurrent* etilene dengan asam sulfat 95 – 98% pada reactor kolom pada 80°C dan pada tekanan 1,3 – 1,5 MPa (180 – 200 psig). Proses absorpsi terjadi secara eksotermis sehingga perlu pendingin untuk menjaga agar suhunya tetap dan memperkecil resiko korosi. Rate absorpsi meningkat ketika etil hydrogen sulfat terbentuk dalam larutan asam. Hal ini meningkatkan kelarutan etilene dalam etil hydrogen sulfat dari pada kelarutan etilene dalam asam sulfat. Absorbat yang mengandung campuran etil sulfat kemudian dihidrolisis dengan cukup air untuk menghasilkan larutan asam sulfat encer yang kadarnya kira – kira 50 – 60%. Campuran hidrolisis dipisahkan dalam kolom *stripping* untuk menghasilkan asam sulfat encer pada *bottom* kolom *stripping* dan campuran gas alcohol – eter – air pada *overhead* kolom *stripping*. Campuran yang keluar dari overhead stripping dicuci dengan air atau NaOH encer dan kemudian setelah itu dimurnikan dengan distilasi. Dietil eter merupakan produk samping dari reaksi etanol dengan dietil sulfat.

Hasil konversi dari etilene menjadi etanol dengan proses ini adalah sebesar 90% dengan 5 – 10% produk samping, yaitu dietil eter (C₂H₅OC₂H₅).

b. Proses hidrasi langsung dari ethylene

Ada dua kategori proses utama untuk hidrasi langsung ethylene menjadi etanol. Proses fase uap mengontakkan katalis yang berwujud solid atau liquid dengan reaktan yang berwujud gas. Proses fase campuran mengontakkan katalis yang berwujud solid atau liquid dengan reaktan yang berwujud cairan dan gas. Biasanya, etanol diproduksi dengan proses fase uap, sedangkan proses fase campuran digunakan untuk hidrasi analog dari propylene menjadi 2 – propanol.

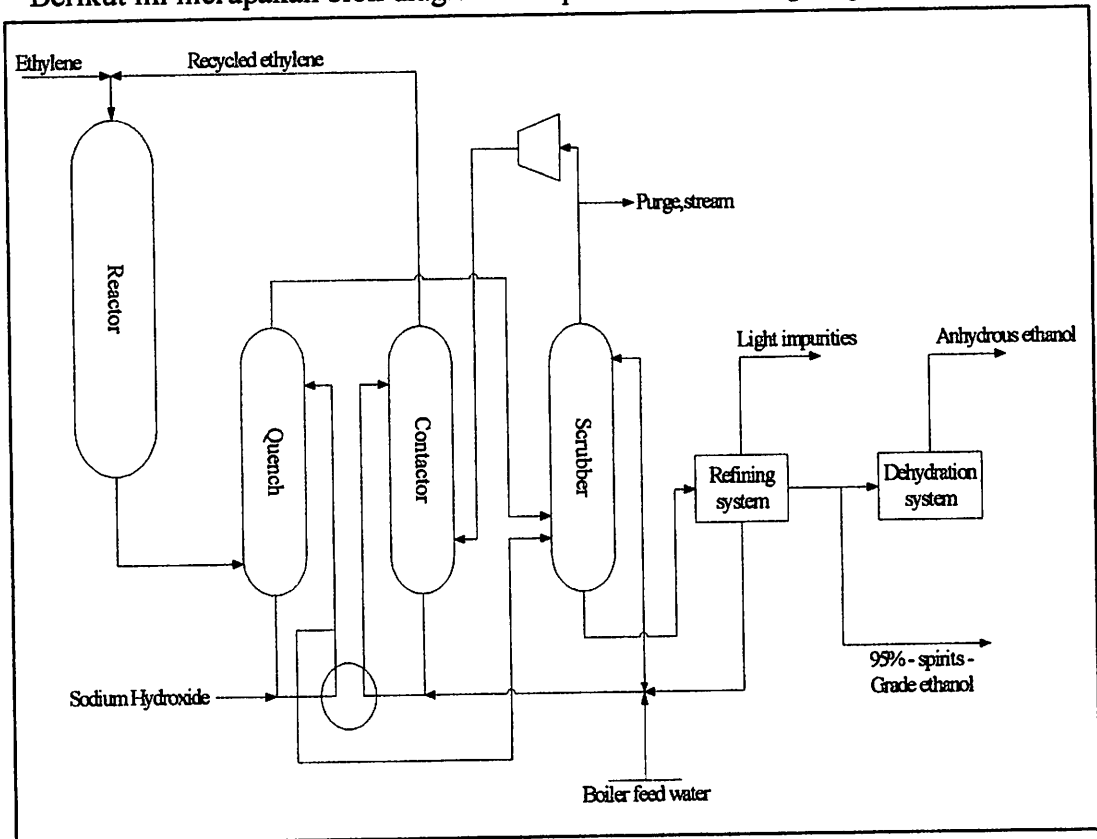
Reaksi yang terjadi pada proses hidrasi fase uap ethylene dengan batuan katalis H₃PO₄ adalah sebagai berikut :



Proses pembuatan etanol dengan hidrasi langsung ethylene adalah sebagai berikut: Gas yang kaya akan ethylene dicampur dengan air proses, kemudian dipanaskan sampai mencapai suhu reaksi yang diinginkan. Kemudian campuran tersebut dilewatkan

melalui reaktor *fixed – bed catalytic* untuk membentuk etanol. Uap yang meninggalkan reaktor sedikit lebih panas dari pada uap mula – mula yang masuk ke reaktor karena reaksinya adalah reaksi eksotermis. Produk dari reaktor kemudian didinginkan dengan pertukaran panas dengan aliran masuk ke reaktor dan kemudian dipisahkan menjadi aliran uap dan aliran liquid. Aliran liquid mengalir ke system penyulingan etanol, dan aliran uap di alirkan ke *scrubber* untuk menghilangkan kandungan etanol dari uap tersebut dengan mengontakkannya dengan air. Gas keluaran dari *scrubber* (*washed gas*), yang kebanyakan adalah ethylene yang tidak bereaksi, kemudian diperkaya dengan feed gas ethylene yang baru untuk kemudian di *recycle* ke reaktor. Aliran purge dibuang dari ethylene hasil *recycle* untuk mencegah penimbunan *impurities* yang tidak diinginkan di dalam siklus gas. Aliran produk liquid kemudian diumpankan ke system distilasi untuk menghilangkan *impurities* ringan dan untuk mendapatkan 95% volume etanol – air azeotrope. Untuk memproduksi etanol anhydrous, campuran etanol – air azeotrope tersebut diumpankan ke system dehidrasi.

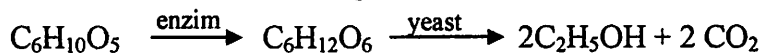
Berikut ini merupakan blok diagram dari proses hidrasi langsung dari ethylene:



Gambar 2.2 Blok diagram proses esterifikasi dan hidrolisis dari ethylene

c. Proses Hidrolisis dan Fermentasi

Etanol dapat dihasilkan dengan proses fermentasi dari bahan – bahan yang mengandung gula/glukosa atau senyawa yang dapat diubah menjadi gula/glukosa. Banyak dan berbagai variasi bahan digunakan dalam produksi etanol melalui proses fermentasi dikelompokkan berdasarkan jenis bahan pertaniannya, yaitu : gula/glukosa, pati/karbohidrat, dan bahan berselulosa. Bahan yang mengandung gula/glukosa (dari gula/sari tebu, gula bit, molasses, atau buah – buahan) dapat langsung dikonversi menjadi etanol. Bahan berpati (dari padi – padian, kentang, atau ubi – ubian) harus dihidrolisis menjadi gula yang dapat difermentasi dengan bantuan enzyme dari ragi atau jamur/khamir. Bahan berselulosa (dari kayu, sisa – sisa pertanian, atau cairan buangan *sulfite* dari pabrik kertas) harus dikonversi menjadi gula/glukosa dengan hidrolisis dengan asam mineral. Ketika gula sederhana terbentuk, maka enzim dari yeast dapat mengubah gula sederhana tersebut menjadi etanol dengan proses fermentasi. Persamaan reaksi sederhana untuk konversi pati menjadi etanol adalah sebagai berikut :



Langkah – langkah proses dasar untuk mengkonversi pati menjadi etanol adalah *degermination*, *milling*, pemisahan pati dengan kulit, *slurrying – liquefaction*, hidrolisis pati menjadi gula/glukosa, fermentasi, distilasi, dan dehidrasi. Hidrolisis atau sakarifikasi biasanya menggunakan enzim *amylase* dan fermentasinya biasanya menggunakan *Saccharomyces cerevisiae*.

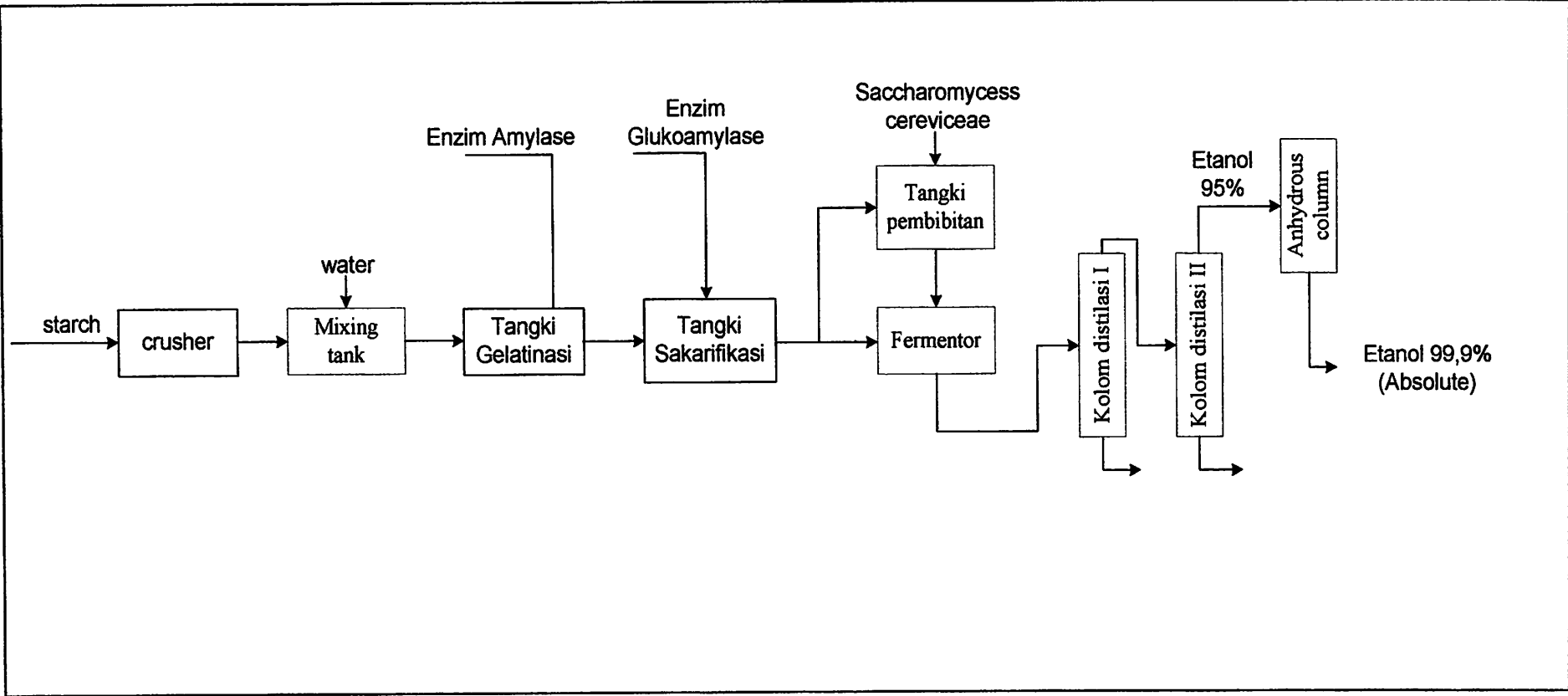
Pada tahap liquifikasi dilakukan penambahan air dan enzim alpha amylase. Proses dilakukan pada suhu 80 - 90°C. berakhirnya proses liquifikasi ditandai dengan parameter cairan seperti sup. Tahap sakarifikasi dilakukan pada suhu 55 - 60°C. enzim yang ditambahkan kali ini adalah enzim glukamilase. Pada tahap sakarifikasi ini akan terjadi pemecahan gula kompleks menjadi gula sederhana.

Pada tahap fermentasi terjadi proses pemecahan gula – gula sederhana menjadi etanol dengan melibatkan enzim dan ragi. Fermentasi dilakukan pada kisaran suhu 27 - 32°C. pada tahap ini akan dihasilkan gas CO₂ sebagai produk samping dan sludge sebagai limbahnya. Gas CO₂ yang dihasilkan memiliki perbandingan stoikiometri yang sama dengan etanol yang dihasilkan, yaitu 1 : 1. Setelah difermentasi, etanol kemudian masuk ke tahap pemurnian (distilasi) sehingga didapatkan etanol dengan kadar kemurnian hingga 95%. Setelah dimurnikan, etanol hasil distilasi dapat dikeringkan

dengan metode purifikasi molecular sieve untuk meningkatkan kemurnian etanol hingga memenuhi spesifikasi bahan bakar. Etanol hasil pengeringan memiliki kemurnian hingga 99,9%.

Berikut ini blok diagram dari proses hidrolisis dan fermentasi :

BLOK DIAGRAM PROSES PEMBUATAN BIOETANOL DENGAN PROSES FERMENTASI



Gambar 2.3 Blok diagram proses pembuatan bioethanol dengan proses hidrolisis dan fermentasi

2.2 Seleksi Proses

Kriteria untuk pemilihan proses yang terbaik adalah mencari biaya yang ekonomis dengan konversi yang setinggi mungkin dan jika memungkinkan waktu operasi yang singkat. Metode pemilihan proses untuk rencana pabrik bioetanol dengan mempertimbangkan kriteria pemilihan proses dengan macam – macam proses yang ada.

Tabel 2.1 Hasil analisa pemilihan proses

NO.	PARAMETER	MACAM PROSES		
		HIDRASI	HIDROLISIS & ESTERIFIKASI	HIDROLISIS & FERMENTASI
1	ASPEK TEKNIS :			
	A. PROSES			
	Kemurnian	95%	95%	95%
	Konversi	60%	60%	90%
	Yield	95%	95%	90%
	Bahan Baku	terbatas	terbatas	Mudah didapat
	B. OPERASI			
	Temperatur	300°C	70 – 300°C	32 – 100°C
	Tekanan	1000 psig	40 – 350 psig	15 – 55 psig
	Waktu Operasi	Cepat	cepat	lama
2	Aspek Ekonomi	Besar	besar	kecil
	Investasi			

Dari pertimbangan aspek-aspek di atas, maka dipilihlah proses hidrolisis dan fermentasi untuk memproduksi etanol, karena bahannya mudah didapat, suhu dan tekanan operasinya juga tidak terlalu tinggi. Selain itu biaya investasinya juga rendah, karena sorghum merupakan bahan yang belum dimanfaatkan secara luas oleh masyarakat Indonesia, padahal jumlahnya cukup banyak, sehingga potensial untuk dimanfaatkan menjadi bahan baku pembuatan bioethanol.

2.3. Uraian Proses

Proses yang digunakan dalam produksi bioethanol ini merupakan proses hidrolisis dan fermentasi. Uraian proses pembuatan etanol dari biji sorghum dapat dibagi menjadi beberapa tahap, yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap hidrolisis
3. Tahap fermentasi
4. Tahap pemurnian
5. Tahap penganganan produk

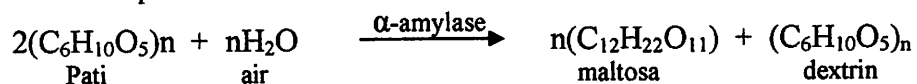
Adapun uraian dari masing – masing tahapan proses tersebut adalah sebagai berikut :

1. Tahap persiapan bahan baku

Pada tahap ini, sorghum dari storage sorghum (F – 111) diangkut menggunakan belt conveyor (J – 112) dan bucket elevator (J – 113) menuju ke hammer mill (C – 114) untuk dihaluskan. Tepung sorghum dari hammer mill ditampung dalam bin (F – 115) sebelum dimasukkan ke dalam mixer (M – 110). Di dalam mixer, tepung sorghum tersebut dicampur dengan air proses dengan perbandingan 30:70 sehingga terbentuk slurry. Slurry tersebut kemudian dipanaskan di heater I (E – 122), kemudian dipompa menuju ke reaktor liquifikasi (R – 120).

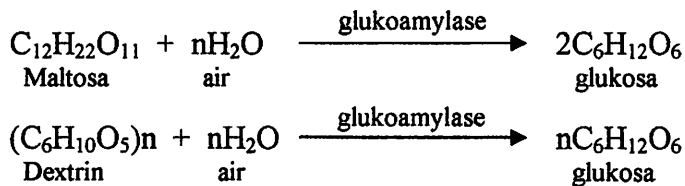
2. Tahap hidrolisis

Tahap hidrolisis terjadi di reaktor liquifikasi (R – 120) dan reaktor sakarifikasi (R – 130). Dalam reaktor liquifikasi (R – 120), slurry sorghum tersebut dipanaskan sampai suhu 95°C sambil diaduk. Pada proses ini, Ca(OH)₂ sebanyak 0,2% dari biji sorghum ditambahkan bersama dengan enzim α – amylase sebanyak 1% dari larutan kedalam reaktor liquifikasi (R – 120). Enzim α – amylase akan menghidrolisis larutan pati menjadi maltosa dan dextrin. Reaksi yang terjadi dalam reaktor liquifikasi :^[35]



Pati terkonversi menjadi 70% maltosa dan 30% dekstrin. Selanjutnya larutan maltodextrin tersebut didinginkan sampai suhu 55°C dengan memanfaatkan panas larutan sebagai pemanas di heater I (E – 122) kemudian dialirkan ke reaktor sakarifikasi (R – 130) untuk dihidrolisa lebih lanjut.

Di dalam reaktor sakarifikasi (R – 130) tersebut, enzim glukoamilase sebanyak 1% dari larutan ditambahkan untuk mengkonversi maltosa dan dextrin menjadi molekul – molekul gula yang sederhana/monosakarida (glukosa). Berikut ini merupakan reaksi yang terjadi dalam tangki sakarifikasi :^[35]

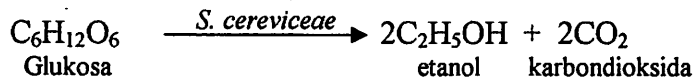


Pada proses hidrolisis maltosa dan dextrin ini ditambahkan H₂SO₄ 5% agar pH nya sesuai dengan pH optimum operasi/proses hidrolisis ini, yaitu pada pH 4,5 – 5,5. Hasil sakarifikasi yang berupa larutan glukosa dipanaskan di heater II (E – 152), kemudian dialirkan dengan pompa menuju ke tangki sterilisasi (E – 153). Pada tangki sterilisasi ditambahkan nutrient (NH₄)₂SO₄ untuk disterilkan sebelum masuk ke tangki pembibitan (R – 140) dan fermentor (R – 150) dengan cara dipanaskan sampai suhu 121°C. Setelah disterilisasi, larutan tersebut kemudian didinginkan sampai suhu larutannya menjadi 30°C. Selanjutnya aliran larutan dibagi menjadi 2 dengan rasio 5% untuk tangki pembibitan (R – 140) dan 95% untuk fermentor (R – 150).

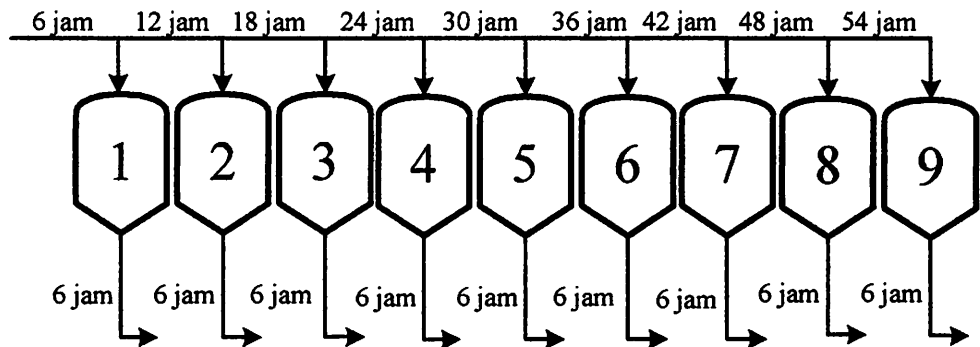
3. Tahap fermentasi

Pada tahap ini dipersiapkan terlebih dahulu starter untuk proses fermentasi yang dilakukan di tangki pembibitan dengan penambahan 0,1% yeast *Saccharomyces cereviceae* dari berat biji sorghum kedalam larutan glukosa dari tangki sterilisasi (E – 153). Proses pembibitan ini berlangsung secara aerob dengan aerasi dari bawah tangki dengan udara yang telah difilter sebelumnya. Tangki pembibitan dilengkapi dengan koil pendingin dan pengaduk untuk menjaga kondisi suhu tetap konstan 30°C dan larutan yang didapatkan homogen.

Larutan glukosa 95 % dari tangki sterilisasi (E – 153) yang sudah didinginkan dialirkan ke fermentor (R – 150). Kemudian larutan tersebut ditambahkan starter dari tangki pembibitan (R – 140) untuk mengubah glukosa menjadi etanol dan CO₂. Proses fermentasi ini berlangsung secara anaerob selama 48 – 72 jam pada suhu 30°C yang dijaga konstan dengan adanya koil pendingin. Reaksi yang terjadi dalam fermentor adalah sebagai berikut :^[35]



Diperlukan 8 fermentor utama dan 1 fermentor tambahan untuk 48 jam waktu fermentasi. Dengan pengaturan aliran sebagai berikut:



4. Tahap pemurnian

Hasil dari proses fermentasi dialirkan menuju *beer still* (D – 160), sedangkan hasil bawah yang berupa padatan dibawa ke pengolahan limbah (*waste treatment*). Di dalam *beer still* (D – 160) terjadi pemisahan antara etanol – air dengan campuran yang lain sampai kadar 50% etanol. Destilat dipompa menuju ke *rectifying column* (D – 170) untuk memekatkan etanol sampai kadar 95%. Selanjutnya, etanol dari *rectifying column* (D – 170) dialirkan ke *molecular shieve* (D – 180), diserap sisa airnya hingga kadarnya menjadi 99,9% pada suhu 120°C. Proses penyerapan tersebut menggunakan adsorber zeolit sebagai media penyerap airnya. Hasil dari proses adsorpsi ini (etanol 99,9%) dialirkan ke storage bioetanol (F – 183).

5. Tahap penanganan produk

Produk utama (bioetanol) pada storage (F – 183) dan produk samping CO₂ ditampung pada storage CO₂ (F – 155), kemudian di pompa ke tangki – tangki dan sebagian di kemas di dalam drum – drum. Selanjutnya produk – produk hasil dari pabrik bioetanol ini siap dipasarkan ^[45].

2.2.2. Diagram alir

Dari uraian proses yang telah dipaparkan diatas, maka proses yang berlangsung di pabrik bioetanol dari biji sorghum ini dapat di gambarkan sebagai berikut :

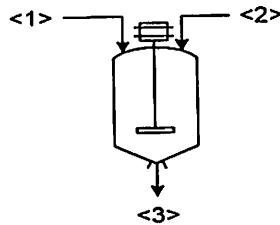
BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 10.000 kL/tahun
 Waktu operasi : 330 hari/tahun
 Satuan Operasi : kg/jam
 Basis bahan baku : 2809,54 kg/jam
 Komposisi bahan baku :

- Pati = 86,56%
- Protein = 8,65%
- Air = 3,34%
- Solid = 1,45%

1. MIXER (F-110)

Fungsi : Mencampur air proses dengan biji sorgum.

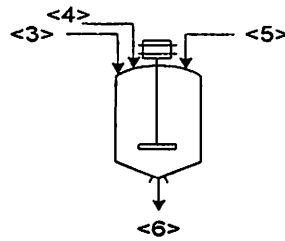


Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <1> biji sorgum		Aliran <3> dari mixer	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
Pati	2.431,9379	Pati	2.431,9379
Protein	243,0252	Air	6.649,4321
Air	93,8386	Lain-lain	283,7635
Solid	40,7383		
Jumlah	2.809,5400		
Aliran <2> air proses			
Komponen	Berat (Kg)		
Air proses	6.555,5934		
Total	9.365,1334	Total	9.365,1334

(Keterangan : Lain-lain di aliran keluar adalah jumlah solid dan protein)

2. REAKTOR LIQUIFIKASI (R-120)

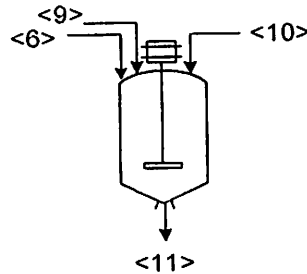
Fungsi : Untuk memecahkan pati menjadi maltosa dan dekstrin.



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <3> dari mixer		Aliran <6> dari reaktor liquifikasi	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
Pati	2.431,9379	Lain-lain	283,7635
Air	6.649,4321	Maltosa	1.694,2500
Lain-lain	283,7635	Dekstrin	826,8589
Jumlah	9.365,1334	Ca(OH) ₂	5,6191
Aliran <4> larutan Ca(OH) ₂		α-amilase	93,6513
Komponen	Berat (Kg)	Air	6.560,2610
Ca(OH) ₂	5,6191		
Aliran <5> α amilase			
Komponen	Berat (Kg)		
α-amilase	93,6513		
Total	9.464,4039	Total	9.464,4039

3. REAKTOR SAKARIFIKASI (R-130)

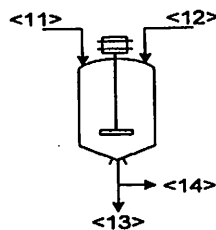
Fungsi : Menghidrolisis maltosa dan dekstrin menjadi glukosa dengan bantuan enzim glukoar



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <6> dari reaktor liquifikasi		Aliran <11> dari reaktor sakarifikasi	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
Lain-lain	283,7635	Lain-lain	283,7635
Maltosa	1.694,2500	Glukosa	2.612,9821
Dekstrin	826,8589	Sisa Maltosa	84,7125
Ca(OH) ₂	5,6191	Enzym	188,2954
α-amilase	93,6513	Air	6.556,0747
Air	6.560,2610	CaSO ₄	10,3270
Jumlah	9.464,4039	H ₂ SO ₄	1,4883
Aliran <7> H₂SO₄ 5%			
Komponen	Berat (Kg)		
H ₂ SO ₄	8,9298		
Air	169,6658		
Jumlah	178,5956		
Aliran <10> Glukoamylase			
Komponen	Berat (Kg)		
Glukoamylase	94,6440		
Total	9.737,6435	Total	9.737,6435

4. TANGKI STERILISASI (E-153)

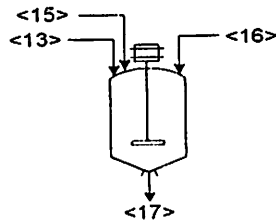
Fungsi : Membebaskan larutan glukosa dari kontaminasi mikroorganisme sebelum masuk tangki pembibitan dan fermentor.



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <11> dari reaktor sakarifikasi		Aliran <13> ke tangki pembibitan	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
Lain-lain	283,7635	Lain-lain	14,1882
Maltosa	2.612,9821	Glukosa	130,6491
Dekstrin	84,7125	Sisa Maltosa	4,2356
Ca(OH) ₂	188,2954	Ca(OH) ₂	9,4148
α -amilase	6.556,0747	Air	327,8037
CaSO ₄	10,3270	CaSO ₄	0,5163
H ₂ SO ₄	1,4883	H ₂ SO ₄	0,0744
Jumlah	9.737,6435	(NH ₄) ₂ SO ₄	2,1423
Aliran <12> (NH₄)₂SO₄		Jumlah	489,0245
Komponen	Berat (Kg)	Aliran <14> ke Fermentor	
(NH ₄) ₂ SO ₄	42,8469	Komponen	Berat (Kg)
		Lain-lain	269,5754
		Glukosa	2.482,3330
		Sisa Maltosa	80,4769
		Ca(OH) ₂	178,8806
		Air	6.228,2710
		CaSO ₄	9,8106
		H ₂ SO ₄	1,4139
		(NH ₄) ₂ SO ₄	40,7046
		Jumlah	9.291,4659
Total	9.780,4905	Total	9.780,4905

5. TANGKI PEMBIBITAN (R-140)

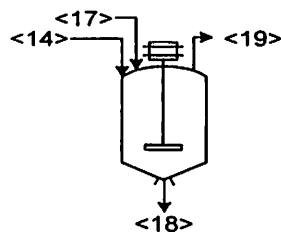
Fungsi : Sebagai tempat pertumbuhan yeast *Saccharomyces cerevisiae*.



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <13> ke tangki pembibitan		Aliran <17> dari tangki fermentasi	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
Lain-lain	14,1882	Lain-lain	14,1882
Glukosa	130,6491	Sisa Glukosa	112,1769
Sisa Maltosa	4,2356	Sisa Maltosa	4,2356
Enzym	9,4148	enzym	9,4148
Air	327,8037	Air	336,8536
CaSO ₄	0,5163	CaSO ₄	0,5163
H ₂ SO ₄	0,0744	H ₂ SO ₄	1,6649
(NH ₄) ₂ SO ₄	2,1423	(NH ₄) ₂ SO ₄	0,0000
Jumlah	489,0245	Total Biomassa	7,2598
Aliran <15> S. cereviceae		N ₂	43,4997
Komponen	Berat (Kg)	CO ₂	18,7390
Saccaromyces	2,8095		
Aliran <16> udara			
Komponen	Berat (Kg)		
O ₂	13,2151		
N ₂	43,4997		
Jumlah	56,7148		
Total	548,5489	Total	548,5489

6. FERMENTOR (R-150)

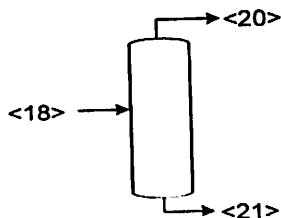
Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pembentukan etanol dari glukosa.



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <14> ke Fermentor		Aliran <18> dari fermentor	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
Lain-lain	269,5754	Lain-lain	283,7635
Glukosa	2.482,3330	Sisa glukosa	474,1106
Sisa Maltosa	80,4769	enzym	188,2954
enzym	178,8806	Air	6.592,3216
Air	6.228,2710	CaSO ₄	10,3270
CaSO ₄	9,8106	H ₂ SO ₄	33,2989
H ₂ SO ₄	1,4139	(NH ₄) ₂ SO ₄	0,0000
(NH ₄) ₂ SO ₄	40,7046	Total Biomassa	91,8031
Jumlah	9.291,4659	C ₂ H ₅ OH	1.050,7238
Aliran <17> dari tangki fermentasi		CH ₃ COOH	16,7031
Komponen	Berat (Kg)	Fusel Oil	21,8425
Lain-lain	14,1882	CH ₃ CHO	1,2849
Sisa Glukosa	112,1769	Jumlah	8.764,4744
Sisa Maltosa	4,2356	Aliran <19> ke udara	
enzym	9,4148	Komponen	Berat (Kg)
Air	336,8536	N ₂	43,4997
CaSO ₄	0,5163	CO ₂	1.032,0407
H ₂ SO ₄	1,6649	Jumlah	1.075,5405
Total Biomassa	7,2598		
N ₂	43,4997		
CO ₂	18,7390		
Jumlah	548,5489		
Total	9.840,0148	Total	9.840,0148

8. DISTILLASI I (D-160)

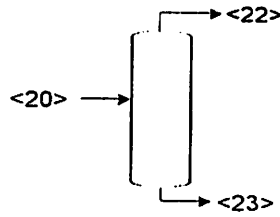
Fungsi : Untuk memisahkan etanol dan air dari campuran yang lain.



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <18> dari fermentor		Aliran <20> ke distilasi II	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
Lain-lain	283,7635	C ₂ H ₅ OH	1.048,6224
Sisa glukosa	474,1106	H ₂ O	1.025,4859
enzym	188,2954	Jumlah	2.074,1083
H ₂ O	6.592,3216	Aliran <21> ke Bottom I	
CaSO ₄	10,3270	Komponen	Berat (Kg)
H ₂ SO ₄	33,2989	Lain-lain	283,7635
Total Biomassa	91,8031	Sisa glukosa	474,1106
C ₂ H ₅ OH	1.050,7238	enzym	188,2954
CH ₃ COOH	16,7031	H ₂ O	5.566,8357
Fusel Oil	21,8425	CaSO ₄	10,3270
CH ₃ CHO	1,2849	H ₂ SO ₄	33,2989
		Total Biomassa	91,8031
		C ₂ H ₅ OH	2,1014
		CH ₃ COOH	16,7031
		Fusel Oil	21,8425
		CH ₃ CHO	1,2849
		Jumlah	6.690,3661
Total	8.764,4744	Total	8.764,4744

9. DISTILLASI II (D-170)

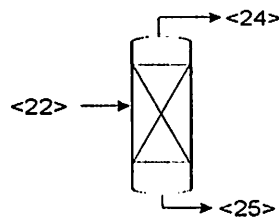
Fungsi : Untuk memisahkan ethanol air berdasarkan titik didihnya



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <20> ke distilasi II		Aliran <22> ke molecular sieve	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
C ₂ H ₅ OH	1.048,6224	C ₂ H ₅ OH	1.046,5252
H ₂ O	1.025,4859	H ₂ O	53,5550
		Jumlah	1.100,0801
		Aliran <23> ke Bottom II	
		Komponen	Berat (Kg)
		C ₂ H ₅ OH	2,0972
		H ₂ O	971,9309
		Jumlah	974,0282
Total	2.074,1083	Total	2.074,1083

10. MOLECULAR SIEVE (D-180)

Fungsi : Untuk memurnikan ethanol yang keluar dari column distilasi sehingga diperoleh ethanol 99,90%



Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran <22> ke molecular sieve		Aliran <24> ke storage ethanol	
Komponen	Berat (Kg)	Komponen	Berat (Kg)
C ₂ H ₅ OH	1.046,5252	C ₂ H ₅ OH	1.046.4205
H ₂ O	53,5550	H ₂ O	1,0475
		Jumlah	1.047,4680
		Aliran <25> ke bottom III	
		Komponen	Berat (Kg)
		C ₂ H ₅ OH	0,1047
		H ₂ O	52,5075
		Jumlah	52,6121
Total	1.100,0801	Total	1.100,0801

BAB IV NERACA PANAS

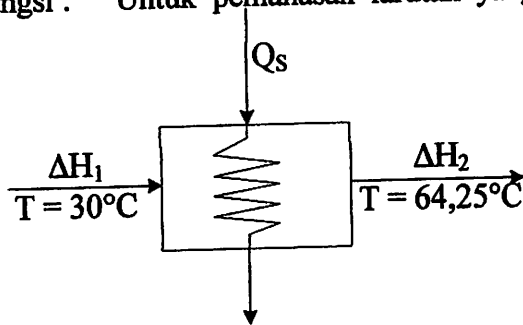
Kapasitas produksi : 10.000 kL/tahun
 Waktu operasi : 330 hari/tahun
 Satuan Operasi : kg/jam
 Basis bahan baku : 2809,54 kg/jam
 Satuan panas : kkal/jam
 Suhu referensi : 25 °C

Dasar Perhitungan:

- Steam yang digunakan adalah saturated steam
- Dari Vannes Appendix C, hal 806 pada steam 126 °C didapat $\lambda = 2185,2$ kkal/kg
- Cp dari Hougen, Olaf A, halaman 262-307
- Suhu pendingin masuk 30 °C dan suhu pendingin keluar 55 °C

1. Heater (E - 153)

Fungsi : Untuk pemanasan larutan yang keluar dari mixing sampai : 64,25 °C



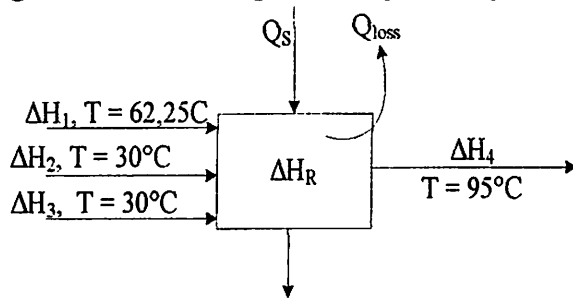
Keterangan :

- ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk 30 °C
 ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar 64,25 °C
 Q_s = Panas yang terkandung dalam steam masuk

Neraca Panas Heater (E - 153)			
Entalpi Masuk	kkal/jam	Entalpi Keluar	kkal/jam
ΔH_1	37.181,2775	ΔH_2	291847,0321
Q_s	269.258,1062	Q_{loss}	14.592,3516
Total	306.439,3837	Total	306.439,3837

2. Tangki Liquefikasi(R - 110)

Fungsi : Untuk menghidrolisa pati menjadi maltosa dan dekstrin

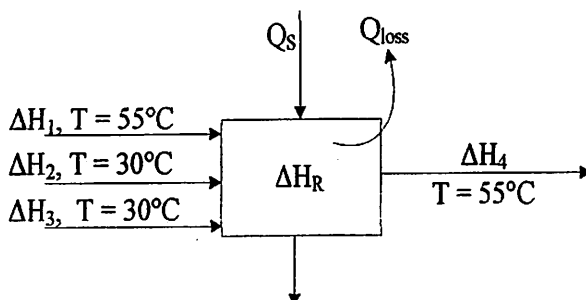


Keterangan : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masu 64,25 °C
 ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam Ca(OH) 30 °C
 ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam enzim α - amyl: 30 °C
 ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam bahan kelu: 95 °C
 Q_S = Panas yang dibutuhkan
 Q_{loss} = Panas yang hilang
 ΔH_R = Panas yang timbul karena reaksi

Neraca Panas Cooler (E - 121)			
Entalpi Masuk	kcal/jam	Entalpi Keluar	kcal/jam
ΔH_1	516.385,4091	ΔH_2	221.308,0325
$Q_{pendingin\ in}$	53.851,6212	$Q_{pendingin\ out}$	323.109,7274
		Q_{loss}	25.819,2705
Total	570.237,0303	Total	570.237,0303

3. Tangki Sakarifikasi (R - 120)

Fungsi : Untuk mengubah larutan maltosa dan dekstrin menjadi glukosa.



Keterangan : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masu 55 °C
 ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam H_2SO_4 30 °C
 ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam enzim glukoamylas 30 °C
 ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam bahan k 55 °C
 Q_S = Panas yang dibutuhkan

Q_{loss} = Panas yang hilang

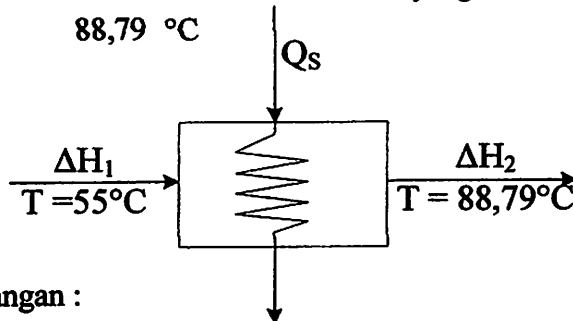
ΔH_R = Panas yang timbul karena reaksi

Neraca Panas Total			
Entalpi Masuk	kcal/jam	Entalpi Keluar	kcal/jam
ΔH_1	221.308,0325	ΔH_4	1.904,2935
ΔH_2	891,0225	Q_{loss}	95,2147
ΔH_3	61,1242	ΔH_R	736.953,0418
Q_s	516.692,3707		
Total	738.952,5499	Total	738.952,5499

4. Heater II (E - 152)

Fungsi : Untuk memanaskan bahan yang akan masuk tangki sterilisasi sampai

88,79 °C



Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk 55 °C

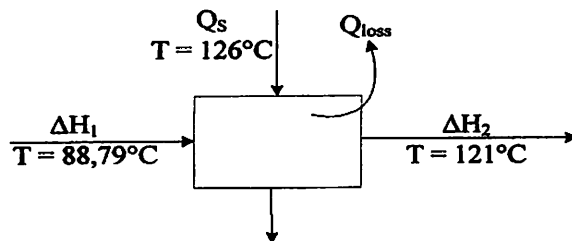
ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar 88,79 °C

Q_s = Panas yang terkandung dalam steam masuk

Neraca Panas Heater (E - 152)			
Entalpi Masuk	kcal/jam	Entalpi Keluar	kcal/jam
ΔH_1	246.696,8159	ΔH_2	524582,2999
Q_s	304.114,5990	Q_{loss}	26.229,1150
Total	550.811,4149	Total	550.811,4149

5. Tangki Sterilisasi (R - 142)

Fungsi : Membebaskan larutan glukosa dari kontaminasi mikroorganisme sebelum masuk tangki pembibitan dan fermentor.

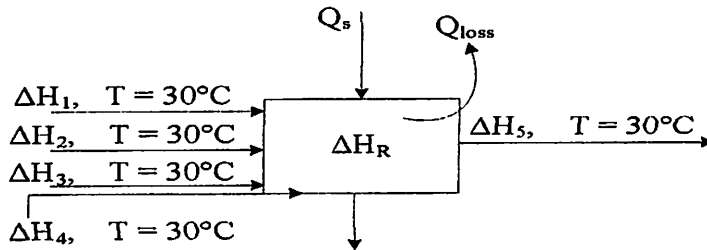


Keterangan : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masu 88,79 °C
 ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan kelu: 121 °C
 Q_s = Panas yang dibutuhkan
 Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca Panas Cooler (E - 121)			
Entalpi Masuk	kkal/jam	Entalpi Keluar	kkal/jam
ΔH_1	345.460,6412	ΔH_2	41346,0422
$Q_{pendingin\ in}$	60.822,9198	$Q_{pendingin\ out}$	364.937,5189
Total	406.283,5610	Total	406.283,5610

6. Tangki Pembibitan (R - 130)

Fungsi : sebagai tempat pertumbuhan *Saccharomycess cereviceae*



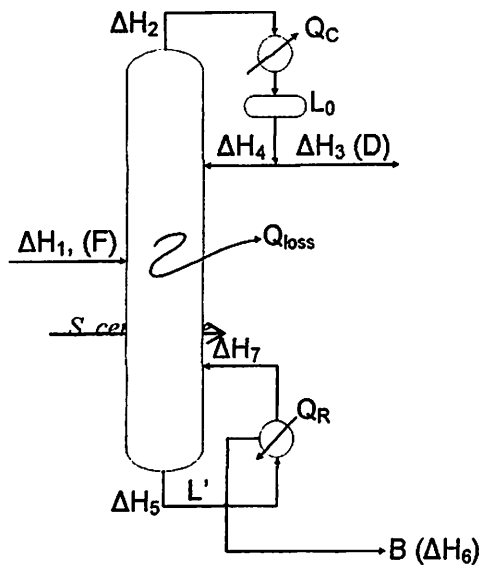
Keterangan : ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk 30°C
 ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam $(NH_4)_2SO_4$ 30°C
 ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam biomassa 30°C
 ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam udara masuk 30°C
 ΔH_5 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar 30°C
 Q_s = Panas yang terkandung dalam steam masuk
 Q_{loss} = Panas yang hilang
 ΔH_R = Panas yang timbul karena reaksi

Neraca Panas Total Tangki Pembibitan (R - 130)			
Panas Masuk		Panas Keluar	
ΔH	kkal/jam	ΔH	kkal/jam
ΔH_1	2.055,8068	ΔH_5	2.137,1322
ΔH_2	163,8895	Q_{loss}	106,8566
ΔH_3	5,1611	$Q_{pendingin\ out}$	119.286,1580
ΔH_4	68,5809		
ΔH_R	99.355,6820		
$Q_{pendingin\ in}$	19.881,0263		
Total	121.530,1467	Total	121.530,1467

Neraca Panas Heater (E - 153)			
Entalpi Masuk	kcal/jam	Entalpi Keluar	kcal/jam
ΔH_1	37.454,2658	ΔH_2	462702,5088
Q_s	448.383,3684	Q_{loss}	23.135,1254
Total	485.837,6342	Total	485.837,6342

9. Beer Still (D - 160)

Fungsinya Untuk memisahkan etanol dan air dari fusel oil dan asam asetat.



Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk beer still 86,769 °C

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar kolom distilasi menuju kondensor 84,04246 °C

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar dari kondensor (distilat)

ΔH_4 = Panas yang terbawa liquid swbagai refflux dari kondensor menuju kolom distilasi

ΔH_5 = Panas yang terkandung di bahan keluar kolom distilasi menuju reboiler 88,69703 °C

ΔH_6 = Panas yang terkandung dalam bahan keluardari reboiler

ΔH_7 = Panas yang terbawa uap sebagai refflux dari reboiler menuju kolom distilasi

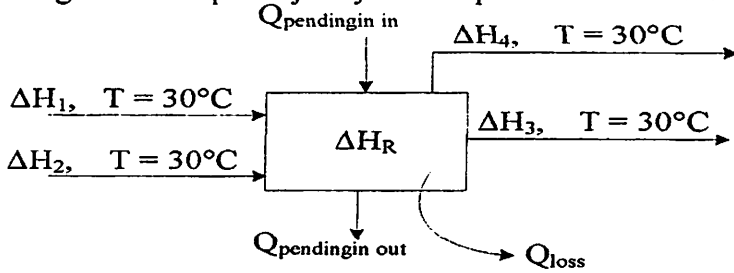
Q_c = Panas yang terjadi di sekitar kondensor

Q_R = Panas yang terjadi di sekitar reboiler

Q_{loss} = Panas yang hilang

7. Fermentor (R - 140)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pembentukan etanol dari glukosa.

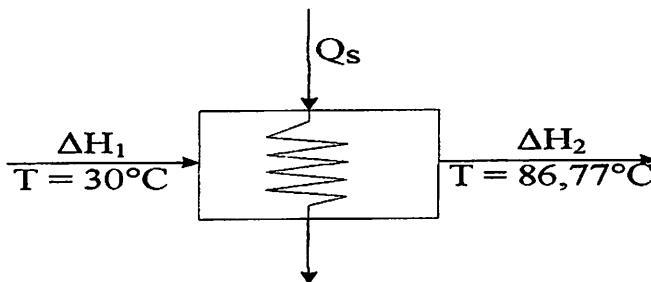


- Keterangan :
- ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk kefermentor 30°C
 - ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan yang keluar dari tangki pembibitan 30°C
 - ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar fermentor 30°C
 - ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam CO₂ keluar 30°C
 - $Q_{\text{pendingin in}}$ = Panas yang terkandung dalam air pendingin masuk 30°C
 - $Q_{\text{pendingin out}}$ = Panas yang terkandung dalam air pendingin keluar 65°C
 - Q_{loss} = Panas yang hilang
 - ΔH_R = Panas yang timbul karena reaksi

Neraca Panas Fermentor (R - 140)			
Panas Masuk		Panas Keluar	
ΔH	kkal/jam	ΔH	kkal/jam
ΔH_1	39.060,3292	ΔH_3	37.454,2658
ΔH_2	2137,1322	ΔH_4	1.138,0174
$Q_{\text{pendingin in}}$	76.659,6487	$Q_{\text{pendingin out}}$	459.957,8920
ΔH_R	382.752,9382	Q_{loss}	2.059,8731
Total	500.610,0483	Total	500.610,0483

8. Heater (E - 153)

Fungsi : Memanaskan campuran dari fermentor hingga suhunya mer 86,77 °C



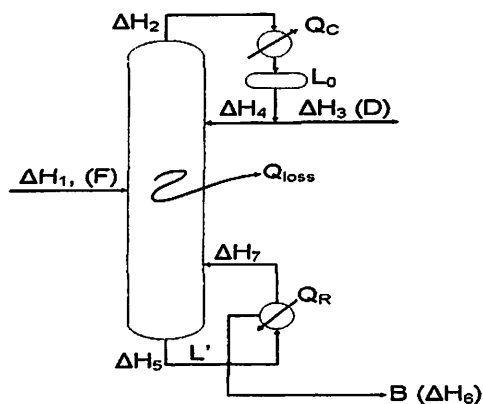
Keterangan :

- ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masu 30 °C
- ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan kelu: 86,77 °C
- Q_s = Panas yang terkandung dalam steam masuk

Neraca Panas Beer still (D - 160)			
Entalpi Masuk	kkal/jam	Entalpi Keluar	kkal/jam
ΔH_1	462.702,5088	ΔH_3	101083,3246
Q_s	72.132,4598	ΔH_6	380.231,0471
		Q_c	26.778,8484
		Q_{loss}	26.741,7484
Total	534.834,9686	Total	534.834,9686

10. Rectifying colomn (D - 170)

Fungsinya Untuk memisahkan ethanol air berdasarkan titik didihnya.



Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk rectifying colomn 91,437 °C

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar rectifying colomn menuju kondensor 81,74 °C

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar dari kondensor (distilat)

ΔH_4 = Panas yang terbawa liquid swbagai refflux dari kondensor menuju rectifying colomn

ΔH_5 = Panas yang terkandung di bahan keluar kolom distilasi menuju reboiler 99,97033 °C

ΔH_6 = Panas yang terkandung dalam bahan keluadari reboiler

ΔH_7 = Panas yang terbawa uap sebagai refflux dari reboiler menuju kolom distilasi

Q_c = Panas yang terjadi di sekitar kondensor

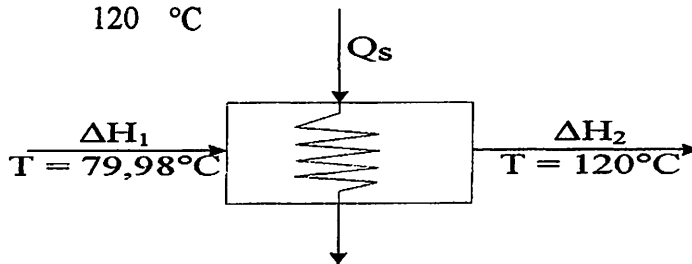
Q_R = Panas yang terjadi di sekitar reboiler

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca Panas Rectifying colomn (D - 170)			
Entalpi Masuk	kkal/jam	Entalpi Keluar	kkal/jam
ΔH_1	101.083,3246	ΔH_3	30158,2007
Q_s	18.179,3746	ΔH_6	72.940,3544
		Q_c	10.201,0090
		Q_{loss}	5.963,1350
Total	119.262,6992	Total	119.262,6992

11. Heater (E - 175)

Fungsi : Untuk pemanasan larutan yang keluar dari rectifying colom sampai suhu 120 °C



Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masu 79,98 °C

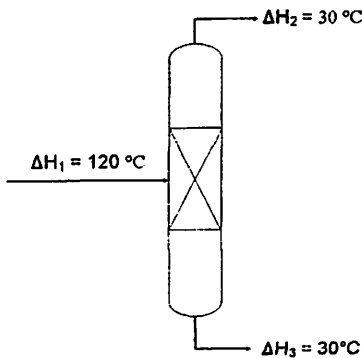
ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan kelua 120 °C

Q_s = Panas yang terkandung dalam steam masuk

Neraca Panas Heater (E - 175)			
Entalpi Masuk	kkal/jam	Entalpi Keluar	kkal/jam
ΔH_1	30.158,2007	ΔH_2	52113,3281
Q_s	24.560,7937	Q_{loss}	2.605,6664
Total	54.718,9945	Total	54.718,9945

11. Molecular Sieve (D - 180)

Fungsinya Untuk memurnikan ethanol yang keluar dari column distilasi sehingga diperethano 99,99%



Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk

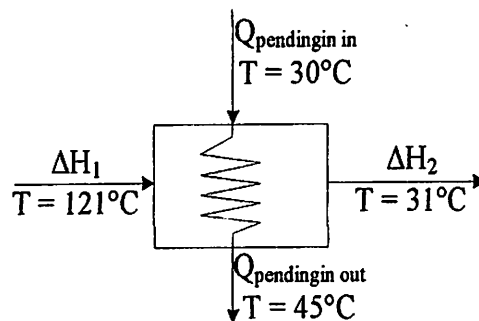
ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam H_2O hasil penyaringan

Neraca Panas Molecular Sieve (D - 180)			
Entalpi Masuk	kkal/jam	Entalpi Keluar	kkal/jam
ΔH_1	52.113,3281	ΔH_2	47120,4146
		ΔH_3	4.992,9134
Total	52.113,3281	Total	52.113,3281

12. cooler (E-183)

Fungsi : Mendinginkan campuran dari tangki sterilisasi hingga suhunya menjadi 30°C.



Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk 120 °C

$Q_{pendingin\ in}$ = Panas yang terkandung dalam media pendingin masuk 30 °C

ΔH_2 = Panas yang terkandung dalam bahan keluar 31 °C

$Q_{pendingin\ out}$ = Panas yang terkandung dalam media pendingin keluar 45 °C

Neraca Panas Cooler (E - 183)			
Entalpi Masuk	kkal/jam	Entalpi Keluar	kkal/jam
ΔH_1	22.559,6209	ΔH_2	2976,0262
$Q_{pendingin\ in}$	3.916,7189	$Q_{pendingin\ out}$	23.500,3137
Total	26.476,3399	Total	26.476,3399

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

1. Storage Sorgum (F-111)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: Menyimpan biji sorgum sebagai bahan baku
Tipe	: Gudang
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Waktu Tinggal	: 7 hari
Kapasitas Sorgum	: 2.809,5400 kg/jam = 6.193,9766 lb /jam
Densitas (ρ)	: 1,4 kg/L = 1400 kg/m ³ = 87,3989 lb/ft ³
Suhu Operasi	: 27 °C

B. Spesifikasi Peralatan

Fungsi	: Menyimpan biji sorgum sebagai bahan baku utama selama 7 hari
Tipe	: Gudang
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Volume Gudang(V_G)	: 374,6053 m ³
Ukuran :	Panjang = 16 m
	Lebar = 7 m
	Tinggi = 3,5 m
Jumlah gudang	: 1 buah

MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

2. Belt Conveyor (J-112)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: Untuk mengangkat biji sorgum menuju ke <i>bucket - elevator</i>
Tipe	: <i>Troughed Belt on 20° Idlers</i>
Kapasitas Sorgum	: 2.809,5400 kg/jam = 6.193,9766 lb /jam = 2,8095 ton/jam
Densitas (ρ)	: 1400 kg/m ³ = 87,3989 lb/ft ³

Spesifikasi Peralatan

Fungsi	: Untuk mengangkat biji sorgum menuju ke <i>bucket elevator</i>
Tipe	: <i>Troughed Belt on 20° Idlers</i>
Kapasitas	: 32 ton/jam
Panjang <i>belt</i>	: 15,2 m
Kecepatan <i>belt</i>	: 6,43 m/menit
Daya motor	: 0,5 hp
Lebar	: 0,36 m
Luas Area	: 0,11 ft ²

3. Bucket elevator (J-113)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi	: Untuk mengangkat biji sorgum dari <i>belt conveyor</i> menuju <i>roll mill</i>
Tipe	: <i>Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator</i>
Rate	: 2.809,5400 kg/jam = 6193,9766 lb /jam = 2,810 ton/jam
Densitas (ρ)	: 1400 kg/m ³ = 87,3989 lb/ft ³

B. Spesifikasi Peralatan

Fungs	: Untuk mengangkat biji sorgum dari <i>belt conveyor</i> menuju <i>roll mill</i>
Tipe	: <i>Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator</i>
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon steel</i>
Ukuran <i>Bucket</i>	= (6 x 4 x 4,5) in
Jarak antar <i>Bucket</i>	= 0,3048 m
Tinggi <i>Bucket Elevator</i>	= 8 m
Kapasitas	= 14 ton/jam
<i>Size of bump handled</i>	= 0,02 m
Kecepatan <i>Bucket</i>	= 16,5201 m/menit
<i>Head shaft</i>	= 43 rpm
<i>Hp required at head shaft</i>	= 1 hp
Lebar <i>belt</i>	= 0,1178 m
<i>Diameter shaft</i>	= <i>head</i> = 0,0492 m = <i>tail</i> = 0,0492 m

<i>Diameter Pulley</i>	= <i>head</i>	= 0,5080 m
	<i>tail</i>	= 0,3556 m
Efisiensi motor	=	85%
Jumlah	=	1 buah

4. *Hammer Mill* (C-114)

A. Dasar Perancangan

Fungs : Untuk menghancurkan biji sorgum dari *Bucket Elevator*

Tipe : *Hammer mill*

Rate : 2.809,5400 kg/jam = 6.193,9766 lb /jam = 2,8095 ton/jam

C. Spesifikasi Peralatan

Fungsi : Untuk menghancurkan biji sorgum dari *Bucket Elevator*

Tipe : *Hammer mill*

Kapasitas : 2.809,5400 kg/jam

Daya : 11 Hp

Jumlah : 1 buah

5. Bin (F-116)

A. Dasar Perancangan

Fungs : Untuk menampung tepung sorgum dari *roll mill*

Tipe : Bin berbentuk silinder dengan bagian bawah berbentuk *conical dished* dengan bagian sudut puncak 120° sedangkan bagian atas terbuka

Bahan Konstruksi = *Carbon Steel SA-129 Grade A*

Allowed stress (f) = 10.000

Tipe pengelasan = *Single Welded Butt Joint without backing strip*

Faktor pengelasan = 0,85

Faktor korosi (C) = 1/16

Kapasitas Sorgum = 2.809,5400 kg/jam = 6.193,9766 lb /jam

Densitas (ρ) = 1400 kg/m³ = 87,3989 lb/ft³

Residence time = 8 jam [72]

Spesifikasi Bin

Fungs : Untuk menampung tepung sorgum dari *roll mill*

Tipe : Bin berbentuk silinder dengan bagian bawah berbentuk *conical dished*

dengan bagian sudut puncak 120° sedangkan bagian atas terbuka

Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon Steel SA-129 Grade A</i>
<i>Allowed stress (f)</i>	=	10.000
Tipe pengelasan	=	<i>Single Welded Butt Joint without backing strip</i>
Volume tangki (V_T)	=	1224,6380 in ³
Diameter tangki (D_i)	=	101,625 in
Diameter Luar (D_o)	=	102,000 in
Tebal Silinder (t_s)	=	0,1875 in
Tinggi Silinder (L_s)	=	152,438 in
Tebal Tutup Bawah (t_{hb})	=	0,1875 in
Tinggi Tutup Bawah (h_b)	=	29,3358 in
Tinggi tangki (H)	=	181,773 in
Jumlah	=	1 buah

6. *Mixer (M-110)*

A. Dasar Perancangan

Fungs : Untuk mencampurkan tepung sorgum dengan air

Tipe : Tangki silinder tegak dengan tutup atas *standard dished* dan tutup *conical dished* dengan sudut puncak 120° dilengkapi pengaduk tipe *turbin impeller*.

Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA-129 Grade A</i>
<i>Allowable stress</i>	:	10.000
Jenis pengelasan	:	<i>Single Welded Butt Joint without backing strip</i>
Faktor korosi (C)	:	1/16 = 0,0625 in
Volume liquid	:	80% volume total
Ls/D	:	1,5
Kapasitas	:	9.365,1334 kg/jam = 20.646,5886 lb/jam
Suhu	:	30 °C
Tekanan operasi	:	1 atm = 14,7 psia

Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk mencampurkan tepung sorgum dengan air

Tipe : Tangki silinder tegak dengan tutup atas *standard dished* & tutup bawah *conical dished* dengan sudut puncak 120° dilengkapi pengaduk tipe

turbin impeller

Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA-129 Grade A</i>
Volume Tangki (V_T)	:	779,6331 in ³
Diameter dalam (D_i)	:	83,6250 in
Diameter luar (D_o)	:	84,0000 in
Tebal <i>shell</i> (t_s)	:	0,1875 in
Tinggi <i>shell</i> (l_s)	:	125,4375 in
Tebal tutup atas (t_{ha})	:	0,1875 in
Tinggi tutup atas (h_a)	:	14,1326 in
Tebal tutup bawah (t_{hb})	:	0,0625 in
Tinggi tutup bawah (h_b)	:	24,1405 in
Tinggi (H)	:	163,7106 in
Jumlah	:	1 buah

7. Pompa (L-121a)**A. Dasar Perancangan**

Fungs : Untuk mengalirkan slurry sorgum ke tangki liquifikasi.

Tipe : *Rotary Pump*

Rate massa = 9.365,1334 kg/jam = 20.646,589 lb/jam
= 5,74 lb/s

Suhu operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 1 atm

Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk mengalirkan slurry sorgum ke tangki gelatinasi.

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe	:	<i>Rotary Pump</i>
Effisiensi	:	55%
Daya pompa	:	0,5 Hp
Diameter dalam pipa	:	2,4690 in
Diameter luar pipa	:	2,8750 in
Kapasitas pompa	:	45,0029 gpm
Jumlah	:	1 buah

8. Heater I (E-122)

Fungs : Untuk memanaskan larutan yang keluar dari mixing

Tipe : *Shell and Tubes heat exchanger*

Rate massa : 9.365,1334 Kg/jam

Direncanakan :

- Bahan masuk pada annulus dengan suhu = 30 °C
- Bahan keluar dari annulus dengan suhu = 64,2 °C
- Steam masuk dan keluar dari pipa dengan suhu = 126 °C
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft² °F

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 9.365,133 Kg/jam
= 20.646,24 Lbm/jam
- Rate steam = 59,0282 Kg/jam
= 130,133 Lbm/jam

Spesifikasi alat :

Fungs : Untuk memanaskan larutan yang keluar dari mixing

Tipe : Shell and Tube 1-2

Bahan Konstruk : *Carbon Steel SA 53 Grade B*

Kapasitas : 9.365,1334 Kg/jam

Rate Steam : 59,0282 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 8 in

Jarak antar *baffle* = 2 in

Bagian Tube

Jumlah Tube = 16 buah

Diameter luar (do) = 1 in

Diameter dalam (di) = 0,87 in

Diameter ekivalen (de) = 0,72 in

Jumlah = 1 buah

9. Storage Ca(OH)₂ (F-123)**A. Dasar Perancangan**

Fungsi : Menyimpan Ca(OH)₂ untuk proses selama 7 hari

Bejana : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished* dan tutup bawah berbentuk plate datar

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-201 grade A*

Allowed stress (f) : 13.750

Tipe pengelasan : *Single Welded Butt Joint without backing strip*

Faktor pengelasan : 0,85

Faktor korosi (C) : 1/16

L/D : 1,5

Waktu Tinggal : 7 hari

Rate feed masuk : 5,6191 Kg/jam = 12,3878 lb/jam

Densitas : 1,001 Kg/L = 1001 Kg/m³

: 62,4902 lb/ft³

Suhu operasi : 27 °C

Tekanan Operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi Peralatan :

Fungsi : Menyimpan larutan Ca(OH)₂ untuk proses selama 7 hari

Bejana : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished* dan tutup bawah berbentuk plate datar

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-201 grade A*

Volume tangki (V_T) : 71,9368 in³

Diameter tangki (di) : 39,6250 in

Diameter Luar (D_o) : 40,0000 in

Tebal Silinder (ts) : 0,1875 in

Tinggi Silinder (Ls) : 59,4375 in

Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 0,1875 in

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 6,7363 in

Tinggi (H) : 66,1738 in

Jumlah : 1 buah

10. Pompa (L-121b)

A. Dasar Perancangan :

Rate massa : 5,6191 kg/jam = 12,3880 lb/jam = 0,0034 lb/s

Densitas : 1 Kg/L = 1001 Kg/m³
: 62,4902 lb/ft³

Viskositas : 0,0008 lb/ft.s = 0,0012 kg/m.s

Suhu operasi : 30 °C

Tekanan operasi : 1 atm

B. Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk mengalirkan larutan Ca(OH)₂

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 10%

Daya pompa : 0,5 hp

Diameter dalam pip : 0,2150 in

Diameter luar pipa : 0,4050 in

Kapasitas pompa : 0,0247 gpm

Jumlah : 1 buah

11. Storage Amylase (F-124)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Menyimpan amylase untuk proses selama 7 hari

Bejana : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished*
dan tutup bawah berbentuk plate datar

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-201 grade A*

Allowed stress (f) : 13.750

Tipe pengelasan : *Single Welded Butt Joint without backing strip*

Faktor pengelasan : 0,85

Faktor korosi (C) : 1/16

L/D : 1,5

Waktu Tinggal : 7 hari

Rate feed masuk : 93,6513 Kg/jam = 206,464 lb/jam

Densitas	: 1244,5588	$\text{Kg/m}^3 = 77,6951 \text{ lb/ft}^3$
Suhu operasi	: 27	$^{\circ}\text{C}$
Tekanan Operasi	: 1 atm	= 14,696 psia
Jumlah storage	: 1	buah

B. Spesifikasi Peralatan :

Fungsi : Menyimpan amylase untuk proses selama 7 hari

Bejana : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished* dan tutup bawah berbentuk plate datar

Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-201 grade A
Volume tangki (V_T)	: 964,3139 in^3
Diameter tangki (d_i)	: 95,6250 in
Diameter Luar (D_o)	: 96,0000 in
Tebal Silinder (t_s)	: 0,1875 in
Tinggi Silinder (I_s)	: 143,4375 in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 0,1875 in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 16,2563 in
Tinggi (H)	: 159,6938 in
Jumlah	: 1 buah

12. Pompa (L-121c)

A. Dasar Perancangan

Fungs : Untuk mengalirkan larutan amylase

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate massa : 93,6513 kg/jam = 206,466 lb/jam = 0,06 lb/s

Densitas : 1244,559 $\text{Kg/m}^3 = 77,6951 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas : 0,0010 kg/m.s

Suhu operasi : 30 $^{\circ}\text{C}$

Tekanan operasi : 1 atm

B. Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk mengalirkan larutan amylase

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi	: 13%
Daya pompa	: 0,5 hp
Diameter dalam pip	: 0,2690 in
Diameter luar pipa	: 0,4050 in
Kapasitas pompa	: 0,3313 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Cast iron</i>
Jumlah	: 1 buah

13. Reaktor Liquifikasi (R-120)

Untuk Reaktor Gelatinasi dapat dilihat pada BAB VI ALAT UTAMA yang disusun oleh : Fransisca Rosalia S.P (07.14.022)

14. Pompa (L-131a)

A. Dasar Perancangan

Fungs : Untuk mengalirkan larutan dari tangki liquifikasi menuju t.sakarifikasi

Tipe : *Centrifugal pump*

Rate massa : 9.464,4039 kg/jam = 20.865,442 lb/jam
= 5,8 lb/s

Suhu operasi : 95 °C

Tekanan operasi : 1 atm

B. Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk mengalirkan larutan dari tangki gelatinasi menuju tangki sakarifikasi

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 52%

Daya pompa : 1 hp

Diameter dalam pip : 2,3230 in

Diameter luar pipa : 2,8750 in

Kapasitas pompa : 37,8375 gpm

Jumlah : 1 buah

15. Storage H₂SO₄ (F-132)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: Menyimpan H ₂ SO ₄ untuk proses selama 7 hari
Bejana	: Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas <i>standard-dished</i> dan tutup bawah berbentuk plate datar
Bahan Konstruksi	: HAS SA-240 grade M type 316
Allowed stress (f)	: 18.750
Tipe pengelasan	: Double Welding Butt Joint
Faktor pengelasan	: 0,8
Faktor korosi (C)	: 1/16
L/D	: 1,5
Waktu Tinggal	: 7 hari
Rate feed masuk	: 8,9298 Kg/jar = 19,6866 lbm/jam
Densitas	: 1,0281 Kg/L = 1028,1 Kg/m ³ : 64,1820 lb/ft ³
Suhu operasi	: 30 °C
Tekanan Operasi	: 1 atm = 14,696 psia
Jumlah	: 1 buah

B. Spesifikasi Peralatan :

Fungsi	: Menyimpan H ₂ SO ₄ untuk proses selama 7 hari
Bejana	: Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk <i>standard dished</i> & tutup bawah berbentuk plate datar
Bahan Konstruksi	: HAS SA-240 grade M type 316
Volume tangki (V _T)	: 1.782,983 in ³
Diameter tangki (di)	: 113,625 in
Diameter Luar (D _o)	: 114,000 in
Tebal Silinder (ts)	: 0,1875 in
Tinggi Silinder (Ls)	: 170,438 in
Tebal Tutup Atas (t _{ha})	: 0,1875 in
Tinggi Tutup Atas (h _a)	: 19,316 in
Tinggi (H)	: 189,754 in
Jumlah	: 1 buah

16. Pompa (L-131b)**A. Dasar Perancangan**

Fungs : Untuk mengalirkan H_2SO_4 ke mixer H_2SO_4

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate massa : 8,9298 kg/jam = 19,6868 lb/jam = 0,005 lb/s

Densitas : 1,0281 Kg/L = 1028,1 Kg/m³
: 64,1820 lb/ft³

Viskositas : 0,0008 kg/m.s

Suhu operasi : 30 °C

Tekanan operasi : 1 atm

B. Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk mengalirkan H_2SO_4 ke mixer H_2SO_4

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 10%

Daya pompa : 0,5 hp

Diameter dalam pip : 0,2150 in

Diameter luar pipa : 0,4050 in

Kapasitas pompa : 0,0382 gpm

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Jumlah : 1 buah

17. Mixer (M-133)**A. Dasar Perancangan**

Fungs : Untuk mencampurkan H_2SO_4 dengan air

Tipe : Tangki silinder tegak dengan tutup atas *standard dished* dan tutup bawah *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan konstruksi : *HAS SA-240 Grade M type 316*

Allowable stress : 18750

Jenis pengelasan : *Double Welded but join (E-0,8)*

Faktor korosi (C) : 1/16 = 0,0625 in

Volume liquid : 80% volume total

Ls/D	: 1,5
Kapasitas	: 178,5956 kg/jam = 393,7360 lb/jam
Suhu	: 30 °C
Tekanan operasi	: 1 atm = 14,7 psia

B. Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk mencampurkan H₂SO₄ dengan air

Tipe : Tangki silinder tegak dengan tutup atas *standard dished* & tutup bawah *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi	: HAS SA-240 Grade M Type 316
Volume Tangki (V _T)	: 13,0730 in ³
Diameter dalam (Di)	: 21,6250 in
Diameter luar (Do)	: 22,0000 in
Tebal <i>shell</i> (t _s)	: 0,1875 in
Tinggi <i>shell</i> (L _s)	: 32,4375 in
Tebal tutup atas (t _{ha})	: 0,1875 in
Tinggi tutup atas (ha)	: 3,6546 in
Tebal tutup bawah (t _{hb})	: 0,0625 in
Tinggi tutup bawah (hb)	: 6,2426 in
Tinggi (H)	: 42,3347 in
Jumlah	: 1 buah

18. Pompa (L-131c)

A. Dasar Perancangan

Fungs : Untuk mengalirkan larutan H₂SO₄ ke reaktor sakarifikasi

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate massa : 152,438 kg/jam = 336,068 lb/jam = 0,09 lb/s

Densitas : 1,0421 Kg/L = 1042,1 Kg/m³

: 65,0560 lb/ft³

Viskositas : 0,0008 kg/m.s

Suhu operasi : 30 °C

Tekanan operasi : 1 atm

B. Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk mengalirkan larutan H₂SO₄

Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 15%
Daya pompa	: 0,5 hp
Diameter dalam pip	: 0,4230 in
Diameter luar pipa	: 0,6750 in
Kapasitas pompa	: 0,7546 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

19. Storage glukoamylase (F-134)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Untuk menyimpan glukoamylase

Bejana : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standard dished* & tutup bawah berbentuk *plate datar*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-201 Grade A*

Allowed stress (f) : 13.750

Tipe pengelasan : *Single Welded Butt Joint Backing Strip*

Faktor pengelasan : 0,85

Faktor korosi (C) : 1/16

L/D : 1,5

Waktu Tinggal : 7 hari

Rate feed masuk : 94,6440 Kg/jar = 208,652 lbm/jam

Densitas : 1244,56 Kg/m³ = 77,6951 lb/ft³

Suhu operasi : 30 °C

Tekanan Operasi : 1 atn = 14,696 psia

B. Spesifikasi Peralatan :

Fungsi : Untuk menyimpan glukoamylase

Bejana : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished* dan tutup bawah berbentuk *plate datar*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-201 Grade A*

Volume tangki (V_T) : 974,5356 in³

Diameter tangki (d_i)	: 95,6250	in
Diameter Luar (D_o)	: 96,0000	in
Tebal Silinder (t_s)	: 0,1875	in
Tinggi Silinder (L_s)	: 143,4375	in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	: 0,1875	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	: 16,2563	in
Tinggi (H)	: 159,6938	in
Jumlah	: 1	buah

20. Pompa (L-131d)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: Untuk mengalirkan glucoamylase ke reaktor sakarifikasi
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Rate massa	: 94,6440 kg/jam = 208,654 lb/jam = 0,06 lb/s
Densitas	: 1244,56 Kg/m ³ = 77,6951 lb/ft ³
Viskositas	: 0,001 kg/m.s
Suhu operasi	: 30 °C
Tekanan operasi	: 1 atm

B. Spesifikasi Peralatan

Fungsi	: Untuk mengalirkan glucoamylase ke reaktor sakarifikasi
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah stage	: <i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	: 3500 rpm
Effisiensi	: 12%
Daya pompa	: 0,5 hp
Diameter dalam pip	: 0,3020 in
Diameter luar pipa	: 0,5400 in
Kapasitas pompa	: 0,3348 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Cast iron</i>
Jumlah	: 1 buah

21. Tangki Sakarifikasi (R-130)

A. Dasar Perencanaan

Fungs : Untuk menghidrolisa maltosa menjadi glukosa

Bejana : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished* & tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Allowable stress (f) : 12.650 lb/in²

Tipe pengelasan : *Double welded butt joint*

Faktor korosi (C) : 1/16 in

Faktor pengelasan (E) : 0,8

L/D : 1,5

Kompisisi masuk : 9.737,6435 Kg/jar = 21.467,609 lb/jam

Waktu operasi : 120 menit

Suhu operasi : 55 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk menghidrolisa maltosa menjadi glukosa

Bejana : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished* dan tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Volume Tangki (V_T) : 1330,68 in³

Diameter dalam (D_i) : 101,625 in

Diameter luar (D_o) : 102,000 in

Tebal shell (t_s) : 0,1875 in

Tinggi shell (L_s) : 152,438 in

Tebal tutup atas (t_{ha}) : 0,1875 in

Tinggi tutup atas (h_a) : 17,1746 in

Tebal tutup bawah (t_{hb}) : 0,0625 in

Tinggi tutup bawah (h_b) : 29,3358 in

Tinggi storage (H) : 198,948 in

22. Pompa (L-151a)

A. Dasar Perancangan

Fungs : Untuk mengalirkan larutan dari tangki sakarifikasi menuju t.sterilisasi

Tipe : *Centrifugal pump*

Rate massa = 9.737,6435 kg/jam = 21.467,833 lb/jam
= 5,96 lb/s

Suhu operasi = 55 °C

Tekanan operasi = 1 atm

B. Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk mengalirkan larutan dari tangki sakarifikasi menuju tangki sterilisa

Tipe : *Centrifugal pump*

Effisiensi : 50%

Daya pompa : 1 Hp

Diameter dalam pip : 2,3230 in

Diameter luar pipa : 2,8750 in

Kapasitas pompa : 37,0914 gpm

Jumlah : 1 buah



23. Heater II (E-152)

Dengan perhitungan seperti pada heater I (E-122), didapatkan data sebagai berikut :

Fungs : Untuk memanaskan larutan yang keluar dari tangki sakarifikasi

Tipe : *Shell and Tubes heat exchanger*

Rate massa : 9.737,6435 Kg/jam

Direncanakan :

- Bahan masuk pada annulus dengan suhu = 55 °C
- Bahan keluar dari annulus dengan suhu = 88,8 °C
- Steam masuk dan keluar dari pipa dengan suhu = 126 °C
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft²°F

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 9.737,644 Kg/jam
= 21.467,468 Lbm/jam
- Rate steam = 139,170 Kg/jam
= 306,812 Lbm/jam

Spesifikasi alat :

Fungs : Untuk memanaskan larutan yang keluar dari tangki sakarifikasi

Tipe : Shell and Tube 1-2

Bahan Konstruk : Carbon Steel SA 53 Grade B

Kapasitas : 9.737,6435 Kg/jam

Rate Steam : 139,1701 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 12 in

Jarak antar *baffle* = 0,5 in

Bagian Tube

Jumlah Tube = 52 buah

Diameter luar (do) = 1 in

Diameter dalam (di) = 0,78 in

Diameter ekivalen (de) = 0,72 in

Jumlah = 1 buah

24. Tangki Sterilisasi (R-153)**A. Dasar Perencanaan**

Fungs : Membebaskan larutan glukosa dari kontaminasi mikroorganisme sebelum masuk tangki pembibitan dan fermentor.

Bejan: : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished* & tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C

Allowable stress (*f*) : 12.650 lb/in²

Tipe pengelasan : *Double welded butt joint*

Faktor korosi (C) : 1/16 in

Faktor pengelasan (E) : 0,8

L/D : 1,5

Kompisisi masuk : 9.780,4905 Kg/jar = 21.562,069 lb/jam

Waktu operasi : 120 menit

Suhu operasi : 88,8 °C

Tekanan operasi : 1 atm = 14,696 psia

Spesifikasi Peralatan

Fungs : Membebaskan larutan glukosa dari kontaminasi mikroorganisme sebelum tangki pembibitan dan fermentor.

Tipe : Tangki vertikal dengan tutup atas standard dishead dan tutup bawah *conical dishead* dengan sudut puncak 120° dilengkapi pengaduk tipe *turbin impeller*

Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Volume Tangki (V_T)	: 1070,96 in ³
Diameter dalam (D_i)	: 95,6250 in
Diameter luar (D_o)	: 96,0000 in
Tebal shell (t_s)	: 0,1875 in
Tinggi shell (L_s)	: 143,438 in
Tebal tutup atas (t_{ha})	: 0,1875 in
Tinggi tutup atas (h_a)	: 16,1606 in
Tebal tutup bawah (t_{hb})	: 0,0625 in
Tinggi tutup bawah (h_b)	: 27,6038 in
Tinggi storage (H)	: 187,202 in
Jumlah	: 1 buah

25. Pompa (L-151b)

A. Dasar Perancangan

Fungs : Untuk mengalirkan larutan dari tangki sterilisasi ke tangki pembibitan dan fermentor.

Tipe : *Centrifugal pump*

Rate massa = 9.780,4905 kg/jam = 21.562,294 lb/jam
= 5,99 lb/s

Densitas larutan = 1393,2467 Kg/m³ = 86,9774 lb/ft³

Viscositas laruta = 0,0005 kg/m.s = 0,0003 lb/ft.s

Suhu operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 1 atm

B. Spesifikasi Peralatan

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan dari tangki sterilisasi ke tangki pembibitan dan fermentor

Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Effisiensi	: 45%
Daya pompa	: 3 Hp
Diameter dalam pip	: 2,0670 in
Diameter luar pipa	: 2,3750 in
Kapasitas pompa	: 27,8479 gpm
Bahan konstruksi	: <i>Cast iron</i>
Jumlah	: 1 buah

26. Storage *Saccharomyces Cereviceae* (F-143)

A. Dasar Perancangan

Fungsi	: Menyimpan sementara yeast sebagai bahan pembantu proses fermentasi
Bejana	: Tangki berbentuk silinder dengan tutup atas <i>standard dished</i> dan tutup bawah berbentuk plate datar
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-201 Grade A</i>
<i>Allowed stress (f)</i>	: 13.750
Tipe pengelasan	: <i>Single Welded Butt Joint without backing strip</i>
Faktor pengelasan	: 0,85
Faktor korosi (C)	: 1/16
L/D	: 1,5
Waktu Tinggal	: 7 hari
Rate feed masuk	: 2,8095 Kg/jar = 6,19391 lbm/jam
Densitas	: 1,2220 Kg/L = 1222,0 Kg/m ³ : 76,2868 lb/ft ³
Suhu operasi	: 30 °C
Tekanan Operasi	: 1 atm = 14,696 psia
Jumlah	: 1 buah

B. Spesifikasi Peralatan :

Fungsi	: Menyimpan sementara yeast sebagai bahan pembantu proses fermentasi.
Bejana	: Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk <i>standard dished</i> dan tutup bawah berbentuk plate datar
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-201 Grade A</i>

Volume tangki (V_T)	:	29,512	in ³
Diameter tangki (d_i)	:	29,6250	in
Diameter Luar (D_o)	:	30,0000	in
Tebal Silinder (t_s)	:	0,1875	in
Tinggi Silinder (L_s)	:	44,4375	in
Tebal Tutup Atas (t_{ha})	:	0,1875	in
Tinggi Tutup Atas (h_a)	:	5,0363	in
Tinggi (H)	:	49,474	in
Jumlah	:	1	buah

27. Pompa (L-144a)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan dari *Storage Saccharomyces Cereviceae*

Tipe : *Centrifugal pump*

Rate massa = 2,8095 kg/jam = 6,1940 lb/jam
= 0 lb/s

Densitas larutan = 1222 Kg/m³ = 76,2868 lb/ft³

Viscositas laruta = 0,0010 kg/m.s = 0,0007 lb/ft.s

Suhu operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 1 atm

B. Spesifikasi *Peralatan*

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan dari *Storage Saccharomyces Cereviceae*

Tipe : *Centrifugal pump*

Effisiensi : 10%

Daya pompa : 0,5 Hp

Diameter dalam pip : 0,2150 in

Diameter luar pipa : 0,4050 in

Kapasitas pompa : 0,0101 gpm

Bahan konstruksi : *Cast iron*

Jumlah : 1 buah

28. Storage $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ (F-145)

A. Dasar Perancangan

Fungs : Menyimpan sementara amonium sulfat sebagai bahan nutrient yeast
Saccharomyces Cereviseae

Bejan: : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas *standad dished*
& tutup bawah berbentuk *plate datar*

Bahan Konstruksi : *HAS SA-240 grade M type 316*

Allowed stress (f) : 18.750

Tipe pengelasan : *Double Welding Butt Joint*

Faktor pengelasan : 0,8

Faktor korosi (C) : 1/16

L/D : 1,5

Waktu Tinggal : 7 hari

Rate feed masuk : 2,1423 Kg/jar = 4,72302 lbm/jam

Densitas : 0,0240 Kg/l. = 24,0 Kg/m³

: 1,4981 lb/ft³

Suhu operasi : 30 °C

Tekanan Operasi : 1 atm = 14,696 psia

Jumlah : 1 buah

B. Spesifikasi Peralatan :

Fungsi : Menyimpan sementara $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ sebagai bahan nutrient yeast
saccharomyces.

Bejana : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished* & tutup
bawah berbentuk *plate datar*

Bahan Konstruksi : *HAS SA-240 grade M type 316*

Volume tangki (V_T) : 10,279 in³

Diameter tangki (d_i) : 21,6250 in

Diameter Luar (D_o) : 22,0000 in

Tebal Silinder (t_s) : 0,1875 in

Tinggi Silinder (L_s) : 32,4375 in

Tebal Tutup Atas (t_{ha}) : 0,1875 in

Tinggi Tutup Atas (h_a) : 3,6763 in

Tinggi (H) : 36,114 in

Jumlah : 1 buah

29. Pompa (L-144b)

A. Dasar Perancangan

Fungsi : Untuk mengalirkan nutrien ke tangki pembibitan

Tipe : *Centrifugal pump*

Rate massa = 2,1423 kg/jam = 4,7231 lb/jam
= 0 lb/s

Densitas larutan = 2671 Kg/m³ = 166,7447 lb/ft³

Viscositas larutan = 0,00215 kg/m.s = 0,001442 lb/ft.s

Suhu operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 1 atm

B. Spesifikasi Peralatan

Fungsi : Untuk mengalirkan nutrien ke tangki pembibitan

Tipe : *Centrifugal pump*

Effisiensi : 10%

Daya pompa : 0,5 Hp

Diameter dalam pip : 0,2150 in

Diameter luar pipa : 0,4050 in

Kapasitas pompa : 0,0035 gpm

Jumlah : 1 buah

30. Filter Udara (H-141)

Fungsi : Untuk menyaring udara yang akan masuk ke tangki pembibitan

Tipe : *dry filter*

Dasar perhitungan :

Rate udara masuk = 56,7148 kg/jam = 125,033556 lb/jam
= 2,0839 lb/menit

T udara masuk = 30 °C = 86 °F

ρ udara masuk 30 °c = 1,168 kg/m³ = 0,07289 lb/ft³

B. Spesifikasi peralatan :

Tipe : *Dry filter*

Power motor : 0,5 Hp

Kapasitas : 1000 ft³/menit
 Ukuran : 24 × 24 in
 Bahan Konstruksi : *cast iron*
 Jumlah : 1 buah

31. Blower (G-142)

Fungsi : Untuk mengalirkan udara ke tangki pembibitan
 Tipe : *Centrifugal Blower*

Dasar perhitungan :

Rate udara masuk = 56,7148 kg/jam = 125,033556 lb/jam
 = 2,0839 lb/menit

Tekanan udara masuk = 14,7 psia = 0 psig

Tekanan udara keluar = 19 psia = 4,3 psig

T udara masuk = 30 °C = 86 °F

ρ udara masuk 30 °c = 1,168 kg/m³ = 0,0729 lb/ft³

Spesifikasi Peralatan :

Tipe : *Centrifugal blower*
 Power motor : 0,5 Hp
 Rate (Q) : 28,59 ft³/jam
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel 135 Grade C*
 Jumlah : 1 buah

32. Tangki Pembibitan (R-140)

A. Dasar Perencanaan

Fungsi : Sebagai tempat pertumbuhan yeast *Saccharomyces cereviceae*.

Bejana : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished* & tutup
 bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
Allowable stress (f) : 12.650 lb/in²
 Tipe pengelasan : *Double welded butt joint*
 Faktor korosi (C) : 1/16 in
 Faktor pengelasan (E) : 0,8
 L/D : 1,5

Kompisisi masuk	: 548,5489 Kg/jam = 1.209,3309 lb/jam
Waktu operasi	: 1 jam
Suhu operasi	: 30 °C
Tekanan operasi	: 1 atm = 14,696 psia

Spesifikasi Peralatan

Fungsi : Sebagai tempat pertumbuhan yeast *Saccharomyces cereviceae*.

Tipe : Tangki vertikal dengan tutup atas *standard dishead* dan tutup bawah *conical dishead* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Volume Tangki (V_T)	: 36,4995 in ³
Diameter dalam (D_i)	: 31,6250 in
Diameter luar (D_o)	: 32,0000 in
Tebal shell (t_s)	: 0,1875 in
Tinggi shell (L_s)	: 47,4375 in
Tebal tutup atas (t_{ha})	: 0,1875 in
Tinggi tutup atas (h_a)	: 5,3446 in
Tebal tutup bawah (t_{hb})	: 0,0625 in
Tinggi tutup bawah (h_b)	: 9,1291 in
Tinggi storage (H)	: 61,9112 in
Jumlah	: 1 buah

33. Fermentor (R-150)

A. Dasar Perencanaan

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pembentukan etanol dari glukosa.

Bejana : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished* & tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
<i>Allowable stress (f)</i>	: 12.650 lb/in ²
Tipe pengelasan	: <i>Double welded butt joint</i>
Faktor korosi (C)	: 1/16 in
Faktor pengelasan (E)	: 0,8
L/D	: 1,5
Kompisisi masuk	: 9.840,0148 Kg/jam = 21.693,297 lb/jam

Waktu tinggal	: 48 jam
Suhu operasi	: 30 °C
Tekanan operasi	: 1 atm = 14,696 psia

Spesifikasi Peralatan

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pembentukan etanol dari glukosa.

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished* & tutup bawah berbentuk *conical dished* dengan sudut puncak 120°

Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Volume Tangki (V_T)	: 3877,706 in ³
Diameter dalam (D_i)	: 155,6250 in
Diameter luar (D_o)	: 156,0000 in
Tebal shell (t_s)	: 0,1875 in
Tinggi shell (L_s)	: 233,4375 in
Tebal tutup atas (t_{ha})	: 0,1875 in
Tinggi tutup atas (h_a)	: 26,3006 in
Tebal tutup bawah (t_{hb})	: 0,0625 in
Tinggi tutup bawah (h_b)	: 44,9238 in
Tinggi storage (H)	: 304,6619 in
Jumlah	: 9 buah

35. Storage CO₂ (F-154)

Fungsi : Menampung gas CO₂ selama 7 hari

Type : *Spherical Storage Tank*

Data kondisi operasi :

Temperatur = 15 °C = 86 °F

Tekanan = 1 atm = 14,7 psi

Fase = gas

Direncanakan :

- Tangki berbentuk spherical
- Bahan konstruksi yang digunakan Carbon Steel 18 cr. 8Ni SA 167 Grade 3 Type 304 dengan $f = 18750$
- Jenis pengelasan Double welded Butt Joint ($E = 0,8$)
- faktor korosi $c = 1/16$ in

- $L/D = 1$

Spesifikasi peralatan :

Fungsi : Menampung gas CO₂ selama 7 hari
 Type : *Spherical Storage Tank*
 Bahan konstruksi : Carbon Steel 18 cr. 8Ni SA 167 Grade 3 Type 304
 Jenis pengelasan : *Double welded butt joint*
 Volume tangki : 698,752 m³
 Diameter tangki : 365,047 in
 P design : 0,23339 psig
 Tebal tangki : 0,1875 in

36. Pompa (L-161a)

A. Dasar Perancangan

Fungs : Untuk mengalirkan larutan dari fermentor ke beer still

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate massa : 9.840,0148 kg/jam = 21.693,523 lb/jam
 = 6,03 lb/s

Suhu operasi : 30 °C

Tekanan operasi : 1 atm

Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk mengalirkan larutan dari fermentor ke beer still

Dari perhitungan diatas, untuk penggunaan pompa maka dipilih pompa

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 50%

Daya pompa : 0,5 hp

Diameter dalam pip : 2,3230 in

Diameter luar pipa : 2,8750 in

Kapasitas pompa : 40,5821 gpm

Jumlah : 1 buah

37. Heater III (E-153)

Fungs : Untuk memanaskan larutan yang keluar dari fermentor

Tipe : *Shell and Tubes heat exchanger*

Rate massa : 9.840,0148 Kg/jam

Direncanakan :

- Bahan masuk pada annulus dengan suhu = 30 °C
- Bahan keluar dari annulus dengan suhu = 86,8 °C
- Steam masuk dan keluar dari pipa dengan $s_1 = 126$ °C
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft²°F

Spesifikasi alat :

Fungs : Untuk memanaskan larutan yang keluar dari fermentor

Tipe : Shell and Tube 1-2

Bahan Konstruk : *Carbon Steel SA 53 Grade B*

Kapasitas : 9.840,0148 Kg/jam

Rate Steam : 205,1910 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 13 1/4 in

Jarak antar *baffle* = 3 in

Bagian Tube

Jumlah Tube = 66 buah

Diameter luar (do) = 1 in

Diameter dalam (di) = 0,87 in

Diameter ekivalen (de) = 0,72 in

Jumlah = 1 buah

38. Beer Still (D-160)

Untuk Beer Still dapat dilihat pada BAB VI ALAT UTAMA yang disusun oleh :
Ima Rohmawati (07.14.025)

39. Kondensor I (E-163)

Fungs : Untuk mengembunkan uap yang keluar dari beer still

Type : *Horizontal condenser*

Bahan : SA-213 Grade TP304

Ketetapan :

Rd gabungan : 0,003

ΔP aliran air : 10 psi

ΔP aliran uap : 2 psi

Pipa yang digunakan 1 in OD 16 BWG c 12 ft susunan segiempat

Dari neraca massa dan panas :

Suhu air masuk (t_1) : 30 °C = 86 °F

Suhu air keluar (t_2) : 55 °C = 131 °F

Suhu bahan masuk (T_1) : 84 °C = 183 °F

Suhu bahan keluar (T_2) : 91,4 °C = 197 °F

Jenis aliran : *Counter current*

Spesifikasi alat :

Fungs : Untuk mengembunkan uap yang keluar dari beer still

Type : *Horizontal condenser*

Bahan : SA-213 Grade TP304

Kapasitas : 2.074,1083 Kg/jam

Rate air : 1.071,1539 Kg/jam

Jumlah hair pin : 1 buah

Diameter luar pipa : 1,66 in

Diameter dalam pip : 1,38 in

Panjang : 480 ft

40. Accumulator (F - 164)

Fungs : Sebagai tangki penampung sementara etanol pada beer still.

Type : Horizontal vessel (tangki silinder yang dipasang horizontal dengan kedua ujungnya berbentuk standart dish).

Dasar perencanaan :

- Bahan konstruksi = SA-167 Grade 3 Type 304

- Allowable stress (f) = 18750

- Tipe pengelasan = *double welded butt joint*

E = 0,8

- Faktor korosi (C) = 1/16 in = 0,0625 in

- L/D = 3,0

- Waktu tinggal = 10 menit = 0,17 jam
- Temperatur = 80,5 °C = 353,68 K
- Tekanan = 1,0 atm = 14,70 psia

Jumlah : 1 buah

Diketahui : - Massa : = 7992,08 kg/jam = 17619,3 lb/jam
 - densitas = 930,79 Kg/m³ = 58,1071 lb/ft³

Spesifikasi Peralatan

Fungs : Sebagai tangki penampung sementara etanol pada beer still.

Type : Horizontal vessel (tangki silinder yang dipasang horizontal dengan kedua ujungnya berbentuk standart dished).

- Waktu tinggal : 10 menit
- Spesifikasi tangki.
 - a. Bahan : SA-167 Grade 3 Type 304
 - b. Volume tangki (V_T) = 109160,802 in³
 - c. Luas tangki (A) = 996,7830 in²
 - d. Diameter dalam tangki (D_i) = 35,6250 in
 - e. Diameter luar tangki (D_o) = 36,0000 in
 - f. Tebal tangki (t_s) = 0,1875 in
 - g. Tinggi silinder (L_s) = 106,875 in
 - h. Tebal tutup ($t_{ha} = t_{hb}$) = 0,1875 in
 - i. Ttinggi tutup ($h_a = h_b$) = 6,0206 in
 - j. Tinggi storage (H) = 115,788 in

41. Reboiler (E-165)

Fungs : Menguapkan kembali hasil bawah dari beer still

Type : *Kettle reboiler*

Bahan : SA-213 *Grade* TP304

Ketetapan :

Rd gabungan : 0,003

ΔP aliran steam : 2 psi

ΔP aliran uap diabaikan

Pipa yang digunakan 1 in OD 16 BWG dengan L = 12 ft susunan segitiga

Dari neraca massa dan panas :

Suhu feed masuk (t_1) : 88,7629 °C = 191,773 °F
 Suhu feed keluar (t_2) : 88,697 °C = 191,655 °F
 Suhu uap masuk (T_1) : 126 °C = 258,80 °F
 Suhu uap keluar (T_2) : 126 °C = 258,80 °F
 Jenis aliran : Counter current

Spesifikasi alat :

Fungs : Menguapkan kembali hasil bawah dari beer still

Type : *Kettle reboiler*

Bahan : SA-213 Grade TP304

Kapasitas : 6.690,3661 Kg/jam

Rate air : 1.071,1539 Kg/jam

Jumlah hair pin : 14 buah

Diameter luar pipa : 1,00 in

Diameter dalam pipa : 0,87 in

Panjang : 20 ft

42. Pompa (L-171)

A. Dasar Perancangan

Fungs : Untuk mengalirkan destilat dari beer still ke rectifying coloum

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate massa : 8.764,474 kg/jam = 19.322,362 lb/jam = 5,37 lb/s

Suhu operasi : 91,4 °C

Tekanan operasi : 1 atm

B. Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk mengalirkan destilat dari beer still ke rectifying coloum

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 43%

Daya pompa : 1,5 hp

Diameter dalam pipa : 3,0680 in

Diameter luar pipa : 3,5000 in

Kapasitas pompa : 89,1845 gpm

Bahan konstruksi : *Commercial steel*
 Jumlah : 1 buah

43. Rectifying Coloum (D-170)

Untuk Beer Still dapat dilihat pada BAB VI ALAT UTAMA yang disusun oleh :
 Silma Silviana K. (07.14.024)

44. Kondensor (E-172)

Fungs : Untuk mengembungkan uap yang keluar dari rectifying coloum

Type : *Horizontal condenser*

Bahan : *SA-213 Grade TP304*

Ketetapan :

Rd gabungan : 0,003

ΔP aliran air : 10 psi

ΔP aliran uap : 2 psi

Pipa yang digunakan 3/4 in OD 16 BWG dengan L = 12 ft susunan segiempat

Dari neraca massa dan panas :

Suhu air masuk (t_1) : 30 °C = 86 °F

Suhu air keluar (t_2) : 55 °C = 131 °F

Suhu uap masuk (T_1) : 81,7 °C = 179 °F

Suhu uap keluar (T_2) : 79,98 °C = 176 °F

Jenis aliran : *Counter current*

1. Neraca massa dan panas

M bahan : 1.100,0801 kg/jam = 2.425,2619 lb/jam

m pendingin : 408,0404 kg/jam = 899,5752 lb/jam

Qc : 10.201,0090 kkal/jam = 40.454,5092 Btu/jam

Spesifikasi alat :

Fungs : Untuk mengembungkan uap yang keluar dari rectifying coloum

Type : *Horizontal condenser*

Bahan : *SA-213 Grade TP304*

Kapasitas : 1.100,0801 Kg/jam

Rate air : 408,0404 Kg/jam

Jumlah hair pin : 1 buah

Diameter luar pipa : 1,66 in
 Diameter dalam pip : 1,38 in
 Panjang : 40 ft

45. Accumulator (F - 173)

Fungs : Sebagai tangki penampung sementara etanol pada rectifying coloum

Type : Horizontal vessel (tangki silinder yang dipasang horizontal dengan kedua ujungnya berbentuk standart dished).

Dasar perencanaan :

- Bahan konstruksi = SA-167 Grade 3 Type 304
- Allowable stress (f) = 18.750
- Tipe pengelasan = double welded butt joint
E = 0,8
- Faktor korosi (C) = 1/16 in = 0,0625 in
- L/D = 3,0
- Waktu tinggal = 10 menit = 0,17 jam
- Tekanan = 1,0 atrr = 14,70 psia

Jumlah : 1 buah

Diketahui : - Massa : = 1100,1 kg/jam = 2425,2 lb/jam
 - densitas = 432,7 Kg/m³ = 27,0134 lb/ft³

Spesifikasi Peralatan

Fungs : Sebagai tangki penampung sementara etanol pada rectifying coloum

Type : Horizontal vessel (tangki silinder yang dipasang horizontal dengan kedua ujungnya berbentuk standart dished).

Waktu tinggal : 10 menit

Spesifikasi tangki.

- a. Bahan : SA-167 Grade 3 Type 304
- b. Volume tangki (V_T) = 32.320,734 in³
- c. Luas tangki (A) = 515,726 in²
- d. Diameter dalam tangki (D_i) = 25,6250 in
- e. Diameter luar tangki (D_o) = 26,0000 in
- f. Tebal tangki (t_s) = 0,1875 in
- g. Tinggi silinder (L_s) = 76,8750 in

- h. Tebal tutup ($t_{ha} = t_{hb}$) = 0,1875 in
 i. Tinggi tutup ($h_a = h_b$) = 4,3306 in
 j. Tinggi storage (H) = 85,7880 in

46. Reboiler (E-174)

Fungs : Menguapkan kembali hasil bawah dari rectifying coloum

Type : *Kettle reboiler*

Bahan : *SA-213 Grade TP304*

Ketetapan :

Rd gabungan : 0,003

ΔP aliran steam : 2 psi

ΔP aliran uap diabaikan

Pipa yang digunakan 3/4 in OD 16 BWG dengan L = 12 ft susunan segitiga

Dari neraca massa dan panas :

Suhu feed masuk (t_1) : 99,97 °C = 211,9 °F

Suhu feed keluar (t_2) : 99,99 °C = 212,0 °F

Suhu uap masuk (T_1) : 126 °C = 259 °F

Suhu uap keluar (T_2) : 126 °C = 259 °F

Jenis aliran : Counter current

Neraca massa dan panas

M bahan : 974,0282 kg/jam = 2.147,3649 lb/jam

m pendingin : 408,0404 kg/jam = 899,5752 lb/jam

Qc : 10.201,009 kkal/jam = 40.454,5092 Btu/jam

Spesifikasi alat :

Fungs : Menguapkan kembali hasil bawah dari rectifying coloum

Type : *Kettle reboiler*

Bahan : *SA-213 Grade TP304*

Kapasitas : 974,0282 Kg/jam

Rate air : 408,0404 Kg/jam

Jumlah hair pin : 20 buah

Diameter luar pipa : 1,00 in

Diameter dalam pipa : 0,87 in

Panjang : 12 ft

47. Heater IV (E-175)

Fungs : Untuk memanaskan larutan yang keluar dari rectifying coloum

Tipe : *Shell and Tubes heat exchanger*

Rate massa : 1.100,0801 Kg/jam

Direncanakan :

- Bahan masuk pada annulus dengan suhu = 79,98 °C
- Bahan keluar dari annulus dengan suhu = 120 °C
- Steam masuk dan keluar dari pipa dengan $s_1 = 126$ °C
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,001 BTU/jam ft²°F

Spesifikasi alat :

Fungs : Untuk memanaskan larutan yang keluar dari rectifying coloum

Tipe : Shell and Tube 1-2

Bahan Konstruk : *Carbon Steel SA 53 Grade B*

Kapasitas : 1.100,0801 Kg/jam

Rate Steam : 982,4317 Kg/jam

Bagian Shell

Diameter dalam (IDs) = 8 in

Jarak antar *baffle* = 2 in

Bagian Tube

Jumlah Tube = 16 buah

Diameter luar (do) = 1 in

Diameter dalam (di) = 0,87 in

Diameter ekivalen (de) = 0,72 in

Jumlah = 1 buah

48. Molecular Sieve (D-180)

Fungs : Untuk memurnikan ethanol yang keluar dari rectifying coloum

Type : *fixed bed adsorber*

A. Dasar Perancangan :

Laju alir massa etanol masuk = 1046,53 kg/jam

Laju alir massa air masuk = 53,555 kg/jam

Total laju alir campuran masuk = 1100,08 kg/jam

laju alir massa etanol yang keluar = 1046,42 kg/jam

laju alir massa air yang keluar	=	52,5075	kg/jam
Tekanan operasi	=	1	atm
Temperatur masuk	=	120	°C

Spesifikasi Peralatan :

Fungsi : Untuk memurnikan ethanol yang keluar dari rectifying coloum

Type : fixed bed adsorber

Volume bahan	:	1100,08	kg/jam
Volume bed	:	0,01954	m ³
Kebutuhan adsorben	:	13,2844	kg
Jenis adsorben	:	Zcolit	
Ukuran adsorben	:	Zcolit 3-A	
Diameter zeolit	:	1,6	mm
Bentuk	:	Pellet	
Bulk density	:	0,68	kg/L

49. Cooler (E-183)

Fungsi : Mendinginkan campuran dari molecular sieve hingga suhu 31°C.

Type : *Shell and tube heat exchanger*

Asumsi :

- Ukuran tube : 1 " OD 14 BWG panjang 16 ft
- Susunan tube : Segitiga
- Pitch : 1 1/4 "
- Faktor kekotoran (Rd) minimal = 0,004 BTU/jam ft² °F
- D_{PT} max 10 psi

Diketahui :

- Suhu bahan masuk shell = 70,5 °C = 158,87 °F
- Suhu bahan keluar shell = 31,00 °C = 87,80 °F
- Suhu air masuk tube = 30 °C = 86,00 °F
- suhu air keluar tube = 45 °C = 113,00 °F

Perhitungan neraca massa dan neraca panas :

- Rate bahan = 1.047,4680 Kg/jam
= 2.309,2327 Lbm/jam
- Air pendingin = 783,3438 Kg/jam

$$= 1.726,9484 \text{ Lbm/jam}$$

Spesifikasi alat :

Fungs : Mendinginkan campuran dari molecular sieve hingga suhu 31°C.

Type : *Shell and tube heat exchanger*

Bahan : SA-213 Grade TP304

Kapasitas : 1.047,4680 Kg/jam

Rate air : 783,3438 Kg/jam

Diameter luar pipa : 1,00 in

Diameter dalam pipa : 0,83 in

Panjang : 12 ft

50. Pompa (L-181a)**A. Dasar Perancangan**

Fungs : Untuk mengalirkan etanol dari molecular sieve ke storage etanol

Tipe : *Centrifugal Pump*

Rate massa : 1.100,08 kg/jam = 2.425,3 lb/jam = 0,67 lb/s

Tekanan operasi : 1 atm

B. Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk mengalirkan etanol dari molecular sieve ke storage etanol

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah stage : *Single stage*

Kecepatan putaran : 3500 rpm

Effisiensi : 18%

Daya pompa : 0,5 hp

Diameter dalam pipa : 0,9570 in

Diameter luar pipa : 1,3150 in

Kapasitas pompa : 6,0603 gpm

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 1 buah

51. Storage Bioetanol (F-183)**A. Dasar Perancangan**

Fungs : Untuk menampung produk utama bioetanol selama 7 hari

Tipe : tangki vertikal dengan tutup atas dan tutup bawah *standard dished*

Bahan konstruksi	: HAS SA-240 Grade M type 316
Allowable stress	: 18.750
Jenis pengelasan	: Double Welded butt joint (E-0,8)
Faktor korosi (C)	: $1/16 = 0,0625$ in
Volume liquid	: 80% volume total
Ls/D	: 1,5
Kapasitas	: 1.047,4680 kg/jam = 2.309,2720 lb/jam
Suhu	: 30,4 °C
Tekanan operasi	: 1 atm = 14,7 psia

Spesifikasi Peralatan

Fungs : Untuk menampung produk utama bioetanol selama 7 hari

Tipe : tangki vertikal dengan tutup atas dan tutup bawah standard dished

Bahan Konstruksi	: HAS SA-240 Grade M Type 316
Volume Tangki (V_T)	: 17.008,691 in ³
Diameter dalam (D_i)	: 227,6250 in
Diameter luar (D_o)	: 228,0000 in
Tebal <i>shell</i> (t_s)	: 0,1875 in
Tinggi <i>shell</i> (L_s)	: 341,4375 in
Tebal tutup atas ($t_{ha}=thb$)	: 0,1875 in
Tinggi tutup atas ($ha=hb$)	: 38,4686 in
Tinggi (H)	: 418,3748 in
Jumlah	: 2 buah

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Oleh	:	Fransisca Rosalia Sriyogias P.
NIM	:	07.14.022
Nama Alat	:	Reaktor Liquifikasi
Kode Alat	:	R - 120
Fungsi	:	Memecahkan pati menjadi maltosa dan dekstrin.
Type	:	Bejana tegak dengan bagian badan berbentuk silinder dengan tutup atas berbentuk standard dished dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut puncak 120° dan dilengkapi dengan coil pemanas dan pengaduk.
Kondisi Operasi	:	Tekanan : 1 atm
	:	Temperatur : $95^\circ\text{C} = 203^\circ\text{F}$
	:	Fase : liquid - liquid

6.1. Dasar Perencanaan

Karena reaksi yang terjadi di dalam reaktor liquifikasi ini adalah reaksi endoterm, yaitu reaksi yang membutuhkan panas, maka reaktor ini dilengkapi dengan coil pemanas. Untuk mengontrol kondisi operasi agar tetap pada kondisi yang ditentukan, maka perlu dipasang instrument yang meliputi level control dan temperature control.

Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
<i>Allowable stress (f)</i>	:	12650 lb/in ²
Type pengelasan	:	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Faktor korosi (C)	:	1/16 in
Faktor pengelasan (E)	:	0,8
L/D	:	1,5
Kapasitas masuk	:	9.128,4811 Kg/jam = 20.124,6495 lb/jam
Waktu operasi	:	120 menit
Suhu operasi	:	$95^\circ\text{C} = 203^\circ\text{F}$
Tekanan operasi	:	1 atm = 14,696 psia

6.2. Rancangan Dimensi Reactor

A. Menentukan Volume Larutan (V_L)

- a. Menentukan fraksi mol, densitas, viskositas dan C_p campuran

Data viskositas dan densitas diperoleh dari Perry's 7th edition, 1997, Nilai densitas dihitung dengan estimasi Hankinson-Brost-Thompson Method dan nilai Viskositas dihitung dengan estimasi Letsou-Stiel Method, sedangkan data C_p didapat dari Hougen 2nd edition dan Perry 7th edition, maka :

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	s.g	ρ (Kg/L)	C_p (kKal/kg°C)
Lain-lain	273,6918	0,0300	0,94	0,0282	0,0010
Pati	2.345,6204	0,2570	1,54	0,3957	0,0822
Ca(OH) ₂	5,4196	0,0006	2,2	0,0013	0,0001
α -amilase	90,3273	0,0099	1,25	0,0124	0,00003
Air	6.413,4219	0,7026	1	0,7026	0,7026
Total	9128,4811	1,0000	6,93	1,1401	0,7859

$$\text{Densitas campuran} = 1140,1437 \text{ Kg/m}^3 = 71,1767 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Densitas air pada suhu } 30^\circ = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas air pada suhu } 30^\circ = 0,0008 \text{ kg/m.s}$$

$$\frac{\rho \text{ air } 30^\circ}{\rho \text{ campuran}} = \frac{\mu \text{ air } 30^\circ}{\mu \text{ campuran}}$$

$$\frac{995,68}{1140,1437} = \frac{0,0008}{\mu \text{ campuran}}$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,0009 \text{ kg/m.s} = 0,0006 \text{ lb/ft.s}$$

$$= 2,22 \text{ lb/ft.jam}$$

$$C_p \text{ Campuran} = 0,7859 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} = 0,7859 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

♣ Menentukan *Rate Volumetric*

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetric} &= \frac{\text{Rate Feed masuk}}{\text{Densitas Campuran}} \\
 &= \frac{20.124,6495 \text{ lbm/jam}}{71,1767 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 282,7422 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

♣ Menentukan Volume Larutan

Volume larutan dalam tangki per 120 menit waktu operasi

$$\begin{aligned}
 &= 282,7422 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam} = 565,4843 \text{ ft}^3 \\
 &= 4.230,3884 \text{ galon}
 \end{aligned}$$

B. Menentukan Volume Tangki (V_T)

Campuran Feed pada silinder mengisi 80% dari volume total silinder sehingga volume ruang kosong sebesar 20% dan volume coil dan pengaduk 10% volume liquid.

$$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{liquid}} + V_{\text{coil \& pengaduk}}$$

$$V_T = 20\% V_T + 565,4843 \text{ ft}^3 + (10\% \times 565,4843)$$

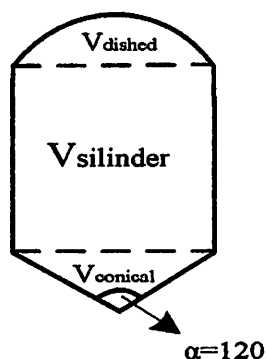
$$80\% V_T = 622,0328 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 777,5410 \text{ ft}^3 = 22,0176 \text{ m}^3$$

C. Menentukan Diameter Tangki (D_T)

Perbandingan tinggi silinder (L_s) dengan diameter tangki (D_T) adalah

$$L_s/D_T = 1,5 \quad \text{(Ulrich, 1984)}$$



$$V_{\text{Total}} = V_{\text{conical}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{dished}}$$

$$V_{\text{total}} = \frac{\pi \cdot di^3}{24 \operatorname{tg} 1/2 \alpha} + \frac{\pi \cdot di^2 \cdot Ls}{4} + 0,0847 di^3$$

dimana α dari *conical dished* = 120°

$$\tan 1/2 \alpha = 1,7321$$

$$777,5410 = \frac{\pi \cdot di^3}{24 \operatorname{tg} 60} + \frac{\pi \cdot di^2 \cdot (1,5 di)}{4} + 0,0847 di^3$$

$$777,5410 = 0,076 di^3 + 1,178 di^3 + 0,0847 di^3$$

$$777,5410 = 1,3377 di^3$$

$$di^3 = 581,2362 \text{ ft}^3$$

$$di = 8,3455 \text{ ft} = 2,5437 \text{ m} = 100,1457 \text{ in}$$

D. Menentukan Tinggi Silinder yang Terisi Liquida (Lls)

$$V_{\text{liquid}} = V_{\text{conical}} + V_{\text{silinder}}$$

$$V_{\text{liquid}} = \frac{\pi \cdot di^3}{24 \operatorname{tg} 60} + \frac{\pi \cdot di^2 \cdot Lls}{4}$$

$$565,4843 \text{ ft}^3 = 43,90466 + 54,6728127 Lls$$

$$Lls = 9,5400 \text{ ft} = 2,9078 \text{ m} = 114,4814 \text{ in}$$

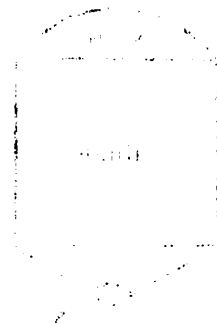
E. Menghitung Volume Liquida dalam Shell

$$V_{\text{liquid dalam shell}} = V_{\text{liquid}} - V_{\text{conical}}$$

$$V_{\text{liquid dalam shell}} = 565,4843 - \frac{\pi \cdot di^3}{24 \operatorname{tg} 60}$$

$$= 565,4843 - 43,9046604$$

$$= 521,5797 \text{ ft}^3$$



F. Menentukan Tebal Silinder (t_s)

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi dari liquid itu sendiri, maka dasar perancangannya pada

tekanan 1 atm = 14,696 psia

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{(\rho \times g \times L_{\text{ls}})}{144 \times 32,174} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{71,1767 \text{ lb/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/s}^2 \times 9,5400 \text{ ft}}{144 \times 32,174}$$

$$= 4,7155 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_i = 4,7155 + 14,696 = 14,696$$

$$P_i = 4,7155 \text{ psig}$$

Tekanan operasi tangki sudah didapatkan maka tebal silinder dapat dirancang di mana dasar perancangannya adalah sebagai berikut :

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Allowable stress (f) : 12650 lb/in²

Faktor pengelasan (E) : 0,8

Faktor korosi (C) : 1/16 in

$$t_s = \frac{P_i \times d_i}{2(f \times E - 0,6 \times P_i)} + C$$

$$= \frac{4,72 \times 100,1457}{2 \left[12650 \times 0,8 - 0,6 \times 4,72 \right]} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0858 \times \frac{16}{16} = \frac{1,37}{16} \approx \frac{2}{16}$$

$$\approx \frac{3}{16} = 0,1875$$

G. Menentukan Standarisasi Do

♣ Standarisasi Do

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ts} \\ &= 100,1457 + 2 \left| \frac{3}{16} \right| \\ &= 100,5207 \text{ in} = 101 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan pendekatan keatas pada tabel 5-7 Brownell diambil harga OD

$$= 102 \text{ in, sehingga didapatkan :}$$

$$* \text{icr} = 6 \frac{1}{8} \quad * \text{sf} = 2 \text{ in}$$

♣ Menentukan harga di baru

$$d_i = \text{Do} - 2 \cdot \text{ts} = 102 - 2(3/16) = 101,63 \text{ in} = 8,47 \text{ ft}$$

♣ Pengecekan perbandingan Ls/Di

$$V_{\text{total}} = \frac{\pi \cdot d_i^3}{24 \text{ tg} 1/2 \alpha} + \frac{\pi \cdot d_i^2 \cdot L_s}{4} + 0,0847 d_i^3$$

$$777,5410 = 45,8792 + 56,2999854 L_s + 51,44478$$

$$L_s = 12,0820 \text{ ft} = 144,984118 \text{ in}$$

$$\frac{L_s}{D_i} = \frac{12,0820}{8,47} = 1,43 < 1,5 \quad (\text{memenuhi syarat})$$

H. Menentukan Tinggi Tangki (H)

$$H = h_a + h_b + L_s$$

Dimana : H = tinggi tangki storage (ft)

h_a = tinggi tutup atas *standard dished head* (ft)

h_b = tinggi tutup bawah *conical* (ft)

L_s = tinggi silinder (ft)

Rumus h_a untuk *standard dished* adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} h_a &= 0,169 D_i \\ &= 0,169 \times 101,625 = 17,174625 \text{ in} \end{aligned}$$

Rumus h_b untuk *conical dished* adalah sebagai berikut :

$$h_b = \frac{0,5 D_i}{\tan 0,5 (\alpha)}$$

$$= \frac{0,5 \times 101,625}{\tan 0,5 (120)} = 29,3366 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas maka didapatkan tinggi tangki sebesar :

$$H = h_a + h_b + L_s$$

$$= 17,1746 + 29,3366 + 144,9841$$

$$= 191,4954 \text{ in} = 4,8639921 \text{ m}$$

I. Menentukan tebal tutup atas

Untuk tutup atas berbentuk *standard dished* maka :

$$r = \frac{d_{i_{baru}}}{2} = 101,63$$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P_i \times r}{(f \times E - 0,1 \times P_i)} + C$$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times 4,7155 \times 101,63}{12650 \times 0,8 - 0,1 \times 4,7155} + \frac{1}{16}$$

$$t_{ha} = 0,1044 \times \frac{16}{16} = \frac{0,10}{16} \text{ in} \approx \frac{1}{16}$$

$$\approx \frac{3}{16} \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

J. Menentukan tebal tutup bawah

Untuk tutup bawah berbentuk *conical* maka :

$$d_i = d_e = 101,6 \text{ in}$$

$$\alpha = 120^\circ, \quad 1/2 \alpha = 60^\circ \quad \cos 60^\circ = 0,5$$

$$t_{hb} = \frac{P_i \times d_e}{2(f \times E - 0,1 \times P_i) \cos 1/2 \alpha} + C$$

$$\begin{aligned}
 thb &= \frac{4,72 \times 101,63}{2 \left[12650 \times 0,8 - 0,1 \times 4,72 \cos 60 \right]} + \frac{1}{16} \\
 thb &= 0,1099 \times \frac{16}{16} = \frac{1,76}{16} \text{ in} \approx \frac{2}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \\
 &= 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, diperoleh kesimpulan untuk perancangan dimensi reaktor :

Bahan Konstruksi	=	Carbon Steel SA-283 grade C
Allowable stress (f)	=	12650 lb/in ²
Faktor pengelasan (E)	=	0,8 ha = 17,1746 in
Faktor korosi (C)	=	1/16 in thb = 3/16 in
Do	=	102 in hb = 29,336624 in
Di	=	101,63 in H = 191,4954 in
Ls	=	144,9841 in r = 101,6250 in
ts	=	3/16 in icr = 6 1/8 in
tha	=	3/16 in sf = 2 in

6.3. Perancangan Pengaduk

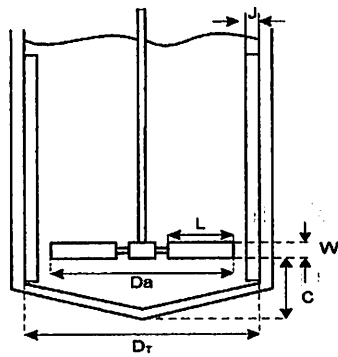
♣ Menentukan jenis pengaduk

Dari hal 144 Geankoplis dan G.G. Brown hal. 507 didapatkan data untuk pengaduk yang digunakan, yaitu adalah jenis *paddle with 4 blades*.

Data-data untuk perbandingan geometris standart sistem pengadukan diambil dari

Geankoplis, tabel 3.4-1 hal 144 adalah :

Da/Dt	=	0,3 - 0,5	diambil	=	0,4
W/Da	=	1/5	=	0,2	
L/Da	=	1/4	=	0,25	
C/Dt	=	1/3	=	0,333	
J/Dt	=	1/12	=	0,083	



Dimana: D_t = diameter dalam tangki
 D_a = diameter *impeller* (pengaduk)
 W = lebar pengaduk
 L = panjang blade pengaduk
 C = tinggi *impeller* dari dasar tangki
 J = Lebar baffle

Gambar 6.1. Penampang pengaduk

♣ Menentukan diameter pengaduk

$$D_a/D_t = 0,4$$

$$D_a = 0,4 \times D_t$$

$$= 0,4 \times 8,47 \text{ ft} = 3,3875 \text{ ft}$$

$$= 1,0325 \text{ m} = 40,65 \text{ in}$$

♣ Menentukan lebar pengaduk

$$W/D_a = 1/5$$

$$W = 1/5 \times D_a$$

$$= 1/5 \times 3,388 \text{ ft} = 0,678 \text{ ft}$$

$$= 0,2065 \text{ m} = 8,13 \text{ in}$$

♣ Menentukan panjang pengaduk

$$L/D_a = 1/4$$

$$L = 1/4 \times D_a$$

$$= 1/4 \times 3,388 \text{ ft} = 0,847 \text{ ft}$$

$$= 0,2581 \text{ m} = 10,163 \text{ in}$$

♣ Menentukan tinggi pengaduk dari dasar tangki

$$C/D_t = 1/3$$

$$C = 1/3 \times D_t$$

$$= 1/3 \times 8,5 \text{ ft}$$

$$= 2,823 \text{ ft} = 0,8604 \text{ m}$$

♣ Menentukan tebal baffle

$$J/Dt = 1/12$$

$$J = 1/12 \times Dt$$

$$J = 1/12 \times 8,5 \text{ ft} = 0,7057 \text{ ft}$$

$$J = 0,2151 \text{ m} = 8,46875 \text{ in}$$

♣ Menentukan jumlah pengaduk

$$N_p = \frac{L_{ls}}{2 \cdot Da^2} = \frac{12,0820}{2 \times |3,3875|^2} = 0,5264 \approx 1 \text{ buah}$$

♣ Menentukan daya pengaduk

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5}{gc}$$

$$N_{Re} = \frac{N \times Da^2 \times \rho}{\mu} \quad \text{(Geankoplis, 1997)}$$

Dimana : P = Daya pengaduk (lbf.ft/dt)

Np = Number Power

N = putaran pengaduk, ditetapkan 100 rpm = 1,6667 rps

Da = diameter impeler (ft)

ρ = densitas reaktan (lb/ft³)

μ = viscositas bahan masuk (lb/ft.s)

$$N_{Re} = \frac{N \times Da^2 \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{1,667 \times 11,48 \times 71,1767}{0,0006}$$

$$= 2.211.390,42 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari fig. 477, hal 507 G.G. Brown didapatkan $Po = N_p = 0,85$ (kurva 16)

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5}{gc}$$

$$= \frac{0,9 \times 71,18 \times 4,63 \times 1446,0633}{32,174}$$

$$= 3883,241265 \text{ lb.ft/s} / 550 = 7,0604 \text{ Hp} \approx 7 \text{ Hp}$$

Jika efisiensi Motor = 65%

$$P = \frac{7}{0,65} = 10,8622 \approx 11 \text{ Hp}$$

♣ Menghitung poros pengaduk

1. Diameter poros

$$T = \frac{\pi \times S \times D^3}{16} \quad \text{(Hesse. 1945)}$$

Dimana :

$$T = \text{Momen putir} = \frac{(63025 \cdot H)}{N}$$

H = daya motor (lb.ft/s) = 11 Hp

N = Putaran pengaduk = 100 rpm

$$T = \frac{63025 \times 11}{100} = 6932,75$$

Dari Hesse, tabel 16-1 hal 457 untuk bahan Hot Rolled steel SAE 1020

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

S = maksimum design shering stress yang diijinkan

$$S = 20\% \times 36000 = 7200 \text{ lb/in}^2$$

Maka didiapatkan diameter poros pengaduk (D)

$$D = \left| \frac{16 \times T}{\pi \times S} \right|^{1/2} = \left| \frac{16 \times 6932,75}{3,14 \times 7200} \right|^{1/2}$$

$$D = 2,2150 \text{ in} = 0,0563 \text{ m}$$

2. Panjang Poros Pengaduk

$$L = h + i - Z_i$$

Dimana :

L = panjang pengaduk (ft)

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 174,3207 in

i = panjang poros diatas bejana tangki = 10,1625 in

C = jarak impeller dari dasar tangki = 33,8750 in

Jadi panjang poros pengaduk :

$$L = \left| 174,3207 + 10,1625 \right| - 33,8750$$

$$= 150,6082 \text{ in} = 3,8255 \text{ m} = 12,55069 \text{ ft}$$

Kesimpulan Untuk Pengaduk :

- Type = *Paddle with 4 blades.*
- Da = Diameter pengaduk = 3,3875 ft = 40,65 in
- C = Tinggi impeler dari dasar bejana = 33,8750 in
- W = Lebar pengaduk = 0,678 ft = 8,13 in
- L = Panjang impeler = 0,8469 ft = 10,163 in
- J = Tebal baffle = 0,7057 ft = 8,4688 in
- N_p = Jumlah pengaduk = 1 buah
- Daya = 11 Hp
- Diameter poros pengaduk = 2,2150 in
- Panjang poros pengaduk = 150,6082 in

6.4. Perhitungan Nozzle

Perencanaan :

♣ Nozzle pada tutup atas standard dished

⇒ Nozzle untuk pemasukan bahan

⇒ Nozzle untuk pemasukan enzim α - amylase

⇒ Nozzle untuk pemasukan Ca(OH)₂

- ♣ Nozzle pada silinder reaktor
 - ⇒ Nozzle untuk pemasukan coil steam
 - ⇒ Nozzle untuk pengeluaran steam condensate
- ♣ Nozzle pada tutup bawah conical
 - ⇒ Nozzle untuk pengeluaran produk
- ♣ Digunakan flange standard type Welding-Neck pada :
 - ⇒ Nozzle untuk pemasukan bahan
 - ⇒ Nozzle untuk pemasukan coil steam
 - ⇒ Nozzle untuk pengeluaran produk
 - ⇒ Nozzle untuk pengeluaran steam condensate
 - ⇒ Nozzle untuk pemasukan enzim α - amylase
 - ⇒ Nozzle untuk pemasukan $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Perhitungan Nozzle

- ♣ Nozzle pemasukan bahan dari mixer

Bahan Masuk : 9.032,7341 kg/jam = 20124,6495 lb/jam

Menghitung ρ campuran bahan masuk dari mixer:

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	s.g	ρ (Kg/L)
Lain-lain	273,6918	0,0303	0,9400	0,0285
Pati	2.345,6204	0,2597	1,5400	0,3999
Air	6.413,4219	0,7100	1,0000	0,7100
Total	9032,7341	1,0000	3,4800	1,1384

$$\text{Densitas Campuran} = \frac{1138 \text{ Kg/m}^3}{3,48} = 71,0684 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{20124,6495 \text{ lb/jam}}{71,0684 \text{ lb/ft}^3} = 283,1729557 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,078659 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Di opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,07865915)^{0,45} \times (71,0684)^{0,13}$$

$$= 2,1621 \text{ in}$$

Dari Geankoplis App. A.5 halaman 892, maka dipilih pipa 2 1/2 in sch 40 dengan ukuran :

$$D_i = 2,469 \text{ in}$$

$$D_o = 2,875 \text{ in}$$

$$A = 0,03322 \text{ ft}^2$$

♣ Nozzle pemasukan enzim α - amylase

$$\alpha \text{ - amylase masuk} = 90,3273 \text{ kg/jam} = 199,1357 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \alpha \text{ - amylase} = 1,25 \text{ kg/L} = 1250 \text{ kg/m}^3$$

$$= 78,0348 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{199,1357 \text{ lb/jam}}{78,0348 \text{ lb/ft}^3} = 2,551884 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0007089 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_i \text{ opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,00070886)^{0,45} \times (78,0348)^{0,13}$$

$$= 0,2629 \text{ in} \approx 0,5 \text{ in}$$

Dari Geankoplis App. A.5 halaman 892, maka dipilih pipa 1/2 in sch 40 dengan ukuran :

$$D_i = 0,622 \text{ in} \quad D_o = 0,84 \text{ in} \quad A = 0,00211 \text{ ft}^2$$

♣ Nozzle pemasukan $\text{Ca}(\text{OH})_2$

$$\text{Ca}(\text{OH})_2 \text{ masuk} = 5,4196 \text{ kg/jam} = 11,9481 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{Ca}(\text{OH})_2 = 2,2 \text{ kg/L} = 2200 \text{ kg/m}^3 = 137,3412 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{11,9481 \text{ lb/jam}}{137,3412 \text{ lb/ft}^3} = 0,0870 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,000024 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_i \text{ opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,000024)^{0,45} \times (137,3412)^{0,13}$$

$$= 0,0619 \text{ in}$$

Dari Geankoplis App. A.5 halaman 892, maka dipilih pipa 1/2 in sch 40 dengan ukuran :

$$D_i = 0,622 \text{ in}$$

$$D_o = 0,84 \text{ in}$$

$$A = 0,00211 \text{ ft}^2$$

♣ Nozzle pemasukan dan pengeluaran coil pemanas

$$\text{Rate steam masuk} = 224,9118 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ steam} = 938,9878 \text{ kg/m}^3 = 58,6190 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{224,9118 \text{ lb/jam}}{58,6190 \text{ lb/ft}^3} = 3,8368 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,001066 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_i \text{ opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,001066)^{0,45} \times (58,6190)^{0,13}$$

$$= 0,3043 \text{ in}$$

Dari Geankoplis App. A.5 halaman 892, maka dipilih pipa 1/2 in sch 40 dengan ukuran:

$$D_i = 0,622 \text{ in}$$

$$D_o = 0,84 \text{ in}$$

$$A = 0,00211 \text{ ft}^2$$

♣ Nozzle pengeluaran produk

$$\text{Bahan keluar} = 9128,4811 \text{ kg/jam} = 20124,6495 \text{ lb/jam}$$

Menghitung ρ campuran bahan keluar dari reaktor gelatinasi :

Komposisi	Berat (Kg/jam)	Fraksi	s.g	ρ (Kg/L)
Lain-lain	273,6918	0,0300	0,9400	0,0282
Maltosa	1.634,1155	0,1790	1,5400	0,2757
Dekstrin	797,5109	0,0874	1,0380	0,0907
Air	6.327,4158	0,6932	1,0000	0,6932
Ca(OH) ₂	5,4196	0,0006	2,2000	0,0013
α - amylase	90,3273	0,0099	1,2500	0,0124
Total	9128,4811	1,0000	3,5180	1,0890

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ bahan keluar} &= 1,0890 \text{ kg/L} = 1089 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 67,9842 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{20124,6495 \text{ lb/jam}}{67,9842 \text{ lb/ft}^3} = 296,0194 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0822276 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{Di opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (0,0822276)^{0,45} \times (67,9842)^{0,13} \\
 &= 2,1930 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Geankoplis App. A.5 halaman 892, maka dipilih pipa 2 1/2 in sch 40 dengan ukuran :

$$D_i = 2,469 \text{ in}$$

$$D_o = 2,875 \text{ in}$$

$$A = 0,03322 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan fig. 12.2 Brownell & Young, Hal. 221, didapatkan dimensi flange untuk semua nozzle di mana flange yang digunakan adalah flange standard welding - neck.

Keterangan :

Nozzle A = Nozzle pemasukan larutan dari mixer

Nozzle B = Nozzle pemasukan enzim α - amylase

Nozzle C = Nozzle pemasukan $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Nozzle D = Nozzle pemasukan dan pengeluaran steam pemanas

Nozzle E = Nozzle pengeluaran produk

NPS = Ukuran Nominal pipa (in)

A = Diameter luar flange (in)

T = Ketebalan minimum flange (in)

R = Diameter luar bagian lubang yang menonjol (in)

E = Diameter hub pada alas flange (in)

K = Diameter hub pada titik pengelasan (in)

- L = Panjang hub (in)
 B = Diameter dalam flange (in)
 nh = Jumlah lubang baut
 dh = Diameter lubang baut (in)
 db = Diameter baut (in)

Data - data untuk semua nozzle disajikan dalam tabel berikut ini :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B	nh	dh	db
A	2 1/2	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2,88	2 3/4	2,47	4	3/4	5/8
B	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	0,84	1 7/8	0,62	4	5/8	1/2
C	1/2	3-1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	0,84	1 7/8	0,62	4	5/8	1/2
D	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	0,84	1 7/8	0,62	4	5/8	1/2
E	2 1/2	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2,88	2 3/4	2,47	4	3/4	5/8

6.5. Menghitung Coil Pemanas pada Tangki Gelatinasi

1. Neraca massa dan Panas

a. Panas yang diperlukan

$$Q_s = 211.148,9746 \text{ kkal/jam} = 837.361,0987 \text{ Btu/jam}$$

$$b. \lambda = h_g - h_l = 2714,4 - 529,2 = 2185,2 \text{ kkal/jam}$$

c. Massa steam yang dibutuhkan

$$Q_s = m \times (h_g - h_l)$$

$$211.148,9746 = m \times 2185,2$$

$$m = 96,62684177 \text{ kg/jam} = 213,02354 \text{ lb/jam}$$

d. Digunakan Coil pemanas berbentuk spiral

e. Bahan konstruksi = Carbon steel SA-283 Grade C

- P operasi = 1 atm

- T steam masuk (T_1) = 258,8 °F

- T steam condensate keluar (T_2) = 258,8 °F

- T campuran masuk (t_1) = 147,64 °F

- T campuran keluar (t_2) = 203 °F
- R_d min = 0,003 jam.ft².°F/Btu
- D_{PT} max = 10 Psi

2. Perhitungan ΔT_{LM}

karena bahan buka petroleum, maka harga FT tidak perlu dicari.

Sehingga $\Delta T = \Delta T_{LM}$

$$\Delta T_{LM} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 258,8 - 203 = 55,8 \text{ °F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 258,8 - 147,64 = 111,2 \text{ °F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{55,8 - 111,2}{\ln \frac{55,8}{111,2}} = \frac{-55,356}{-0,6892} = 80,32 \text{ °F}$$

3. Perhitungan suhu kalorik

$$T_c = 1/2 (T_1 + T_2) = 0,5 \times 517,6 \text{ °F} = 258,8 \text{ °F}$$

$$t_c = 1/2 (t_1 + t_2) = 0,5 \times 350,64 \text{ °F} = 175,3 \text{ °F}$$

4. Trial ukuran pipa

dari Tabel 11, Kern hal.844 didapatkan ukuran pipa yang digunakan adalah :

IPS 1/2 in schedule 40 dengan ukuran :

$$d_o = 0,840 \text{ in} \quad a' = 0,304 \text{ in}^2 = 0,002 \text{ ft}^2$$

$$d_i = 0,622 \text{ in} \quad a'' = 0,220 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Evaluasi Perpindahan Panas (Rd)	
Bagian Bejana	Bagian Pipa (steam)
<p>5. Menghitung NRe_b</p> $NRe_b = \frac{dp^2 \times N \times \rho}{\mu}$ $= 2.211.390,4207$	<p>5'. $a_t = a' = 0,002 \text{ ft}^2$</p> $G_t = \frac{M}{a_t} = \frac{96,62684177 \text{ lb/jam}}{0,002111111 \text{ ft}^2}$ $= 45.770,6093 \text{ lb/jam.ft}^2$ $N_{Re} = \frac{G_t \times di}{\mu}$ $= \frac{9532729 \times 1,570}{2,2161}$ $N_{Re} = 6.753.590,3518$
<p>6. Mencari faktor panas (J_H)</p> <p>Dari Kern hal.718 gbr.20.2 didapatkan :</p> $J_C = 2000 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$	<p>6'. $J_H = - \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$</p> <p>Dari Kern, hal.835, fig.25 didapatkan harga h_i :</p>
<p>7. Mencari Koefisien film</p> $h_o = J_H \cdot \frac{k}{di} \times \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$ $k = 0,38 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$ $C_{p \text{ camp}} = 0,7859 \text{ Btu/lb.°F}$ $\mu/\mu_w = 1$ $\mu/k = 5,8317 \text{ Btu.lb/ft.jam.°F}$ $k/di = 0,000312 \text{ Btu/jam.ft.°F}$ $h_o = 1,0352 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$	<p>8. $h_i = 2500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$</p> <p>correction factor = 1,03</p> $h_i = 2575 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$ $h_{i_o} = h_i \times \frac{di}{d_o}$ $= 2575 \times \frac{0,622}{0,840}$ $h_{i_o} = 1906,7 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$
<p>9. Menghitung Tahanan Panas Pipa dalam Keadaan Bersih (U_c)</p> $U_c = \frac{h_{i_o} \times h_i}{h_{i_o} + h_i} = \frac{4909820}{4481,726}$ $U_c = 1095,519836 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$	

10. Menghitung Tahanan Panas Pipa dalam Keadaan Kotor (U_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$0,003 = \frac{1095,52 - U_d}{1095,52 \times U_d}$$

$$U_d = \frac{1095,52 - U_d}{2,73879959}$$

$$U_d = 400 - \frac{U_d}{2,7388}$$

$$400 = \frac{2,7388 U_d + U_d}{2,7388}$$

$$1095,5198 = 3,7388 U_d$$

$$U_d = 293,0138 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$200 < 293,0138 < 700 \text{ (memadai)}$$

11. Menghitung Luas Permukaan Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t_{LMTD}}$$

$$A = \frac{837.361,0987}{293,0138 \times 80,32}$$

$$A = 35,57786738 \text{ ft}^2 = 5.123,2129 \text{ in}^2$$

12. Menghitung Panjang Lilitan Coil

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{35,57787}{0,220} = 161,7176 \text{ ft}$$

13. Menghitung Jumlah Lilitan Coil

$$n_c = \frac{L}{\pi \times d_c}$$

dc diambil 5,5 ft = 66 in

$$n_c = \frac{L}{\pi \times d_c} = \frac{161,7176}{3,14 \times 5,5} = 9,3641 \text{ buah} \approx 10 \text{ lilitan}$$

14. Tinggi lilitan coil

Jarak antara coil = 1/2 in

$$L_c = (n_c - 1) \times (d_o + \text{jarak}) + d_o = 19,62 \text{ in}$$

$$L_c < L_{ls} = 19,62 < 144,9841 \text{ (memadai)}$$

6.6. Perhitungan Sambungan Tutup (Head) dengan Dinding Reaktor

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan dari kolom reaktor, maka tutup dihubungkan dengan bagian dinding menggunakan sistem flange dan bolting.

1. Gasket

Dari Brownell & Young Hal. 228 didapatkan:

Bahan : flat metal, jacketed, asbestos filled

Gasket Factor (m) : 3,75

Minimum design seating stress (y) : 9000 psia

2. Bolting

Dari Brownell & Young, lanjutan tabel 13.1., Hal. 252 didapatkan :

Bahan : Carbon Steel SA - 261 Grade BO

Tensile Stress minimum : 20000 psia

Allowable Stress : 16250 psia

3. Flange

Dari Brownell & Young, tabel 13.1., Hal. 251 didapatkan :

Flange : Carbon Steel SA - 283 Grade D

Tensile Stress minimum : 60000 psia

Allowable Stress : 12650 psia

Type Flange : Ring Flange Loose Type

6.6.1. Perhitungan Gasket

a. Menentukan Lebar Gasket

Penentuan lebar gasket dapat menggunakan persamaan dari Brownell & Young, persamaan 12.2., hal. 226 :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - pm}{y - p(m+1)}}$$

Di mana : d_o = diameter luar gasket

d_i = diameter dalam gasket = d_o shell = 102 in = 8,5 ft

y = yield stress = 9000 psia

p = internal pressure = 14,7 psia

m = gasket factor = 3,75

$$\frac{d_o}{9} = \sqrt{\frac{9000 - (14,7 \times 3,75)}{9000 - 14,7 (3,75(m+1))}} = 1,0016461$$

$d_o = 8,51399189 \text{ ft} = 102,1679 \text{ in}$

$$\text{Lebar Gasket Minimum} = \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{102,1679 - 102}{2}$$

$$= 0,08395132 = 3/16 \text{ in}$$

Diambil lebar gasket (N) = 3/16 = 0,1875 in

Diameter rata - rata gasket (G) = d_i + lebar gasket

$$G = 102 + 0,1875$$

$$G = 102,1875 \text{ in} = 8,516 \text{ ft}$$

6.6.2. Perhitungan Jumlah Dan Ukuran Baut (Bolting)

a. Perhitungan Beban Baut

- ♣ Dari Brownell & Young Hal. 240 didapatkan persamaan (Pers. 12.88) beban gasket agar tidak bocor (H_y) :

$$W_{m_2} = H_y = \pi \times b \times G \times y$$

Di mana : b = lebar efektif gasket

$$G = \text{diameter rata - rata gasket} = 102,1875 \text{ in}$$

$$y = \text{yield stress} = 9000 \text{ psia}$$

Dari Brownell & Young, fig.12.12. Hal. 229 didapatkan :

$$\text{Lebar setting gasket bawah} = b_o = N/2$$

$$b_o = 0,1875 \text{ in} / 2$$

$$b_o = 0,0938 \text{ in} = b$$

$$\text{Sehingga } H_y = W_{m_2} = \pi \times b \times G \times y$$

(Brownell & Young, pers.12.88., Hal. 240)

$$H_y = 3,14 \times 0,0938 \times 102,1875 \times 9000$$

$$H_y = 270.733,0078 \text{ lb}$$

- ♣ Menghitung beban baut agar tidak bocor (H_p)

$$H_p = 2\pi \times b \times G \times m \times p \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.90., Hal. 240})$$

$$H_p = 2 \times 3,14 \times 0,0938 \times 102,1875 \times 3,75 \times 14,7$$

$$H_p = 3.316,4793 \text{ lb}$$

- ♣ Menghitung beban karena tekanan dalam (H)

$$H = \frac{\pi}{4} \times G^2 \times p \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.89., Hal. 240})$$

$$H = \frac{3,14}{4} \times (102,1875)^2 \times 14,7$$

$$H = 120.498,7496 \text{ lb}$$

- ♣ Menghitung total berat beban pada kondisi operasi (Wm_1)

$$Wm_1 = H + Hp \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.91., Hal. 240})$$

$$Wm_1 = 120498,7496 + 3316,479346$$

$$Wm_1 = 123.815,2289 \text{ lb}$$

Karena $Wm_2 > Wm_1$, maka yang mengontrol adalah Wm_2

- b. Perhitungan Luas Minimum Bolting Area

$$Am_2 = \frac{Wm_2}{fa} \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.93., Hal. 240})$$

$$Am_2 = \frac{270.733,0078}{16250} = 16,6605 \text{ in}^2 = 0,115698 \text{ ft}^2$$

- c. Perhitungan Bolting Minimum

- ♣ Dari Brownell & Young tabel 10.4. hal. 188 didapatkan data untuk baut sbb :

$$\text{Ukuran Baut} = 1 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Root Area} = 1,744 \text{ in}^2$$

$$\text{Bolt Spacing Minimum (Bs)} = 3 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Minimum Radial Distance (R)} = 2 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Edge Distance (E)} = 1 \frac{3}{4} \text{ in}$$

- ♣ Menghitung jumlah bolting optimum

$$\text{Jumlah bolting optimum} = \frac{Am_2}{\text{root area}} = \frac{16,6605}{1,744}$$

$$= 9,553 \approx 10 \text{ buah}$$

- ♣ Menghitung bolting circle diameter (C)

$$C = Di \text{ shell} + 2 (1,415 \times g_o + R)$$

(Brownell & Young, Hal. 243)

$$\text{Di mana : } Di \text{ Shell} = 101,63 \text{ in}$$

$$g_o = \text{tebal shell (ts)} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\text{sehingga } C = 101,63 + (2 \times ((1,415 \times \frac{3}{16}) + 2))$$

$$= 106,6556 \text{ in}$$

♠ Menghitung diameter luar flange

$$OD = C + 2E$$

(Brownell & Young, Hal. 243)

$$OD = 106,655625 + (2 \times 1\ 3/4)$$

$$OD = 110,155625 \text{ in}$$

Check lebar gasket

$$A_b \text{ actual} = \text{jumlah bolt} \times \text{root area} \quad (\text{Brownell \& Young, Hal. 243})$$

$$A_b \text{ actual} = 10 \times 1,744$$

$$A_b \text{ actual} = 17,4400 \text{ in}^2$$

♠ Menghitung lebar gasket minimum

$$L = A_b \text{ actual} \times \frac{F}{2 \times \pi \times y \times G} \quad (\text{Brownell \& Young, Hal. 243})$$

$$L = 17,4400 \times \frac{16250}{2 \times 3,14 \times 0,9000 \times 102,2}$$

$$L = 0,04906818 \text{ in} < 0,188 \text{ in}$$

$$L < N \quad (\text{lebar gasket memadai})$$

d. Perhitungan Moment

♠ Menghitung muatan desain untuk keadaan bolting - up (tanpa tekanan dalam)

$$W = \frac{(A_m + A_b)}{2} \times f_a \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.94., Hal. 242})$$

$$W = \frac{(16,6605 + 17,4400)}{2} \times 16250$$

$$W = 277.066,5039 \text{ lb}$$

♠ Menghitung jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle (h_G)

$$h_G = 1/2 \times (C - G)$$

(Brownell & Young, pers.12.98., Hal. 242)

$$h_G = 1/2 \times (106,6556 - 102,1875)$$

$$h_G = 2,2340625 \text{ in}$$

♣ Menghitung moment flange (M_a)

$$M_a = W \times h_G \quad (\text{Brownell \& Young, Hal. 243})$$

$$M_a = 277.066,5039 \times 2,2340625$$

$$M_a = 618.983,8864 \text{ lb.in}$$

Pada kondisi operasi, $W = Wm_2 = 270.733,0078 \text{ lb}$

♣ Menghitung gaya hidrostatik pada daerah dalam flange (H_D)

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

(Brownell & Young, pers.12.98., Hal. 242)

Di mana : $B = \text{Do shell reaktor} = 102 \text{ in}$

$$p = \text{Tekanan operasi} = 14,7 \text{ lb/in}^2$$

Maka, $H_D = 0,785 \times B^2 \times p$

$$H_D = 0,785 \times (102)^2 \times 14,7$$

$$H_D = 120.056,9580 \text{ lb}$$

♣ Menghitung jarak radial bolt circle pada aksi (h_D)

$$h_D = 1/2 \times (C - B) \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.100., Hal. 242})$$

$$h_D = 1/2 \times (106,6556 - 102)$$

$$h_D = 2,3278125 \text{ in}$$

♣ Menghitung moment komponen (M_D)

$$M_D = H_D \times h_D \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.96., Hal. 242})$$

$$M_D = 120.056,9580 \times 2,3278125$$

$$= 279.470,0875 \text{ lb.in}$$

♣ Menghitung perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total (H_G)

$$H_G = W - H$$

(Brownell & Young, pers.12.98., Hal. 242)

Oleh karena pada kondisi operasi $W = Wm_2$, maka persamaannya menjadi :

$$H_G = Wm_2 - H$$

$$H_G = 270.733,0078 - 120.498,7496$$

$$= 150.234,2583 \text{ lb}$$

♣ Menghitung moment komponen (M_G)

$$M_G = H_G \times h_G \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.98., Hal. 242})$$

$$M_G = 150.234,2583 \times 2,2340625$$

$$= 335.632,7226 \text{ lb.in}$$

♣ Menghitung perbedaan antara gaya hidrostatik total dengan gaya hidrostatik dalam area flange (H_T)

$$H_T = H - H_D \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.97., Hal. 242})$$

$$H_T = 120.498,7496 - 120.056,9580$$

$$= 441,7916 \text{ lb}$$

$$h_T = 1/2 \times (h_D + h_G) \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.102., Hal. 242})$$

$$h_T = 1/2 \times (2,3278 - 2,2340625)$$

$$= 2,2809375 \text{ in}$$

♣ Menghitung moment komponen (M_T)

$$M_T = H_T \times h_T \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.97., Hal. 242})$$

$$M_T = 441,7916 \times 2,280938$$

$$= 1.007,6989 \text{ lb.in}$$

♣ Menghitung moment total pada keadaan operasi (M_O)

$$M_O = M_D + M_G + M_T \quad (\text{Brownell \& Young, pers.12.99., Hal. 242})$$

$$= 279.470,0875 + 335.632,7226 + 1.007,699$$

$$= 616.110,5091 \text{ lb.in}$$

$$618.983,8864 > 616.110,5091$$

$$M_a > M_o$$

Karena $M_a > M_o$, maka $M_{max} = M_a = 618.983,8864 \text{ lb.in}$

6.6.3. Perhitungan Tebal Flange

$$f_T = \frac{Y \times M_{\max}}{t^2 \times B} \quad (\text{Brownell \& Young pers. 12.85, hal. 239})$$

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}}$$

$$k = A/B$$

Di mana : A = diameter luar flange = 110,155625 in

B = diameter dalam flange = 102 in

f = stress yang diijinkan untuk bahan flange = 12650 psia

Maka :

$$k = A/B$$

$$= 110,15563 / 102 = 1,07995711$$

Dari Brownell & Young hal. 238, fig 12.22. didapatkan : Y = 3,2

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}}$$

$$t = \sqrt{\frac{3,2 \times 618.983,8864}{12650 \times 102}}$$

$$t = 1,2 \text{ in} \approx 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Jadi, digunakan tebal flange = 1 1/2 in

Kesimpulan Perancangan :

1. Flange

Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA - 283 Grade D
Tensile Strength minimum	: 60000 psia
Allowable stress (f)	: 12650 psia
Tebal flange	: 1 1/2 in
Diameter flange	: 110,155625 in
Type flange	: Ring Flange Loose Type

2. Bolting

Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA - 261 Grade BO
Tensile Strength minimum	:	20000 psia
Allowable stress (f)	:	16250 psia
Ukuran baut	:	1 3/4 in
Jumlah baut	:	10 buah
Bolting circle diameter (C)	:	106,655625 in
Edge distance (E)	:	1 3/4 in
Minimum radial distance (R)	:	2,3 in

3. Gasket

Bahan konstruksi	:	flat metal, jacketed, asbestos filled
Gasket factor (m)	:	3,75
Minimum design seating stress (y)	:	9000 psia
Tebal gasket	:	3/16 in

6.7. Perhitungan Sistem Penyangga

Sistem penyangga dirancang agar mampu untuk menyangga beban reaktor dan perlengkapannya. Beban - beban yang ditahan oleh penyangga reaktor meliputi :

- ♣ Berat shell reaktor
- ♣ Berat tutup atas reaktor
- ♣ Berat tutup bawah reaktor
- ♣ Berat larutan dalam reaktor
- ♣ Berat pengaduk dan perlengkapannya
- ♣ Berat coil pemanas
- ♣ Berat attachment

Dasar Perhitungan :**a. Berat Shell Reaktor**

$$W_s = \frac{\pi}{4} (d_o^2 - d_s^2) \times H \times \rho$$

(Brownell & Young pers. 9.1, hal. 156)

Di mana : W_s = berat shell reaktor (lb)

d_o = diameter luar shell = 102 in = 8,5 ft

d_i = diameter dalam shell = 101,63 in = 8,4688 ft

H = tinggi shell reaktor (Ls) = 144,9841 in = 12,082 ft

ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Densitas dari bahan konstruksi (Perry, 7th edition. Tabel 2-120; hal. 2-124)

Berat Shell reaktor :

$$W_s = \frac{\pi}{4} (d_o^2 - d_s^2) \times H \times \rho$$

$$W_s = \frac{3,14}{4} \times ((8,5)^2 - (8,4688)^2) \times 12,0820 \times 489$$

$$W_s = 2.459,3343 \text{ lb} = 1115,52946 \text{ kg}$$

b. Berat Tutup Atas Reaktor

Type tutup atas reaktor : standard dished

$$W_d = A \times t \times \rho$$

(Walas, hal. 570, pers. 17.36)

$$A = 6,28 \times L \times h$$

(Hesse, hal. 92, pers. 4.16)

Di mana : W_d = berat tutup atas reaktor (lb)

A = luas tutup atas standard dished (ft²)

t = tebal tutup atas (tha) = 3/16 = 0,1875 in

ρ = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft³

L = crown radius (r) = 101,63 in

h = tinggi tutup atas reaktor (ha) = 17,1746 in

Luas tutup atas :

$$A = 6,28 \times L \times h$$

$$A = 6,28 \times 101,625 \times 17,1746$$

$$A = 10.960,93155 \text{ in}^2 = 76,1175802 \text{ ft}^2$$

Berat Tutup Atas :

$$W_d = A \times t \times \rho$$

$$W_d = 76,1175802 \times 0,1875 \times 489$$

$$= 6979,03063 \text{ lb} = 3165,6185 \text{ kg}$$

c. Berat Tutup Bawah Reaktor

Type : Conical

$$W_d = A \times t \times \rho \quad (\text{Hesse, hal. 92, pers. 4.16})$$

$$A = 0,785 \times (D + m) \sqrt{4h^2 + (D - m)^2} + 0,78d^2$$

(Hesse, hal. 92, pers. 4.19)

Di mana : W_d = berat tutup bawah reaktor (lb)

A = luas tutup bawah standard dished (ft²)

t = tebal tutup bawah (thb) = 3/16 = 0,1875 in

ρ = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft³

D = diameter dalam silinder = 101,63 in = 8,4688 ft

h = tinggi tutup bawah reaktor (hb) = 29,3366 in

d = diameter flat spot = 2,445 ft

m = flat spot diameter = 1/2 D = 50,8125 in

d = diameter flat spot = 2,445 ft

Luas tutup bawah :

$$A = 0,785 \times (D + m) \sqrt{4h^2 + (D - m)^2} + 0,78d^2$$

$$A = 0,785 \times (8,4688 + 4,2344) \times$$

$$\sqrt{(4 \times (2,445)^2) + (8,46875 - 4,2344)^2}$$

$$+ (0,78 \times (2,445)^2)$$

$$A = 108,8407 \text{ ft}^2 = 1306,0880 \text{ in}^2$$

Berat Tutup Bawah Reaktor :

$$W_d = A \times t \times \rho$$

$$W_d = 108,8407 \times 0,188 \times 489$$

$$= 9.979,329 \text{ lb} = 4.526,5238 \text{ kg}$$

d. Berat Larutan dalam Reaktor

$$W_1 = m \times t$$

Di mana : m = berat larutan dalam reaktor = 20124,6495 lb/jam

t = waktu tinggal dalam reaktor = 120 menit = 2 jam

maka : $W_1 = m \times t$

$$W_1 = 20124,6495 \times 2$$

$$= 40.249,2990 \text{ lb} = 18.256,6795 \text{ kg}$$

e. Berat Poros Pengaduk dalam Reaktor

$$W_p = V \times \rho$$

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L$$

Di mana : W_p = berat poros pengaduk dalam reaktor (lb)

V = volume poros pengaduk (ft³)

ρ = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft³

D = diameter poros pengaduk = 2,2150 in = 0,1846 ft

L = panjang poros pengaduk = 150,6082 in = 12,551 ft

Volume poros pengaduk :

$$V = \frac{\pi}{24} \times D^2 \times L = \frac{3,14}{24} \times (0,1846)^2 \times 12,551$$

$$= 0,0559 \text{ ft}^3$$

Berat poros Pengaduk :

$$W_p = V \times \rho$$

$$W_p = 0,05594829 \times 489 = 27,3587118 \text{ lb} = 12,4096 \text{ kg}$$

f. Berat Pengaduk dalam Reaktor

$$W_I = n \times D_i \times L \times W \times \rho$$

Dimana : $W =$ lebar pengaduk $= 0,678 \text{ ft}$

$\rho =$ densitas bahan konstruksi $= 489 \text{ lb/ft}^3$

$L =$ Panjang pengaduk $= 0,8469 \text{ ft}$

$n =$ Jumlah blade $= 4$ buah

$D_i =$ diameter pengaduk $= 3,3875 \text{ ft}$

Berat impeler pengaduk :

$$W_I = n \times D_i \times L \times W \times \rho$$

$$W_I = 4 \times 3,3875 \times 0,8469 \times 0,678 \times 489$$

$$W_I = 3801,69058 \text{ lb} = 1.724,4088 \text{ kg}$$

g. Berat Attachment

Dari Brownell & Young hal. 157 didapatkan :

$$W_a = 18\% W_s$$

Di mana : $W_a =$ berat attachment (lb)

$W_s =$ berat shell reaktor $= 2.459,3343 \text{ lb}$

$$W_a = 18\% W_s$$

$$W_a = 18\% \times 2.459,3343$$

$$W_a = 442,6801807 \text{ lb} = 200,7953 \text{ kg}$$

h. Berat Coil Pemanas dalam Reaktor

$$W_c = \frac{\pi}{4} \times (D_o^2 - D_i^2) \times H \times \rho$$

Di mana : $W_c =$ berat coil pemanas dalam reaktor (lb)

$D_o =$ diameter luar coil pemanas $= 0,840 \text{ in} = 0,07 \text{ ft}$

$D_i =$ diameter dalam coil pemanas $= 0,622 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$

$H =$ panjang coil pemanas $= 161,7176 \text{ ft}$

$\rho =$ densitas bahan konstruksi $= 489 \text{ lb/ft}^3$

$$W_c = \frac{3,14}{4} \times (0,07^2 - 0,0518^2) \times 161,7176 \times 489$$

$$= 137,396959 \text{ lb} = 62,3219 \text{ kg}$$

i. Berat Total Beban Penyangga

$$W_t = W_s + W_d (\text{tutup atas}) + W_d (\text{tutup bawah}) + W_1 + W_p + W_I + W_a + W_c$$

$$W_t = 1115,52946 + 3165,619 + 4.526,5238 + 18.256,6795$$

$$+ 12,4096 + 1.724,4088 + 200,7953 + 62,3219$$

$$W_t = 29.064,2869 \text{ kg} = 64075,12697 \text{ lb}$$

dengan faktor keamanan = 20% , maka berat total beban penyangga adalah :

$$W_t = 120\% \times 29.064,2869$$

$$= 34.877,1443 \text{ kg} = 76.890,1524 \text{ lb}$$

6.8. Perhitungan Kolom Penyangga Reaktor

Perencanaan :

♣ Menggunakan 4 buah kolom penyangga

♣ Jenis kolom yang digunakan : I beam

Dasar perhitungan :

a. Beban tiap kolom

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

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

Di mana : P = beban kompresi total maksimum (lb)

P_w = Total beban permukaan karena angin (lb)

H = Tinggi vessel dari pondasi (ft)

L = Jarak antara vessel dengan pondasi (ft)

D_{bc} = Diameter anchor bolt corcle (ft)

n = Jumlah support/penyangga

ΣW = Berat total (lb)

Karena reaktor diletakkan di dalam ruangan, maka beban tekanan angin tidak dikontrol (tidak dipengaruhi adanya tekanan angin).

Maka rumus di atas menjadi :

$$P = \frac{\Sigma W}{n} = \frac{76.890,1524 \text{ lb}}{4} = 19.222,5381 \text{ lb}$$

Direncanakan :

Jarak kolom penyangga dari tanah (L) = 6 ft

Tinggi Reaktor (H) = 191,4954 in = 15,957947 ft

$$\begin{aligned} \text{Panjang Penyangga} &= \frac{1}{2} \times (H + L) \\ &= \frac{1}{2} \times (15,9579 + 6) \\ &= 10,98 \text{ ft} = 131,7477 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Trial ukuran I beam

Trial ukuran I beam = 3 in 3 x 2 3/8 dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu) :

Dari Brownell & Young App.G item 2 hal.355 didapatkan :

- Nominal size = 3 in
- Berat = 7,5 lb
- Area of section (A_y) = 2,17 in²
- Depth of beam (H) = 3 in
- Width of flange (b) = 2,509 in
- Axis (r) = 1,15 in

Analisa terhadap sumbu Y - Y

Dengan :

$$\frac{L}{r} = \frac{131,7477}{1,1500} = 114,6$$

Untuk L/r yang berada di antara 60 - 200, nilai f_c nya :

$$f_c \text{ aman} = \frac{18000}{1 + \frac{(L/r)^2}{18000}} = \frac{18000}{1 + \frac{114,56^2}{18000}} = 17.886,161 \text{ psia}$$

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

$$A = \frac{P}{f_c} = \frac{19.222,5381 \text{ lb}}{17.886,161 \text{ lb/in}^2} = 1,0747157 \text{ in}^2$$

$$1,0747 \text{ in}^2 < 2,17 \text{ in}^2$$

$$A < A_y \quad (\text{memadai})$$

Kesimpulan Perancangan Penyangga :

- ♣ Ukuran I beam : $3 \times 2 \text{ in} - 3/8 \text{ in}$
- ♣ Berat : 7,5 lb
- ♣ Jumlah penyangga : 4 buah
- ♣ Peletakan beban, dengan beban eksentrik
- ♣ Kedalaman Beam (h) : 3 in
- ♣ Lebar flange (b) : 2,509 in
- ♣ Panjang Penyangga : 131,7477 in

6.9. Perhitungan Base Plate

Perencanaan :

Dibuat base plate dengan toleransi panjang : 5% dan toleransi lebar 20%

Digunakan Beton sebagai bahan konstruksi base plate. (Hesse, hal.163)

Dasar perhitungan :

a. Luas Base Plate

$$A_{bp} = \frac{P}{f_{bp}} \quad (\text{Hesse, hal.161})$$

Dimana : A_{bp} = luas base plate (in^2)

P = beban dari tiap - tiap base plate (lb)

f_{bp} = stress yang diterima oleh pondasi (bearing capacity yang terbuat dari beton = 600 lb/in^2)

(Hesse, hal.162)

Sehingga :

$$A_{bp} = \frac{P}{f_{bp}} = \frac{19.222,5381}{600} = 32,0376 \text{ in}^2$$

b. Panjang dan Lebar base plate

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

Dimana : A_{bp} = luas base plate = 32,0376 in²

p = panjang base plate = (2 m + 0,95 h) in

l = lebar base plate = (2 n + 0,8 b) in

Diasumsikan : $m = n$

$b = 3,33$ in $h = 6$ in

Maka :

$$A_{bp} = (2 m + 0,95 h) \times (2 n + 0,8 b)$$

$$32,0376 = (2 m + (0,95 \times 6)) \times (2 m + (1 \times 3,33))$$

$$32,0376 = (2 m + 5,70) \times (2 m + 2,664)$$

$$32,0376 = 4 m^2 + 11,4 m + 5,328 m + 15,1848$$

$$0 = 4 m^2 + 16,7 m - 16,853$$

$$m_{1,2} = \frac{-16,7 \pm \sqrt{ (-16,7)^2 - (4 \times 4 \times -16,853) }}{2 \times 4}^{0,5}$$

$m_1 = 0,839098$ $m_2 = -5,021098$

Diambil nilai $m_1 = 0,8391$

Sehingga :

$p = (2 m + 0,95 h)$ in

$p = (2 \times 0,8391) + (0,95 \times 6)$ in

$p = 7,3782$ in = 8 in

$l = (2 n + 0,8 b)$ in

$l = (2 \times 0,8391) + (0,8 \times 3,33)$ in

$l = 4,3422$ in = 5 in

Dari perhitungan di atas, didapatkan panjang base plate 8 in

dan lebar base plate 5 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan

adalah 8 × 5 in dengan luas (A) = 40 in².

c. Peninjauan terhadap bearing capacity

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

di mana : f = bearing capacity (lb/in²)

P = beban tiap kolom = 19,222,5381 lb

A = luas base plate = 40 in².

maka :

$$\begin{aligned} f &= \frac{P}{A} = \frac{19.222,5381}{40} \\ &= 480,6 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2 \quad (\text{memadai}) \end{aligned}$$

d. Peninjauan terhadap harga m dan n

♣ Panjang base plate (p)

$$p = (2m + 0,95h)$$

$$8 = (2m + (0,95 \times 6))$$

$$8 = 2m + 5,7$$

$$m = 1,15 \text{ in}$$

♣ Lebar base plate (l)

$$l = (2n + 0,8b)$$

$$5 = (2n + (0,8 \times 3,33))$$

$$5 = 2n + 2,664$$

$$n = 1,168 \text{ in}$$

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

e. Tebal base plate

$$t = (0,00015 \times p \times n^2)^{0,5} \quad (\text{Hesse, hal.163})$$

Di mana : t = tebal base plate (in)

p = actual unit pressure yang terjadi pada base plate

$$= 480,5635 \text{ psi}$$

$$n = 1,168 \text{ in}$$

$$t = (0,00015 \times p \times n^2)^{0,5}$$

$$t = (0,00015 \times 480,56345 \times 1,168^2)^{0,5}$$

$$t = 0,31359118 \text{ in} = 1/3 \text{ in}$$

f. Ukuran baut

$$\text{Jumlah baut } (n_{\text{baut}}) = 4 \text{ buah}$$

$$P_{\text{baut}} = \frac{P}{n_{\text{baut}}} = \frac{19.222,5381}{4} = 4.805,6345 \text{ lb}$$

$$f_{\text{baut}} = 12000 \quad (\text{Brownell \& Young, hal. 193})$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}} = \frac{4.805,6345}{12000} = 0,4005 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{\pi}{4} \times db^2$$

$$0,4005 = \frac{3,14}{4} \times db^2$$

$$db^2 = 0,51$$

$$db = 0,714 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young tabel 10.4 hal. 188 diperoleh ukuran baut: 1 in dengan dimensi baut sbb:

Ukuran

- Root Area : 0,551 in
- Bolt spacing minimum (Bs) : 2 1/4 in
- Minimum radial distance (R) : 1 3/8 in
- Edge distance (E) : 1 1/16 in
- Nut dimension : 1 5/8 in
- Maximum fillet radius (r) : 7/16 in

MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG

6.10. Perhitungan Lug dan Gusset

Perencanaan :

Digunakan 2 buah plate horizontal (untuk lug) dan 2 buah plate vertical (untuk gusset).

Dasar Perhitungan :

Dari Brownell & Young, gambar 10.6 hal. 191, diperoleh :

a. Lebar lug

$$A = \text{lebar lug} = \text{ukuran baut} + 9 \text{ in}$$

$$A = 1 + 9 = 10$$

$$B = \text{Jarak antar gusset} = \text{ukuran baut} + 8 \text{ in}$$

$$B = 1 + 8 = 9 \text{ in}$$

b. Lebar gusset :

$$l = \text{lebar gusset} = 2 (\text{lebar kolom} - 0,5 \times \text{ukuran baut})$$

$$= 2 (5 - (0,5 \times 1))$$

$$l = 9 \text{ in}$$

$$\text{Lebar lug atas (a)} = 0,5 \times (l + \text{ukuran baut})$$

(Brownell & Young, hal. 193)

$$a = 0,5 \times (9 + 1)$$

$$a = 5 \text{ in}$$

$$\text{Perbandingan tebal base plate} = \frac{B}{L} = \frac{9}{9} = 1 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.6 hal. 192, diperoleh : $\gamma_{10} = 0,565$

$$e = 0,5 \times \text{nut dimension} = 0,5 \times 1 \frac{5}{8} = 0,8125 \text{ in}$$

c. Tebal plate horizontal (Lug)

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial

Dari pers. 10.40, Brownell & Young, hal. 192 :

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

$$M_y = \frac{19.222,5381}{4 \times 3,14} \left| (1 + 0,3) \times \ln \frac{2 \times 1 \times 9}{3,14 \times 0,8125} + (1 - 0,565) \right|$$

$$M_y = 4552,99408 \text{ lb}$$

Substitusi M_y ke persamaan 10.41 Brownell & Young hal. 193, diperoleh:

$$t_{hp} = \frac{6 \times M_y}{f} = \frac{6 \times 4.552,994}{12000} = 2,276497 \text{ in}$$

maka, digunakan plate dengan tebal : 2,27649704 in.

d. **Tebal plate vertikal (Gusset)**

Dari fig.10.6, Brownell & Young, hal. 191, dan pers. 10.47 hal. 194, diperoleh tebal gusset minimal :

$$\frac{3}{8} \times t_{hp} = \frac{3}{8} \times 2,276497 = 0,8537 \text{ in.}$$

e. **Tinggi Gusset**

Tinggi Gusset = hg = A + ukuran baut
 $hg = 10 + 1 = 11 \text{ in}$

f. **Tinggi Lug**

Tinggi Lug = hg + 2 t_{hp}
 $hg = 11 + (2 \times 2,27649704) = 15,55299 \text{ in}$

Kesimpulan Perancangan Lug dan Gusset :

♠ **Lug**

- Lebar = 10 in

- Tebal = 2,276497 in

- Tinggi = 15,55299 in

♠ **Gusset**

- Lebar = 9 in

- Tebal = 0,8536864 in

- Tinggi = 11 in

6.11. Perhitungan Pondasi

Perencanaan :

♠ **Beban total yang harus ditahan pondasi :**

Berat reaktor total

- Berat kolom penyangga

- Berat base plate

♣ Ditetapkan :

- Masing - masing penyangga diberi pondasi
- Spesifikasi untuk semua penyangga sama

Dasar perhitungan :

a. Beban yang harus ditanggung tiap kolom

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

Di mana : p = panjang base plate = 8 in

l = lebar base plate tebal base plate = 5 in

t = tebal base plate = 1/3 in

ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Beban yang ditanggung tiap kolom:

$$W_{bp} = 8 \times 5 \times 1/3 \times 489 = 6133,843515 \text{ lb}$$

b. Beban tiap penyangga

$$W_{bp} = L \cdot A \cdot F \cdot \rho$$

Di mana : L = tinggi kolom = 10,98 ft

A = luas kolom I beam = 2,17 in²

F = faktor koreksi = 0,015069 ft²

ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Beban tiap penyangga :

$$W_p = 10,979 \times 0,0151 \times 3,4 \times 489 = 275,0722 \text{ lb}$$

c. Beban total

$$W_T = W + W_{bp} + W_p$$

$$W_T = 76.890,1524 + 6133,843515 + 275,0722$$

$$W_T = 83.299,0681 \text{ lb}$$

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

maka ditetapkan :

- Luas atas = 15 × 15 in

- Luas bawah = 30 × 30 in

- Tinggi = 20 in

- Luas permukaan tanah rata - rata :

$$A = \frac{(15 \times 30) + (15 \times 30)}{2} = 450 \text{ in}^2$$

- Volume Pondasi :

$$V = A \times t = 450 \times 20 = 9000 \text{ in}^3 = 5,2083 \text{ ft}^3$$

- Berat Pondasi :

$$W = V \times \rho$$

di mana : ρ = densitas semen = 144 lb/ft³, maka :

$$W = 5,2083 \times 144 = 750,0000 \text{ lb} = 340,1925 \text{ kg}$$

- Tekanan tanah :

Pondasi didirikan di atas semen, sand and gravel, dengan :

save bearing minimum = 5 ton/ft²

save bearing maximum = 10 ton/ft²

(Hesse, tabel 12.2, hal.327)

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$P = 10 \text{ ton/ft}^2 = 22046 \text{ lb/ft}^2 = 153,0972 \text{ lb/in}^2$$

Tekanan pada tanah :

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

Di mana : W = berat beban total + berat pondasi

$$A = \text{luas bawah pondasi} = (30 \times 30) \text{ in}^2 = 900 \text{ in}^2$$

Sehingga :

$$P = \frac{83.299,0681 + 750,0000}{900} = 93,3878535 \text{ lb/in}^2 < 153,0972 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan yang diberikan pada tanah lebih kecil dari pada kemampuan tekanan pada tanah, maka pondasi dengan ukuran (15 × 15) in luas atas dan (30 × 30) in luas bawah dengan tinggi pondasi 20 in ini dapat digunakan.

Spesifikasi Peralatan

1. Bagian Silinder

Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-283 grade C
<i>Allowable stress (f)</i>	: 12650 lb/in ²
Faktor pengelasan (E)	: 0,8
Faktor korosi (C)	: 1/16 in
Diameter luar (do)	: 102 in
Diameter dalam (di)	: 101,63 in
Tinggi silinder (Ls)	: 144,9841 in
Tebal silinder (ts)	: 3/16 in
Tebal tutup atas (tha)	: 3/16 in
Tinggi tutup atas (ha)	: 17,1746 in
Tebal tutup bawah (thb)	: 3/16 in
Tinggi tutup bawah (hb)	: 29,3366 in
Tinggi reaktor (H)	: 191,4954 in
r	: 101,63 in
icr	: 6 1/8 in

2. Bagian Pengaduk

Type	: Paddle with 4 blades.
Diameter pengaduk (Da)	: 40,65 in
Tinggi impeler dari dasar bejana (C)	: 33,8750 in
Lebar pengaduk (W)	: 8,1300 in
Panjang impeler (L)	: 10,163 in
Tebal baffle (J)	: 8,4688 in
Jumlah pengaduk	: 1 buah
Daya	: 11 Hp
Diameter poros (D)	: 2,2150 in
Panjang Poros	: 150,6082 in

3. Nozzle

a. Nozzle pemasukan campuran dari mixer

Diameter dalam (di) : 2,4690 in
 Diameter luar (do) : 2,8750 in
 Schedule : 40
 Luas (A) : 0,0332 ft²

b. Nozzle pemasukan enzim α - amylase

Diameter dalam (di) : 0,622 in
 Diameter luar (do) : 0,84 in
 Schedule : 40
 Luas (A) : 0,00211 ft²

c. Nozzle pemasukkan Ca(OH)₂

Diameter dalam (di) : 0,622 in
 Diameter luar (do) : 0,84 in
 Schedule : 40
 Luas (A) : 0,00211 ft²

d. Nozzle pemasukan dan pengeluaran coil Pemanas

Diameter dalam (di) : 0,622 in
 Diameter luar (do) : 0,84 in
 Schedule : 40
 Luas (A) : 0,0021 in²

e. Nozzle pengeluaran produk

Diameter dalam (di) : 2,469 in
 Diameter luar (do) : 2,875 in
 Schedule : 40
 Luas (A) : 0,0332 in²

4. Coil Pemanas

Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-283 Grade C
Ukuran nominal pipa	: 1 in schedule 40
Diameter dalam	: 0,622 in
Diameter luar	: 0,840 in
Panjang lilitan	: 161,7176 ft
Jumlah lilitan coil	: 10 lilitan
Tinggi lilitan coil	: 19,62 in

5. Flange

Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA - 283 Grade D
Tensile strength minimum	: 60000 psia
Allowable stress (f)	: 12650 psia
Tebal flange	: 1,5 in
Diameter flange	: 10,15563 in
Type flange	: Ring Flange Loose Type

6. Bolting

Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA - 261 Grade BO
Tensile strength minimum	: 20000 pisa
Allowable stress (f)	: 16250 psia
Ukuran baut	: 1 3/4 in
Jumlah Baut	: 10 buah
Edge distance (E)	: 1 3/4 in
Minimum Radial (R)	: 2,3 in

7. Gasket

Bahan Konstruksi	: flat metal, jacketed, asbestos filled
Gasket factor (m)	: 3,75
Minimum design seating stress (y)	: 9000 psia
Tebal gasket	: 3/16 in

8. Penyangga

Jenis	:	I beam
Jumlah penyangga	:	4 buah
Ukuran	:	3 × 2 3/8 in
Depth of beam (H)	:	3 in
Berat (W)	:	7,5 lb
Luas penyangga (Ay)	:	2,17 in ²
Tinggi (h)	:	131,7477 in
Lebar penyangga (b)	:	2,509 in

9. Base Plate

Panjang base plate	:	8 in
Lebar base plate	:	5 in
tebal base plate	:	1/3 in
Ukuran baut	:	1 in
Root Area	:	0,551
Bolt spacing minimum (Bs)	:	2 1/4 in
Minimum radial distance (R)	:	1 3/8 in
Edge distance (E)	:	1 1/16 in
Nut dimension	:	1 5/8 in
Maximum fillet radius (r)	:	7/16 in

10. Lug & Gusset

♣ **Lug**

Lebar : 10 in
 Tebali : 2,2765 in
 Tinggi : 15,5530 in

♣ **Gusset**

Lebar : 9 in
 Tebal : 0,8537 in
 Tinggi : 11 in

10. Pondasi

Luas atas (A) : 15 × 15 in
 Luas bawah (A) : 30 × 30 in
 Tinggi pondasi (h) : 20 in

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan maka diperlukan adanya suatu alat kontrol untuk jalannya proses suatu industri. Selain itu juga peranan sumber daya manusia sangat penting dalam mengatur dan mengendalikan suatu proses produksi. Dengan pertimbangan tersebut maka perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

7.1 Instrumentasi

Dalam proses industri kimia, instrumentasi mempunyai peranan yang penting dalam pengendalian proses. Bila diinginkan suatu hasil dengan kondisi tertentu dari suatu masukan dalam suatu peralatan proses dengan kondisi tertentu pula, maka hal ini dapat tercapai dengan bantuan instrumentasi. Instrumentasi di sini berfungsi sebagai alat ukur yang terdiri dari indikator (penunjuk), pencatat dan alat kontrol (pengendali). Adapun yang dikontrol meliputi : suhu, tekanan, rate aliran, tinggi cairan dalam suatu tangki dan sebagainya. Tujuan utama dari pemasangan alat instrumentasi adalah untuk menjaga keamanan suatu proses dengan jalan:

- Menjaga variabel-variabel proses berada dalam batas operasi aman
- Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya memutuskan hubungan secara otomatis
- Untuk mendapatkan rate produksi yang diinginkan
- Untuk menjaga kualitas produksi
- Untuk mendapat biaya produksi rendah.

Pengendalian peralatan proses bisa dilakukan secara otomatis dan manual. Pengendalian secara manual digunakan apabila pengendalian proses sepenuhnya ditangani oleh tenaga manusia. Secara otomatis, bila pengendalian proses dilakukan oleh alat kontrol yang bisa bekerja dengan sendirinya (otomatis). Pengendalian proses dilakukan secara otomatis apabila tidak memungkinkan dilakukan secara manual atau biaya otomatisasi alat kontrol otomatis lebih murah jika dibandingkan dengan tenaga manusia.

Disamping itu pengendalian secara otomatis mempunyai keuntungan antara lain :

- Mengurangi jumlah pegawai

- Keselamatan kerja lebih terjamin
- Hasilnya dapat dipertanggungjawabkan
- Ketelitian yang dihasilkan cukup tinggi

Oleh karena itu dalam perencanaan pendirian pabrik ini cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis. Namun demikian tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

Dalam perencanaan suatu pabrik, alat kontrol yang diperlukan adalah :

1. Pengatur Suhu

- Temperatur Indikator (TI)

Fungsi : untuk mengetahui secara langsung suhu fluida pada suatu aliran tertentu.

- Temperatur Controller (TC)

Fungsi : untuk mengendalikan suhu fluida dalam aliran proses pada harga yang telah ditentukan.

- Temperatur Recorder Controller (TRC)

Fungsi : mencatat secara kontinu dan mengendalikan suhu pada harga yang telah ditetapkan.

- Temperatur Recorder (TR)

Fungsi : mencatat suhu dari suatu aliran secara kontinu.

2. Pengatur Tekanan

- Pressure Indikator (PI)

Fungsi : untuk mengetahui tekanan pada peralatan setiap saat.

- Pressure Recorder (PR)

Fungsi : untuk mencatat tekanan pada peralatan setiap saat.

- Pressure Recorder Controller (PRC)

Fungsi : mengendalikan dan mencatat tekanan dalam peralatan secara kontinyu.

- Pressure Controller (PC)

Fungsi : mengatur tekanan dalam alat proses secara kontinu agar sesuai dengan harga yang diinginkan.

3. Pengatur Aliran

- Flow Recorder (FR)

Fungsi : untuk mencatat laju alir dalam pipa secara kontinu dalam pipa.

- Flow Recorder Controller (FRC)

Fungsi : mencatat dan mengatur laju alir fluida melalui perpipaan.

- Flow Controller (FC)

Fungsi : mengendalikan laju alir fluida melalui perpipaan.

4. Pengatur Tinggi Cairan

- Level Indikator (LI)

Fungsi : untuk mengetahui secara langsung tinggi fluida.

- Level Controller (LC)

Fungsi : mengatur tinggi fluida dalam tangki agar tidak melebihi dari batas tertinggi dan terendah yang ditentukan.

5. Pengatur pH

- pH Controller (pHC)

Fungsi : untuk mengatur pH larutan dalam tangki agar sesuai dengan pH yang ditentukan.

Pemilihan alat-alat kontrol untuk Pra Rencana Pabrik Bioethanol ini selain ditinjau dari kondisi proses yang merupakan syarat utama agar proses dapat berlangsung sesuai dengan yang direncanakan, juga harus mempertimbangkan faktor-faktor berikut :

- Mudah perawatan dan perbaikan bila terjadi kerusakan.
- Mudah mendapatkan suku cadangnya bila terjadi kerusakan.
- Mudah mengoperasikannya.
- Harganya relatif murah dengan kualitas yang memadai.

Penempatan alat-alat kontrol pada setiap alat dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 7.1 Alat-alat kontrol yang dipakai pada tiap peralatan

No.	Kode Alat	Nama Alat	Alat Kontrol
1	E – 122	Heater I	TC
2	R – 120	Reaktor Gelatinasi	TC, FC, pH
3	R – 130	Reaktor Sakarifikasi	TC, FC, pH
4	E – 152	Heater II	TC
5	R – 153	Tangki Sterilisasi	TC, FC
6	R – 140	Tangki Pembibitan	TC, FC, pH
7	R – 150	Fermentor	TC, FC, pH
8	E – 163	Heater III	TC
9	D – 160	Beer Still	LC, RC
10	E – 164	Kondensor I	TC
11	E – 166	Reboiler I	TC
12	D – 170	Rectifying Column	LC, RC
13	E – 172	Kondensor II	TC
14	E – 174	Reboiler II	TC
15	E – 182	Cooler	TC
16	F – 183	Storage Bioethanol	FC

7.2 Keselamatan kerja

Dalam suatu pabrik, keselamatan kerja harus mendapatkan perhatian yang besar, karena bila masalah ini diabaikan maka akan mengakibatkan terjadinya hal – hal yang tidak diinginkan. Dengan memperhatikan keselamatan kerja yang baik dan teratur secara psikologis juga akan membuat para pekerja merasa aman dan senang sehingga akan lebih berkonsentrasi pada pekerjaannya dengan demikian produktivitas akan meningkat.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata – mata ditunjukkan pada faktor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada di pabrik. Dengan terpeliharanya peralatan yang baik maka peralatan akan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama.

Secara umum ada 3 macam bahaya yang bisa terjadi dalam pabrik yang harus diperhatikan dalam perencanaannya yaitu :

1. Bahaya kebakaran
2. Bahaya mekanik
3. Bahaya terhadap kesehatan

7.2.1 Bahaya kebakaran

Bahaya kebakaran pada pabrik bioetanol ini dapat terjadi karena percikan bunga api pada stop kontak, sambungan kabel/kabel yang isolasinya tidak sempurna (terkelupas).

Cara pencegahannya : kabel/kawat-kawat listrik pada pabrik bioetanol ini disusun rapi dan ditempatkan jauh dari panas dan pekerja, peralatan listrik yang penting seperti switcher dan transformator diletakkan di tempat yang tersendiri (diberi pelindung dan diberi rambu peringatan bahwa tidak ada yang boleh mengoperasikan selain operator/ahli elektronika, pengecekan terhadap isolasi sambungan-sambungan kabel listrik dilakukan sesering mungkin sehingga jika ada isolasi kabel atau sambungan jaringan listrik yang tidak sempurna/terkelupas dapat segera diketahui, larangan merokok di lingkungan pabrik (kecuali pada tempat-tempat yang telah disediakan), penempatan pipa air yang melingkari seluruh lokasi pabrik, para pekerja yang bekerja atau berada pada pabrik bioetanol ini harus menggunakan alat pelindung diri berupa helm pengaman, sepatu safety.

Cara penanggulangannya : instalasi alat pemutus aliran listrik secara otomatis jika terjadi korsleting, menyediakan peralatan pemadam kebakaran pada tiap unit pabrik dan tempatnya mudah dijangkau, terutama unit-unit yang memungkinkan terjadinya kebakaran, menyediakan alat pelindung diri jika terjadi kecelakaan (pakaian yang tahan api, masker gas, sarung tangan yang tahan api dan panas, peralatan udara segar dsb.), alarm otomatis, menyediakan klinik kesehatan di pabrik bioetanol ini.

7.2.2 Bahaya mekanik

Bahaya yang mungkin timbul pada pabrik kemungkinan dapat disebabkan oleh konstruksi pabrik itu sendiri, adanya kebakaran akibat bunga api pada stop kontak, kebocoran pada pipa, dan bahaya oleh alat-alat/mesin yang bergerak, serta cara penanganan dan penyimpanan bahan dan produk. Berikut ini adalah uraian mengenai bahaya yang disebabkan oleh konfigurasi proses pada pabrik bioetanol ini beserta

mitigasi yang dilakukan untuk menghindari dan mengatasi terjadinya potensi bahaya tersebut.

A. Bahaya karena konstruksi pabrik

Bahaya yang disebabkan oleh konstruksi pabrik pada pabrik bioetanol ini adalah ketinggian bangunan pabrik, sehingga rawan terhadap bahaya alam, seperti petir dan angin, kurangnya ventilasi dan penerangan yang baik.

Cara pencegahannya : memasang peralatan penyalur petir pada bangunan pabrik bioetanol yang tinggi, memberikan petunjuk untuk pengamanan terhadap bahaya petir, angin dan bahaya alamiah lainnya pada area/bangunan tersebut, dibuat ventilasi yang cukup atau dipasang blower udara agar sesering mungkin dapat terjadi pergantian udara, memasang instalasi penerangan yang baik pada tiap unit agar pekerjaannya dapat mengoperasikan alat dengan baik, memberi jarak yang cukup antar alat dan penyusunan peralatan yang baik, sehingga mudah untuk dioperasikan, pembuatan pintu/tangga darurat, memberi pengaman (berupa batas/pagar pada tempat yang dapat menyebabkan seseorang jatuh (misalnya tangga untuk memeriksa tangki, para pekerja yang bekerja pada bagian proses diharuskan untuk menggunakan alat pelindung diri berupa helm pelindung, sepatu safety, dsb.

Cara penanggulangannya : menyediakan klinik kesehatan dan tenaga medis di pabrik bioetanol, menyediakan kotak P3K di setiap unit pabrik, menyediakan pemadam kebakaran di setiap unit pabrik lengkap dengan peralatan pelindung diri yang tahan api.

B. Bahaya kebocoran pipa

Bahaya kebocoran pipa pada pabrik bioetanol ini, terutama pipa-pipa yang mengalirkan steam (pipa steam) dan bahan berbahaya yang bersifat korosif (pipa yang mengalirkan H_2SO_4), bahan beracun (pipa yang mengalirkan $(NH_4)_2SO_4$, $Ca(OH)_2$, etanol), ataupun bahan yang mudah terbakar (etanol), serta pipa yang mengangkut steam.

Cara pencegahannya : pipa-pipa proses sebaiknya diletakkan diatas permukaan tanah agar lebih mudah untuk mendeteksi kebocoran, diberikan warna untuk membedakan pipa yang mengangkut fluida panas dan dingin, dilakukan pengecekan secara berkala terhadap pipa-pipa proses, isolasi panas yang baik pada pipa steam (agar dapat mencegah luka bakar dan mencegah hilangnya panas dari proses), bahan konstruksi pipa harus sesuai dengan sifat dan kondisi bahan yang diangkutnya agar

tidak mudah terjadi kebocoran, diterapkan peraturan para pekerja yang berada atau bekerja pada bagian/daerah perpipaan harus menggunakan helm pelindung, kaca mata pelindung, jas laboratorium/pakaian khusus kerja, sarung tangan, sepatu safety.

Cara penanggulangannya : menyediakan shower/tempat mandi darurat, menyediakan alat pemadam kebakaran disetiap tempat yang rawan (terutama di daerah dekat pipa yang membawa etanol), menyediakan peralatan P3K di setiap area rawan, menyediakan ambulans pabrik, segera memperbaiki pipa yang bocor tersebut.

C. *Bahaya alat/mesin bergerak*

Bahaya alat/mesin yang bergerak pada pabrik bioetanol ini adalah terletak pada mesin belt conveyor, bucket elevator, mixer, reaktor.

Cara pencegahan : memberi pengaman (berupa penutup atau pagar) pada belt conveyor, bucket elevator, mixer dan reaktor tersebut, sehingga tidak ada tangan/bagian tubuh dari pekerja yang dengan mudahnya masuk ke alat tersebut, menerapkan peraturan untuk memakai alat pelindung diri berupa pakaian khusus kerja/jas lab, helm pengaman, penutup telinga, memberi peringatan (berupa papan/poster) bahwa dilarang mendekat karena alat tersebut berbahaya, dibentuk organisasi yang bergerak dalam bidang K3, memberikan rambu/instruksi keselamatan kerja di sekitar alat belt conveyor, bucket elevator, mixer, reactor.

Cara penanggulangannya : membalut/menutup luka dengan kasa/perban dan segera bawa ke klinik kesehatan, apabila ada tulang/bagian tubuh yang patah, jangan digerakan, lakukan pembidaian dan segera panggil ambulans.

7.2.3 **Bahaya terhadap kesehatan**

Bahaya yang terjadi umumnya berkaitan dengan bahan dan produk dapat terjadi karena penyimpanan, penempatan bahan dan produk yang kurang tepat.

Cara pencegahannya : tangki/storage yang menyimpan bahan yang mudah terbakar (storage bioetanol) harus diletakkan di tempat yang tertutup dan jauh dari panas/sumber api, bahan, bentuk dan ukuran tangki harus sesuai dengan yang telah direncanakan dan perancangannya harus sesuai dengan ketentuan standard yang berlaku (ketebalan, jenis bahan, faktor korosi,dll) begitu pula dengan storage yang menyimpan bahan berbahaya lainnya (storage H_2SO_4 , storage $(NH_4)_2SO_4$, storage $Ca(OH)_2$) agar dapat mencegah kebocoran dan memperpanjang usia storage, larangan untuk merokok di sekitar storage bioetanol, diberikan rambu dan instruksi kerja (berupa poster/papan

peringatan) di sekitar storage bioetanol, H_2SO_4 , $(NH_4)_2SO_4$, $Ca(OH)_2$ diberikan rambu/peraturan (poster) agar menggunakan alat pelindung diri (berupa masker, sarung tangan karet, helm pelindung, pakaian khusus kerja/jas lab, sepatu safety) jika bekerja/berada pada sekitar storage.

Juga pada reaktor diberikan isolasi panas agar panas proses tidak hilang, dan diberikan pagar pembatas agar tidak sembarang orang bisa mendekat ke reaktor, menara destilasi, kolom adsorpsi, selain itu juga diberikan rambu tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di depan pagar yang mengelilingi ke reaktor, menara destilasi, kolom molecular sieve, juga dipasang temperature control dan pressure indicator agar suhu dan tekanan operasinya tidak melebihi batas tekanan operasi dan suhu operasi yang diperkenankan.

Cara penanggulangannya : menyediakan alat pemadam kebakaran pada tempat yang mudah terjangkau di daerah tempat storage bioetanol, fusel oil, asetaldehyde, menyediakan alarm (jika terjadi kebakaran), menyediakan fasilitas mandi darurat, menyediakan P3K, menyediakan alat bantu pernafasan darurat (oksigen, masker, dsb.), segera panggil ambulans.

Selain itu, tindakan pencegahan lain yang dapat dilakukan adalah memberi pengarahan dan pelatihan bagi para pekerja tentang pengoperasian alat, pelatihan K3, pelatihan pertolongan pertama pada kecelakaan di pabrik bioetanol, dsb.

Tabel. 7.2 Alat-alat keselamatan kerja pada Pabrik Bioethanol

No.	Alat Pelindung	Lokasi Penggunaan
1	Masker	Semua unit proses
2	Helm	Semua unit proses
3	Sarung tangan	Semua unit proses
4	Sepatu karet	Semua unit proses
5	Isolasi panas	Semua unit proses
6	Baju khusus (Jas lab)	Laboratorium
7	Pemadam kebakaran	Semua unit proses

7.3 Material Safety Data Sheet (MSDS)

Berikut ini adalah *material safety data sheet* (MSDS) dari bahan yang digunakan serta produk yang dihasilkan :

1. Bioetanol

Dapat menyebabkan iritasi jika terjadi kontak dengan mata. Cuci mata dengan air selama paling tidak 15-20 menit. Cari pertolongan medis jika gejala berlanjut. Kontak yang berkepanjangan dan berulang tidak akan menyebabkan iritasi kulit yang parah. Bahan ini dapat ditemui pada temperatur yang ditingkatkan. Pembakaran secara thermal (karena panas) mungkin terjadi. Tidak ada antisipasi bahaya dari tertelan secara tidak sengaja pada industri. Bioetanol juga mudah terbakar sehingga diharuskan memakai alat pelindung diri.

Pertolongan pertamanya : Jika terkena mata, segera bilas mata dengan air. jika iritasi berlanjut, segera hubungi dokter. Jika terkena kulit, segera cuci dengan sabun dan air. jika tertelan dalam jumlah yang sedikit, tidak berbahaya, tetapi jika tertelan dalam jumlah yang banyak, cari pertolongan atau nasehat dari dokter.

2. Asam Sulfat

Asam Sulfat dapat menyebabkan mata terbakar. Dapat menyebabkan kulit terbakar. Dapat menyebabkan kerusakan sementara dan permanen pada saluran pencernaan. Dapat menyebabkan saluran gastrointestinal (lambung) terbakar. Dapat menyebabkan keracunan system dengan asidosis. Jika terhisap, asam sulfat dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernafasan dengan rasa sakit yang membakar pada hidung dan tenggorokan, batuk, serak, nafas menjadi pendek-pendek dan edema paru-paru.

Pertolongan pertamanya : Jika terjadi kontak dengan kulit, segera cuci area yang terkena asam sulfat. Jika gejala terus berlanjut, segera cari pertolongan medis. Jika terkena mata, segera cuci basuh mata dengan air bersih yang mengalir, selama paling tidak 15 menit sambil mengangkat kedua kelopak mata sesering mungkin. Segera cari pertolongan medis. Jika tertelan, beri minum beberapa gelas susu atau air. penderita mungkin akan muntah secara spontan, tetapi jangan dipaksa untuk muntah. Jangan memberikan sesuatu lewat mulut, jika penderita tidak sadarkan diri. Jika terhirup, segera pindahkan penderita ke udara segar/bebas. Beri nafas buatan, jika penderita tidak bernafas, dan beri oksigen jika penderita susah bernafas.

3. Kalsium hidroksida ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)

Seperti banyak zat-zat kimia lainnya, jika terjadi kontak dengan tubuh, kalsium hidroksida dapat menyebabkan bahaya pada kesehatan, seperti :

Jika terhirup, dapat menyebabkan iritasi sistem pernafasan pada trakea, batuk-batuk, nafas pendek-pendek, bronkitis kimia. Jika tertelan, dapat mengakibatkan pendarahan dalam pada sistem pencernaan, kemungkinan terjadi perforation pada esofagus, luka dalam, *vomiting*, diare, dan tidak sadarkan diri. Jika terjadi kontak dengan mata, dapat menyebabkan iritasi, luka pada mata, ulceration, dan kebutaan. Kalsium hidroksida dapat mengakibatkan kulit terbakar, dan blistering jika terjadi kontak pada kulit, dapat menyebabkan dermatitis atau beberapa macam iritasi pada kulit.

Pertolongan pertamanya : Jika terkena mata, segera bilas mata dengan air bersih yang mengalir selama minimal 15 menit sambil mengangkat kelopak mata atas dan bawah sesering mungkin dan segera cari pertolongan medis. Jika terkena kulit, segera cari pertolongan medis. Lepas pakaian yang terkontaminasi lalu cuci area kulit yang terkontaminasi dengan air dan sabun selama 15 menit. Jika tertelan dan penderita masih sadarkan diri, beri 2-4 gelas susu atau air, jangan dipaksa untuk muntah. Jangan memberikan apapun pada penderita yang tidak sadarkan diri. Segera cari pertolongan medis. Jika terhirup, segera pindahkan ke udara segar/bebas dan beri oksigen jika penderita susah bernafas, jika diharuskan untuk memberikan bantuan pernafasan, jangan memberikan bantuan pernafasan lewat mulut ke mulut, tetapi berikan oksigen dan gunakan alat bantu yang sesuai seperti masker dan kantung pernafasan. Segera cari pertolongan medis.

4. Ammonium Sulfat ($(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$)

Ammonium Sulfat jika terhirup dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernafasan. Gejalanya berupa batuk-batuk dan sesak napas. Pertolongan pertama pada korban yaitu korban dibawa keluar untuk mendapat udara segar. Jika tidak bernapas, berikan pernafasan buatan dan bila kesulitan bernapas berikan oksigen. Setelah itu segera didapatkan perawatan medis.

Ammonium sulfat jika tertelan dapat menyebabkan iritasi pada saluran pencernaan. Gejalanya berupa mual-mual, muntah dan diare. Pertolongan pertamanya jangan memberikan apapun ke dalam mulut korban pada saat korban tidak sadarkan diri dan segera mendapatkan perawatan medis.

Jika terjadi kontak kulit dengan Ammonium sulfat dapat menyebabkan iritasi kulit. Gejalanya yaitu kemerahan pada kulit, gatal-gatal dan nyeri. Pertolongan pertama pada korban dengan segera membasuh kulit dengan air yang banyak selama 15 menit. Lepaskan pakaian dan peralatan yang sudah terkontaminasi dan bersihkan sebelum digunakan kembali.

Ammonium sulfat jika terjadi kontak dengan mata dapat menyebabkan iritasi, kemerahan dan nyeri pada mata. Pertolongan pertama yang diberikan dengan segera membasuh mata dengan banyak air minimal selama 15 menit dan sekali sekali membuka tutup mata. Setelah itu segera mendapatkan perawatan medis.

5. Karbon Dioksida (CO₂)

Pada konsentrasi 2 – 10%, gas karbon dioksida dapat menyebabkan mual, pusing, muntah, sakit kepala, kenaikan tekanan darah dan kenaikan frekuensi pernafasan. Pada konsentrasi 8%, mual dan muntah – muntah muncul, sedangkan pada konsentrasi di atas 10%, dalam waktu beberapa menit saja dapat menyebabkan kematian karena kekurangan oksigen. Jika uap dari gas ini mengenai mata dapat menyebabkan mata pedih, begitu juga jika terhirup, dapat menyebabkan pedih pada saluran pernafasan. Efek kronisnya dapat menyebabkan kerusakan retina dan saraf pusat penglihatan, dan system syaraf pusat. Penolong diharuskan memakai APD (alat pelindung diri) yang dipakai dengan benar terlebih dahulu sebelum menolong korban, kemudian pindahkan korban ke udara segar sesegera mungkin dan panggil bantuan medis. Jika nafas korban tidak bias bernafas, beri nafas buatan, jika susah bernafas, beri oksigen.

7.5 Safety Protection and Emergency Control System

Berdasarkan analisis bahaya yang telah dipaparkan pada subbab sebelumnya, maka *safety protection* yang dilakukan antara lain :

- memasang peralatan penyalur petir pada bangunan pabrik bioetanol yang tinggi
- memberikan petunjuk untuk pengamanan terhadap bahaya petir, angin dan bahaya alamiah lainnya pada area/bangunan tersebut
- dibuat ventilasi yang cukup atau dipasang blower udara agar sesering mungkin dapat terjadi pergantian udara
- memasang instalasi penerangan yang baik pada tiap unit agar pekerjaannya dapat mengoperasikan alat dengan baik
- memberi jarak yang cukup antar alat dan penyusunan peralatan yang baik, sehingga mudah untuk dioperasikan, pembuatan pintu/tangga darurat, memberi pengaman (berupa batas/pagar pada tempat yang dapat menyebabkan seseorang jatuh) misalnya tangga untuk memeriksa tangki, para pekerja yang bekerja pada bagian proses diharuskan untuk menggunakan alat pelindung diri berupa helm pelindung, sepatu safety, dsb.
- Memasang poster/gambar – gambar yang berkaitan dengan keselamatan dan kesehatan kerja ketika bekerja pada area pabrik, misalnya : dilarang merokok di area pabrik atau di dekat storage – storage yang menyimpan bahan – bahan yang mudah terbakar, memasang tanda/label tentang bahan – bahan yang disimpan di storage, dsb.
- Membuat peraturan yang mengharuskan memakai pakaian/peralatan safety yang disediakan pabrik jika sedang berada pada area produksi pabrik.
- menyediakan klinik kesehatan dan tenaga medis di pabrik bioetanol
- menyediakan kotak P3K di setiap unit pabrik
- menyediakan pemadam kebakaran di setiap unit pabrik lengkap dengan peralatan pelindung diri yang tahan api
- kabel/kawat-kawat listrik pada pabrik bioetanol ini disusun rapi dan ditempatkan jauh dari panas dan pekerja
- peralatan listrik yang penting seperti switcher dan transformator diletakkan di tempat yang tersendiri (diberi pelindung dan diberi rambu peringatan bahwa tidak ada yang boleh mengoperasikan selain operator/ahli elektronika

- pengecekan terhadap isolasi sambungan-sambungan kabel listrik dilakukan sesering mungkin sehingga jika ada isolasi kabel atau sambungan jaringan listrik yang tidak sempurna/terkelupas dapat segera diketahui
- penempatan pipa air yang melingkari seluruh lokasi pabrik, para pekerja yang bekerja atau berada pada pabrik bioetanol ini harus menggunakan alat pelindung diri berupa helm pengaman, sepatu safety.
- menyediakan peralatan pemadam kebakaran pada tiap unit pabrik dan tempatnya mudah dijangkau, terutama unit-unit yang memungkinkan terjadinya kebakaran
- menyediakan alat pelindung diri jika terjadi kecelakaan (pakaian yang tahan api, masker gas, sarung tangan yang tahan api dan panas, peralatan udara segar dsb.),
- menyediakan klinik kesehatan di pabrik bioetanol ini.
- pipa-pipa proses sebaiknya diletakkan diatas permukaan tanah agar lebih mudah untuk mendeteksi kebocoran
- diberikan warna untuk membedakan pipa yang mengangkut fluida panas dan dingin
- dilakukan pengecekan secara berkala terhadap pipa-pipa proses, isolasi panas yang baik pada pipa steam (agar dapat mencegah luka bakar dan mencegah hilangnya panas dari proses)
- bahan konstruksi pipa harus sesuai dengan sifat dan kondisi bahan yang diangkutnya agar tidak mudah terjadi kebocoran
- diterapkan peraturan para pekerja yang berada atau bekerja pada bagian/daerah perpipaan harus menggunakan helm pelindung, kaca mata pelindung, jas laboratorium/pakaian khusus kerja, sarung tangan, sepatu safety.
- memberi pengaman (berupa penutup atau pagar) pada belt conveyor, bucket elevator, mixer dan reaktor tersebut, sehingga tidak ada tangan/bagian tubuh dari pekerja yang dengan mudahnya masuk ke alat tersebut
- menerapkan peraturan untuk memakai alat pelindung diri berupa pakaian khusus kerja/jas lab, helm pengaman, penutup telinga
- memberi peringatan (berupa papan/poster) bahwa dilarang mendekat karena alat tersebut berbahaya
- dibentuk organisasi yang bergerak dalam bidang K3
- memberikan rambu/instruksi keselamatan kerja di sekitar alat belt conveyor, bucket elevator, mixer, reactor.

- tangki/storage yang menyimpan bahan yang mudah terbakar (storage bioetanol) diletakkan di tempat yang tertutup dan jauh dari panas/sumber api,
- larangan untuk merokok di sekitar storage bioetanol, diberikan rambu dan instruksi kerja (berupa poster/papan peringatan) di sekitar storage bioetanol, H_2SO_4 , $(NH_4)_2SO_4$, $Ca(OH)_2$ diberikan rambu/peraturan (poster) agar menggunakan alat pelindung diri (berupa masker, sarung tangan karet, helm pelindung, pakaian khusus kerja/jas lab, sepatu safety) jika bekerja/berada pada sekitar storage.
- reaktor diberikan isolasi panas agar panas proses tidak hilang
- diberikan pagar pembatas agar tidak sembarang orang bisa mendekati ke reaktor, menara destilasi, kolom adsorpsi, selain itu juga diberikan rambu tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di depan pagar yang mengelilingi ke reaktor, menara destilasi, kolom molecular sieve.
- juga dipasang temperature control dan pressure indicator agar suhu dan tekanan operasinya tidak melebihi batas tekanan operasi dan suhu operasi yang diperkenankan
- memberi pengarahan dan pelatihan bagi para pekerja tentang pengoperasian alat, pelatihan K3, pelatihan pertolongan pertama pada kecelakaan di pabrik bioetanol, dsb.

Sedangkan *emergency control system* yang disediakan dan diterapkan di pabrik bioetanol ini antara lain sebagai berikut :

- instalasi alat pemutus aliran listrik secara otomatis jika terjadi korsleting
- instalasi alarm otomatis sebagai tanda peringatan dan shut down pabrik secara otomatis ketika terjadi kerusakan pada alat proses, tekanan dan boiler pada system utilitas pabrik ini melebihi batas maksimum, kebocoran reactor, dsb.
- Instalasi alarm otomatis sebagai tanda/peringatan ketika terjadi kebakaran.

BAB VIII

UTILITAS

Utilitas merupakan sarana pendukung agar proses produksi dapat berjalan dengan lancar. Pada pra rencana pabrik bioethanol ini terdapat empat unit utilitas, yaitu:

1. Unit Penyedia Steam
2. Unit Penyedia Air
3. Unit Penyedia Listrik
4. Unit Penyedia Bahan Bakar

8.1 Unit penyedia steam

Bahan baku pembuatan steam adalah umpan boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini mempunyai kondisi :

- Tekanan : 2,425 atm
- Temperatur : 126 °C

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang menyebabkan kerusakan pada boiler adalah :

- Kadar zat terlarut yang tinggi
- Zat padat terlarut
- Garam-garam Ca dan Mg
- Silika, sulfat, asam bebas dan oksida
- Zat organik

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak berbuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter, dan suatu kebasaaan yang tinggi sekali. Kesulitan-kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa :

- Kesulitan membaca tinggi permukaan air didalam boiler
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat dan mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel pada dinding boiler. Hal ini akan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

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

b. Tidak membentuk kerak dalam boiler

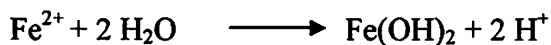
Kerak didalam boiler disebabkan oleh garam-garam Ca^{2+} , Mg^{2+} , silikat dan garam karbonat. Kerak yang terbentuk akan menyebabkan :

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

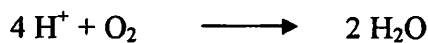
Hal ini dapat dicegah dengan menurunkan hardnessnya. Dapat dilakukan dengan cara eksternal softening maupun internal softening.

c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

Korosi dapat disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

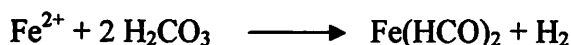


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hydrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO_2 , karena adanya pemanasan dan tekanan. CO_2 yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan, garam bikarbonat ini membentuk CO_2 lagi.

Reaksi yang terjadi :



8.2 Unit penyedia air

Dalam pabrik bioethanol ini air yang digunakan adalah air sungai. Oleh karena itu sebelum mengalami proses “water treatment” yang lebih lanjut, air sungai perlu disaring terlebih dahulu dengan menggunakan “strainer” untuk menghilangkan kotoran-kotoran yang berukuran makro maupun mikro sebelum masuk ke bak penampung. Air di dalam bak penampung kemudian diolah lebih lanjut sesuai dengan keperluan

pemakainya. Untuk menghemat pemakaian air sebaiknya jika memungkinkan dilakukan sirkulasi atau “*recycle*”. Kebutuhan air dalam pabrik meliputi :

a. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan laboratorium, karyawan (minum), taman, memasak, mencuci, mandi dan lain-lain. Air sanitasi yang dibutuhkan sebesar 9.552,5539 kg/jam.

Pada dasarnya untuk air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas air bersih meliputi :

❖ Syarat Fisika

- Tidak berwarna
- Tidak berbau
- Tidak berbusa
- Mempunyai suhu dibawah suhu udara
- Kekeruhan < 1 mg SiO₂/liter

❖ Syarat Kimia

- pH 6,5 – 8,5
- Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik
- Tidak beracun

❖ Syarat Biologis

- Tidak mengandung kuman atau bakteri terutama bakteri *E. coli* dan pathogen

b. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi sebagai pendingin pada peralatan proses. Kebutuhan air pendingin sebanyak 128.718,2141 kg/jam. Air pendingin disediakan dengan excess 20% sehingga kebutuhan air pendingin sebanyak 154.461,8569 kg/jam. Excess 20% ini digunakan sebagai pengganti air pendingin yang hilang.

Air pendingin yang digunakan dengan temperatur 30 °C. Air pendingin yang keluar dari peralatan proses dikembalikan lagi ke tangki penampung air pendingin melalui cooling tower terlebih dahulu. Pemakaian air pendingin pada peralatan proses meliputi :

- Tangki pembibitan = 3.976,2053 kg/jam
- Fermentor = 122.655,4379 kg/jam
- Kondensor I = 1.071,1539 kg/jam

- Kondensor II = 408,0404 kg/jam
- Cooler = 607,3767 kg/jam

Kebanyakan air digunakan sebagai pendingin karena adanya faktor-faktor, antara lain :

- Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar
- Mudah diatur dan dikerjakan
- Dapat menyerap jumlah panas yang besar persatuan volume
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperature pendinginan
- Tidak terdekomposisi

Hal-hal yang harus diperhatikan pada air pendingin antara lain :

- "Hardness" yang memberikan efek pembentukan kerak
- Besi penyebab korosi kedua
- Silica dan ion sulfat penyebab kerak
- Molaritas, ph, temperature sangat menentukan konsentrasi dari karbonat, bikarbonat serta kelarutan dari kalsium karbonat
- Padatan terlarut penyebab fouling sehingga membutuhkan dispersant
- Kontaminan seperti hidrokarbon, glikol, NH_3 , SO_2 , H_2S , penyebab fouling dan pertumbuhan bakteri atau mikroba
- Minyak penyebab terganggunya film corrotion inhibitor, koefisien perpindahan panas yang menurun dapat menjadi makanan mikroba yang bisa menyebabkan terbentuknya endapan.

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lumut, jamur dan korosi.

c. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam sebesar 640,3661 kg/jam. Air umpan boiler disediakan dengan excess 25% sehingga kebutuhan steam boiler sebanyak 800,4576 kg/jam. Excess 25% ini digunakan sebagai pengganti steam yang hilang.

Steam yang digunakan tekanan 2,4250 atm dan temperatur 126 °C. Steam yang telah menjadi kondensat dikembalikan lagi ke tangki penampung steam. Pemakaian steam pada peralatan proses meliputi :

- Reaktor gelatinasi = 105,7736 kg/jam
- Tangki Sakarifikasi = 354,0749 kg/jam
- Tangki Sterilisasi = 139,1887 kg/jam
- Reboiler I = 33,0095 kg/jam
- Reboiler II = 8,3193 kg/jam

Air umpan boiler tersebut mempunyai syarat sebagai berikut :

- Total padatan (*Total Dissolved Solid*) = 3.500 ppm
- Alkalinitas = 700 ppm
- Padatan terlarut (*Suspendit Solid*) = 300 ppm
- Silika = 60 – 100 ppm
- Besi = 0,1 mg/L
- Tembaga = 0,5 mg/L
- Oksigen = 0,007 mg/L
- Kesadahan = 0
- Kekeruhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residual fosfat = 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut, air umpan boiler harus bebas dari :

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

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan mencegah kerusakan pada boiler, sebelum digunakan air umpan harus diolah dulu, melalui :

1. Demineralizer untuk menghilangkan ion-ion pengganggu.
2. Deaerator untuk menghilangkan gas-gas impurities yang terlarut.

d. Air Proses

Air proses yang dibutuhkan pada mixer utama 6.555,5934 kg/jam dan mixer H_2SO_4 sebesar 169,6658 kg/jam.

Proses pengolahan air pada unit pengolahan air

Air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air sanitasi, air pendingin, air umpan boiler dan air proses diambil dari sungai. Dasar penggunaan air sungai karena

pabrik Bioethanol lokasinya pada kabupaten Grobogan, Purwodadi Jawa Tengah. Kabupaten ini dilewati sungai Lusi dengan debit 70 L/detik.

Air sungai tersebut siap diolah sesuai dengan penggunaannya sebagai berikut :

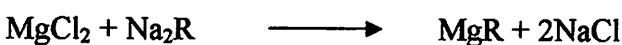
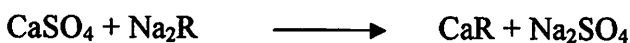
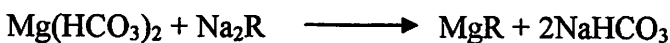
a. Pengolahan Air Sanitasi

Air dipompakan dari bak air bersih (F-217) menuju ke bak klorinasi (F-250) dengan pompa (L-251) untuk dilakukan proses klorinasi dengan menambahkan desinfektan klorin (Cl_2) sebanyak 3 ppm. Kemudian dipompa ke bak air sanitasi (F-253) dengan pompa (L-252) dan siap digunakan untuk kebutuhan sehari-hari.

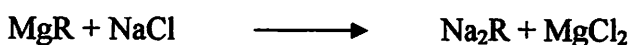
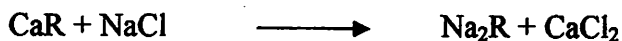
b. Pelunakan Air Umpan Boiler

Pelunakan air dilakukan dengan proses pertukaran ion dalam demineralizer yang terdiri dari dua tangki, yaitu kation exchanger (D-220A) dan tangki anion exchanger (D-220B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin polystyrene dan anion exchanger yang digunakan resin Amberlit IRA-420.

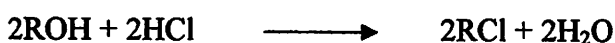
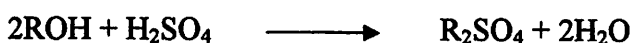
Air dari bak bersih (F-217) dialirkan dengan pompa (L-221) ke kation exchanger (D-220A). Di dalam tangki exchanger terjadi reaksi sebagai berikut:

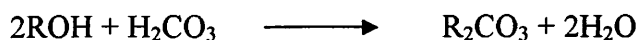


Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion 2R^- membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4 dan HCl . Dalam jangka waktu 674 jam, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu regenerasi kembali dengan NaCl . Dengan reaksi sebagai berikut :

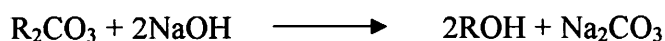
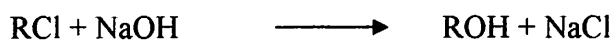
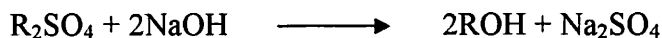


Selanjutnya air yang bersifat asam dialirkan ke tangki anion exchanger (D-220B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang digunakan dalam anion exchanger adalah Amberlith IRA-420. Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :





Dalam jangka waktu 674 jam, anion resin ini akan jenuh sehingga perlu regenerasi kembali dengan NaOH. Dengan reaksi sebagai berikut :



Keluar dari tangki demineralizer, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-222). Air lunak air digunakan sebagai air umpan boiler, air proses, dan air pendingin. Untuk memenuhi kebutuhan boiler, air lunak dipompa (L-231) ke bak steam kondensat (F-232) dan dipompa kembali (L-233) menuju deaerator (D-234) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan steam. Keluar dari deaerator (D-234)), air diumpankan ke boiler (Q-230) dengan pompa (L-235). Steam yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle ke tangki bak steam kondensat (F-232).

c. Pengolahan Air Pendingin

Air pendingin diambil dari air bak air lunak (F-222) kemudian dialirkan bak air pendingin (F-242) dengan pompa (L-241) menuju peralatan. Dan akan kembali ke bak air pendingin setelah proses pendinginan pada cooling tower (P-240).

d. Pengolahan Air Proses

Air proses diambil dari air bak air lunak (F-222) kemudian dialirkan menuju peralatan.

8.3 Unit penyedia listrik

Listrik yang dibutuhkan pada pra rencana pabrik bioethanol dari biji shorgum ini adalah 236,6721 kW yang meliputi :

- Proses : 270,8153 kW
- Penerangan : 127,32 kW
- Lain-lain : 10 kW

Safety faktor : 10% dari (proses+penerangan+lain-lain) = 40,8135 kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrument dan lain-lain disupplay dari PLN sebesar 269,3693 kW dan sisanya disupply dari generator AC bertenaga diesel berkekuatan 179,5796 kW

8.4 Unit penyedia bahan bakar

Bahan bakar dibutuhkan oleh pabrik yaitu pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relatif murah
- Mudah didapat
- Viskositas rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating value relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat

dari Engineering Toolbox tersedia di www.engineeringtoolbox.com, didapat :

- Densitas = 0,9 kg/L
- Heating value = 18.190,3499 BTU/lb

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

Pemilihan lokasi dari suatu perusahaan sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi sosial kemasyarakatan. Hal ini akan berpengaruh pada kedudukan perusahaan dalam persaingan serta kelangsungan hidup perusahaan selanjutnya.

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







1. Faktor utama
 - a. Penyediaan bahan baku
 - b. Pemasaran (marketing)
 - c. Utilitas (bahan bakar, sumber air, dan listrik)
 - d. Keadaan geografis dan masyarakat
2. Faktor khusus
 - a. Transportasi
 - b. Tenaga kerja
 - c. Buangan pabrik (dipposal)
 - d. Pembuangan limbah
 - e. Site dan karakteristik dari lokasi
 - f. Peraturan perundang-undangan

Berdasarkan beberapa pertimbangan di atas dipilih lokasi pabrik di daerah Grobogan, Jawa Tengah. Hal ini karena beberapa faktor antara lain:

1. Bahan baku

Beberapa daerah telah menjadi sentra produksi sorghum di Indonesia. Tabel 9.1 di bawah ini menunjukkan daerah-daerah penghasil sorghum berdasarkan data yang terdapat di Direktorat Jenderal Tanaman Pangan Departemen Pertanian (2007).

Tabel 9.1 Persebaran daerah penghasil sorghum di Indonesia

Propinsi	Daerah Penghasil	Peta Persebaran
Jawa Barat	Indramayu, Cirebon, Kuningan, Ciamis, Garut, Cianjur dan Sukabumi	
Jawa Tengah	Tegal, Kebumen, Kendal, Demak, Grobogan, Boyolali, Sukoharjo dan Wonogiri	
DI. Yogyakarta	Kulon Progo, Sleman, Bantul dan Gunung Kidul	
Jawa Timur	Pacitan, Bojonegoro, Tuban, Lamongan, Bangkalan, Pamekasan, Sampang, Sumenep, Pasuruan, Probolinggo, Malang dan Lumajang	
NTB	Lombok Tengah, Sumbawa, Dompu dan Bima	
NTT	Sumba Barat, Sumba Timur, Manggarai, Ngada, Ende, Sikka, Flores Timur, Lembata, Alor, Timor Tengah Utara, Kupang, Belu, Timor Tengah Selatan	

Mulai tahun 2007 perhutani Jawa Tengah telah memulai penanaman 4.000 ha lahan sorghum sebagai bagian dari program alokasi 78.000 ha lahan untuk tanaman pengasil bioenergi. Dilihat dari tabel persebaran sorghum maka Grobogan (Jawa Tengah) memungkinkan dalam pemenuhan kebutuhan bahan baku untuk pabrik bioetanol dari sorghum.

2. Pemasaran

Produk bioethanol yang dihasilkan 70% dijual ke Pertamina Unit Pengolahan IV Cilacap dan 30% dijual dalam bentuk kemasan drum ke wilayah Jawa Tengah, dan sekitarnya. Pemasaran dilakukan dalam bentuk murni bioetanol 99,9%.

3. Persediaan tenaga listrik dan bahan bakar

Tenaga listrik diperoleh dari PLTU Kedungombo sedangkan pasokan bahan bakar IDO didapat dari Pertamina Unit Pengolahan IV Cilacap yang memenuhi kebutuhan untuk Jawa Tengah dan Yogyakarta.

4. Persediaan air

Persediaan air diperoleh dari sungai Lusi yang melintasi daerah kabupaten Grobogan. Dengan debit aliran sungai 70 L/detik.

5. Fasilitas transportasi

Kabupaten Grobogan merupakan tempat strategis dalam bidang transportasi. Berada di jalan provinsi yang menghubungkan Semarang-Surabaya lewat Cepu. Angkutan kereta api juga melewati kabupaten ini, sehingga mempermudah distribusi bahan baku maupun produk yang dihasilkan.

6. Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga buruh maupun tenaga ahli mudah diperoleh di Jawa Tengah dan sekitarnya dikarenakan daerah Grobogan relatif dekat dengan bahan baku.

7. Karakteristik lokasi

Karakteristik lokasi ini menyangkut iklim serta kondisi sosial masyarakat di Grobogan memiliki kelayakan. Disamping itu belum banyak pabrik yang didirikan di daerah ini sehingga akan menambah mata pencaharian bagi masyarakat Grobogan.

8. Perluasan pabrik

Di kabupaten Grobogan memiliki kemungkinan untuk perluasan pabrik karena masih mempunyai areal yang cukup luas. Hal ini perlu diperhatikan karena dengan

semakin meningkatnya permintaan produk akan menuntut adanya peningkatan kapasitas produk.

Penentuan tata letak pabrik bertujuan untuk:

1. Meminimasi penundaan pekerjaan atas material
2. Meminimasi penanganan material
3. Mempertahankan/meningkatkan fleksibilitas baik dari segi variasi rancangan produk maupun jumlah yang dapat diproduksi
4. Termanfaatkannya tenaga kerja dan ruang secara efektif
5. Meningkatnya semangat moral karyawan dalam bekerja
6. Memberikan kemudahan perawatan fasilitas dan kebersihan.



Gambar 9.1 Lokasi pra rencana pabrik bioethanol dari biji sorghum

Keterangan :



= Lokasi pabrik bioethanol dari biji sorghum

9.1 Tata Letak Pabrik

Setelah proses *flow* diagram tersusun, sebelum design pemipaan, struktural dan listrik dimulai, maka lay out proses pabrik dan peralatan harus direncanakan dahulu. Perencanaan lay out pabrik meliputi, perencanaan storage area, proses area dan handling area.

Pertimbangan yang diperhatikan dalam lay out pabrik adalah:

- Tanah yang tersedia
- Tipe dan kualitas produk
- Kemungkinan pengembangan pabrik dimasa mendatang
- Distribusi bahan baku, bahan jadi, air listrik dan lain-lain
- Keadaan cuaca dan lingkungan
- Keamanan terhadap kebakaran, gas beracun dan bentuk bangunan
- Pengaturan terhadap penggunaan ruangan dan elevasi

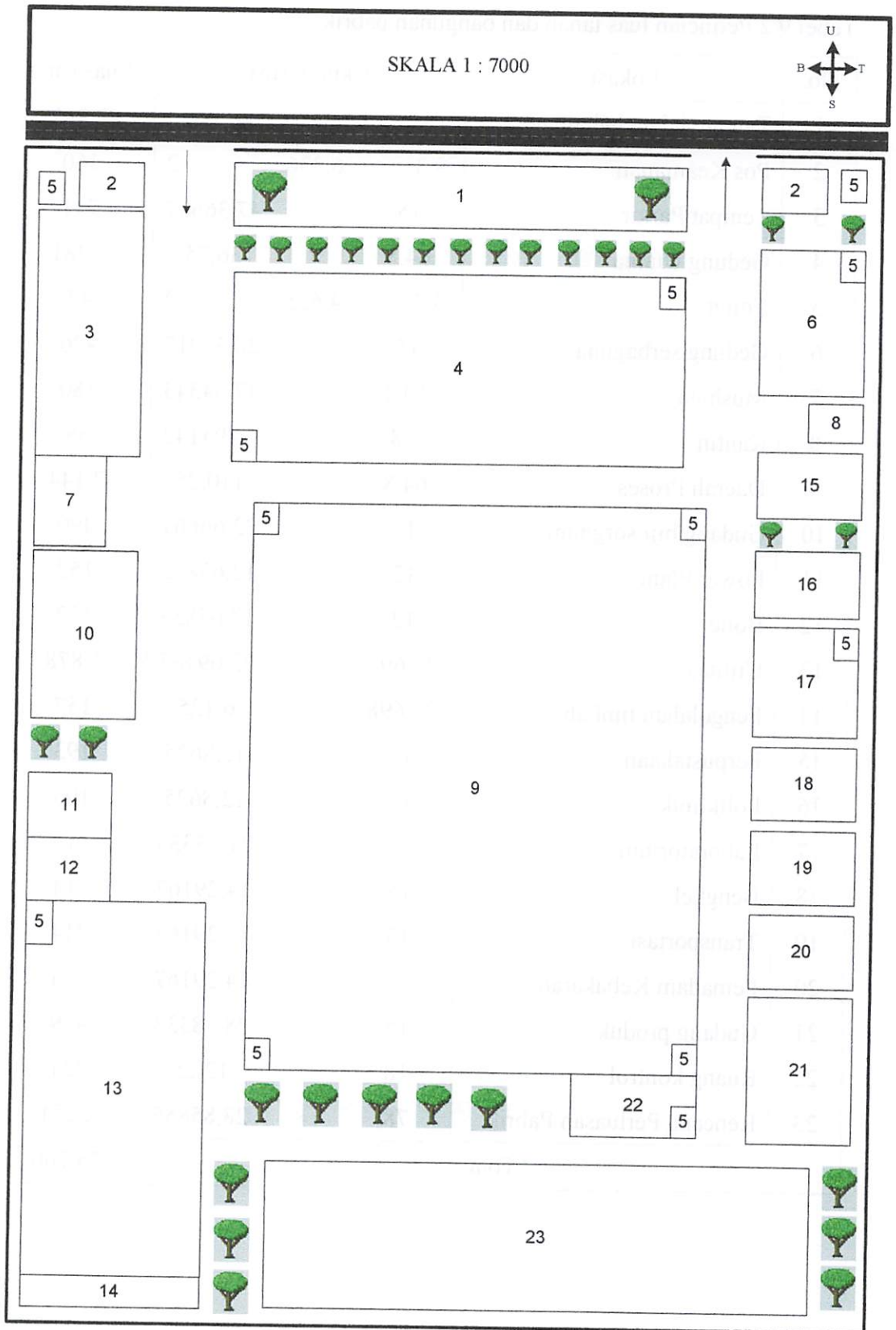
Secara garis besar lay out pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah perkantoran, laboratorium dan ruanag kontrol
 - Daerah perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi perusahaan yang mengatur kelancaran produksi
 - Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendali proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
2. Daerah proses
Merupakan daerah alat-alat proses ditempatkan dan proses berlangsung.
3. Daerah gudang, kantin, musolah, poliklinik, bengkel dan parkir
4. Daerah perumahan dan perluasan
5. Daerah utilitas

Adapun perincian luas tanah sebagai tempat dibangunnya pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 9.2 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

No.	Lokasi	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1	Taman, jalan, halaman		7.515
2	Pos Keamanan	9,3 × 6,336 × 2	160
3	Tempat Parkir	15 × 47,36667	711
4	Gedung Utama	64,8 × 36,75	2.381
5	Toilet	3,7 × 4,625 × 2	47
6	Gedung serbaguna	15 × 28,37917	426
7	Mushola	10,2 × 17,64343	180
8	Kantin	7,8 × 7,494142	58
9	Daerah Proses	64,8 × 110,25	7.144
10	Gudang biji sorghum	15 × 32,66667	490
11	Power Plant	12 × 12,65833	152
12	Boiler	12 × 12,65833	152
13	Utilitas	25,698 × 73,09167	1.878
14	Pengolahan limbah	25,698 × 6,125	157
15	Perpustakaan	15 × 12,8625	193
16	Poliklinik	15 × 12,8625	193
17	Laboratorium	15 × 21,23333	319
18	Bengkel	15 × 14,29167	214
19	Transportasi	15 × 14,29167	214
20	Pemadam Kebakaran	15 × 14,29167	214
21	Gudang produk	15 × 28,58333	429
22	Ruang kontrol	18 × 12,25	221
23	Rencana Perluasan Pabrik	78 × 28,85855	2.251
Total			25.700



Gambar 9.2 Skema tata letak pabrik bioetanol dari biji sorghum

Keterangan:

- | | |
|------------------------|------------------------------|
| 1. Taman | 13. Utilitas |
| 2. Pos keamanan | 14. Pengolahan limbah |
| 3. Tempat parkir | 15. Perpustakaan |
| 4. Gedung utama | 16. Poliklinik |
| 5. Toilet | 17. Laboratorium |
| 6. Gedung serbaguna | 18. Bengkel |
| 7. Mushola | 19. Transportasi |
| 8. Kantin | 20. Pemadam kebakaran |
| 9. Daerah proses | 21. Gudang produk |
| 10. Gudang biji shogum | 22. Ruang control |
| 11. Power plant | 23. Rencana perluasan pabrik |
| 12. Boiler | |

9.2 Tata letak peralatan

Dalam perancangan lay out peralatan proses ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, 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 diperhatikan elevasi pipa, untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian 3 meter atau lebih. Untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses harus lancar, tujuannya menghindari terjadinya stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga membahayakan keselamatan pekerja

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai, tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu diperhatikan penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia

Dalam perancangan lay out peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah sehingga apabila terjadi gangguan alat proses dapat segera diperbaiki.

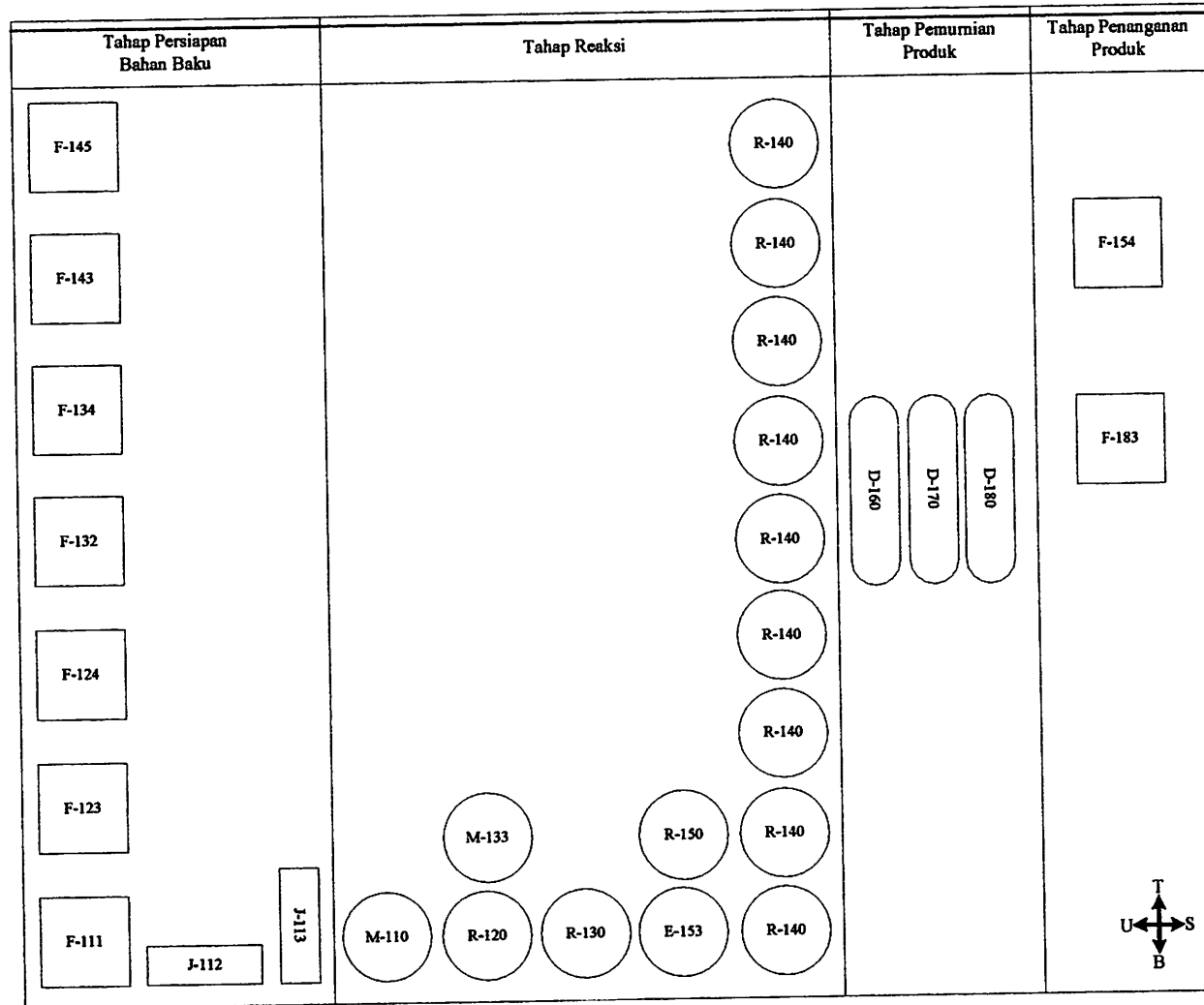
5. Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi

6. Jarak antara alat proses

Untuk alat proses yang memiliki tekanan dan suhu operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

Tata letak alat harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- Dapat memperlancar proses produksi.
- Dapat mengefektifkan penggunaan luas tanah.
- Biaya material handling menjadi lebih rendah dan menyebabkan turunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
- Karayawan mendapat kepuasan kerja. Jika karyawan mendapatkan kepuasan dalam bekerja akan meningkatnya produktivitas kerja.



Gambar 9.3 Tata letak peralatan pabrik bioetanol dari biji sorghum

Keterangan:

F - 111	: Storage biji sorghum	J - 113	: Bucket elevator
F - 123	: Storage $\text{Ca}(\text{OH})_2$	C - 114	: Hammer Mill
F - 124	: Storage amylase	M - 110	: Tangki Pengenceran
F - 132	: Storage H_2SO_4	R - 120	: Tangki liquifikasi
F - 134	: Storage Glukoamylase	R - 130	: Tangki sakarifikasi
F - 143	: Storage <i>Saccharomyces cereviceae</i>	R - 140	: Tangki pembibitan
F - 154	: Storage $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ Storage CO_2	R - 150	: Fermentor
F - 183	: Storage Bioetanol	E - 153	: Tangki Sterilisasi
J - 112	: Belt conveyer	D - 160	: Beer Still
		D - 170	: Rectifying Column
		D - 180	: Molecular sieve

BAB X

ORGANISASI PERUSAHAAN

Suatu perusahaan biasanya memiliki suatu bentuk organisasi yang berfungsi sebagai suatu bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dalam arti dapat menyesuaikan diri terhadap segala perubahan, yang pada hakekatnya merupakan suatu bentuk yang dengan sadar diciptakan manusia untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

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

10.1 Dasar Perusahaan

- Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lokasi pabrik : Grobogan, Jawa tengah
- Lapangan usaha : Memproduksi Bioethanol dari biji sorghum
- Kapasitas : 10.000 kL/tahun
- Status perusahaan : Swasta
- Modal : Penanaman Modal Dalam Negeri

10.2 Bentuk Perusahaan

Pabrik bioethanol yang akan didirikan mempunyai bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa faktor berikut:

1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya dan karyawan perusahaan.

5. Efisiensi dari manajemen

Para pegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris, juga dapat memilih direktur utama yang cakap dan berpengalaman.

6. Lapangan usaha lebih luas

Suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga perusahaan dapat memperluas usahanya.

10.3 Struktur Organisasi Perusahaan

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang dipergunakan dalam perusahaan tersebut. Hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan untuk mencapai kenyamanan kerja antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang baik, perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain :

- Perumusan tujuan perusahaan yang jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

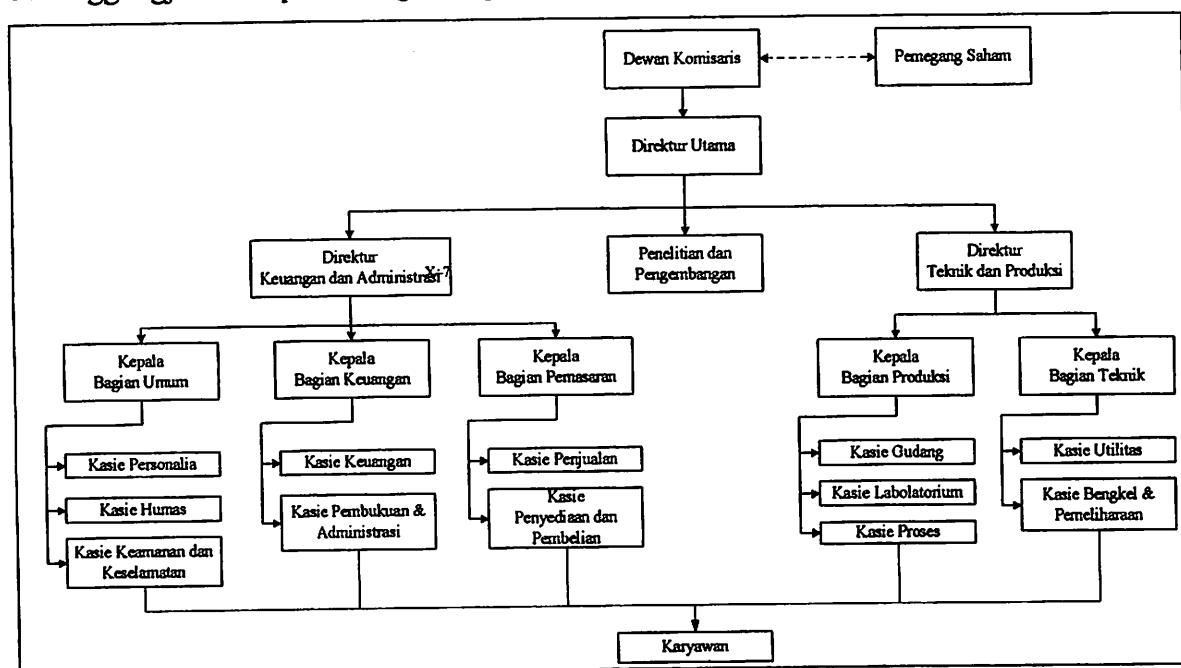
Dengan pedoman pada asas-asas tersebut akan diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu *Sistem Line and Staff*. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab kepada seorang atasan. Untuk mencapai kelancaran produksi, perlu dibentuk staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staff 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 staff ini, yaitu :

1. Sebagai garis yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staff yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya sesuai keahlian yang dimilikinya dengan memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Tugas sehari-hari pemegang saham sebagai pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi dan Direktur Keuangan Umum. Direktur Produksi membawahi bidang teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran pelayanan. Direktur ini membawahi beberapa Kepala Bagian yang bertanggungjawab atas bagian-bagian perusahaan. Masing-masing Kepala Bagian membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan sesuai bidangnya masing-masing.

Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing Kepala Regu. Setiap Kepala Regu akan bertanggungjawab kepada Pengawas pada masing-masing seksi.



Gambar 8.2.1 Struktur organisasi pabrik bioetanol

10.4 Tugas dan Wewenang

Pada struktur organisasi *sistem line and staff* setiap bidang mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut :

1. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan sekumpulan orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan pengoperasian perusahaan tersebut, sehingga dapat

dikatakan bahwa pemegang saham adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham :

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Direksi
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris bertanggungjawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya
- b. Mengawasi tugas-tugas direksi
- c. Membantu direksi dalam hal yang penting

3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggungjawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

- a. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana kerja dan cara-cara pelaksanaannya.
- b. Mengurus harta kekayaan perseroan
- c. Mengurus dan mewakili perseroan didalam dan luar negeri
- d. Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggungjawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan lebih dahulu
- e. Mengadakan koordinasi yang tepat pada seluruh bagian organisasi
- f. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing

- g. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris segala anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
- h. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perseroan. Dan harus meminta ijin kepada dewan komisaris bila akan melakukan tindakan yang berhubungan dengan perseroan (peminjaman uang di Bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang dan lain sebagainya)

Tugas Direkur Teknik dan Produksi antara lain :

- a. Bertanggungjawab pada Direktur Utama dalam bidang Produksi, teknik dan pemasaran
- b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum

- a. Bertanggungjawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum
- b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian terdiri dari :

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggungjawab kepada Direktur Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi

Kepala Bagian Produksi membawahi:

➤ Seksi Proses

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

➤ Seksi Gudang

- Mengawasi jalannya pengemasan
- Menangani masalah penyimpanan bahan baku dan produk.

➤ Seksi Laboratorium

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi

b. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggungjawab kepada Direktur Produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi

Kepala Bagian Pemasaran membawahi:

➤ Seksi Pembelian

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

➤ Seksi Pemasaran

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- Mengatur distribusi hasil produksi dan gudang

c. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

➤ Seksi Pemeliharaan

- Melaksanakan pemeliharaan dan memperbaiki fasilitas gedung dan peralatan pabrik

➤ Seksi Utilitas

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

d. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Keuangan membawahi:

- Seksi Administrasi
 - Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan, serta masalah perpajakan
- Seksi Keuangan
 - Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan
 - Mengadakan perhitungan gaji dan intensif karyawan

e. Kepala Bagian Umum

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi:

- Seksi Personalia
 - Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dengan pekerjaan dan lingkungan supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
 - Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi untuk menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
 - Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan
- Seksi Humas
 - Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan
- Seksi Keamanan
 - Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
 - Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan karyawan di lingkungan pabrik
 - Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan

f. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Research and Development terdiri atas ahli-ahli sebagai pembantu direksi dan bertanggungjawab kepada direksi.

Research and Development membawahi dua departemen:

- Departemen Penelitian
- Departemen Pengembangan

Tugas dan wewenang :

- Mempertinggi mutu suatu produk
- Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi
- Mengadakan penelitian pemasaran suatu produk ke suatu tempat
- Mempertinggi efisiensi kerja

5. Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggungjawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

10.5 Pembagian Jam Kerja

Pabrik bioethanol direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan. 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. Yang termasuk para karyawan harian adalah Direktur, Staff Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bawahan yang berada dikantor. Karyawan non shift dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Jam kerja :

- Hari Senin – Jumat : jam 08.00 – 16.00
- Hari Sabtu : jam 08.00 – 12.00

Jam Istirahat :

- Hari Senin – Kamis : jam 12.00 – 13.00
- Hari Jumat : jam 11.00 – 13.00

2. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik dan bagian gudang.

Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam tiga shift dengan pengaturan sebagai berikut:

- shift pagi : jam 07.00 – 15.00
- shift siang : jam 15.00 – 23.00
- shift malam : jam 23.00 – 07.00

Untuk kegiatan produksi ini diperlukan 4 regu karyawan dimana jam kerja setiap shiftnya selalu bergantian setiap minggunya, dan jadwal kerja dapat ditabelkan sebagai berikut :

Regu	Minggu			
	Pertama	Kedua	Ketiga	Keempat
I	Libur	Pagi	Siang	Malam
II	Pagi	Libur	Malam	Siang
III	Siang	Malam	Libur	Pagi
IV	Malam	Siang	Pagi	Libur

Kelancaran produksi suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya, karena kelancaran produksi secara tidak langsung akan berpengaruh pada perkembangan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan diberlakukan presensi. Presensi ini nantinya dapat digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan di dalam perusahaan.

10.6 Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi pada pra rencana pabrik *Bioethanol* ini adalah :

1. Direktur Utama
2. Direktur
3. Kepala Bagian

4. Kepala Seksi (Kasie)
5. Staff kepala seksi
6. Operator (tenaga pelaksana)

Sedangkan latar belakang pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasi pada Pra rencana Pabrik *Bioethanol* dapat diuraikan sebagai berikut :

1. Direktur Utama : Magister Teknik Kimia (S₂)
2. Direktur :
 - Direktur Teknik : Sarjana Teknik Kimia
 - Direktur Administrasi : Sarjana Administrasi (FIA)
3. Direktur Litbang : Sarjana Teknik Kimia
4. Sekretaris Direktur : Sarjana Administrasi
5. Kepala Bagian :
 - Kabag Teknik : Sarjana Teknik Mesin
 - Kabag Produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - Kabag Pemasaran : Sarjana Ekonomi – Manajemen
 - Kabag Umum : Sarjana Psikologi
 - Kabag Keuangan : Sarjana Ekonomi – Akuntansi
6. Kepala Seksi
 - Seksi Utilitas : Sarjana Teknik Kimia
 - Seksi Bengkel & Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
 - Seksi Proses : Sarjana Teknik Kimia
 - Seksi QC & Laboratorium : Sarjana Teknik Kimia
 - Seksi Gudang : Diploma 3 Teknik Kimia
 - Seksi Personalia : Sarjana Psikologi
 - Seksi Humas : Sarjana Psikologi
 - Seksi Keamanan : Purnawirawan ABRI
 - Seksi Penjualan : Sarjana ekonomi – Manajemen
 - Seksi Penyed & Pembelian : Sarjana Ekonomi – Manajemen
 - Seksi Keuangan : Sarjana Ekonomi – Akutansi
 - Karyawan : Diploma dan SLTA

- Dokter : Sarjana Kedokteran
- Kebersihan / Taman : SLTA

10.7 Perincian Jumlah Karyawan

Perhitungan jumlah tenaga operasional dilakukan berdasarkan pembagaaian proses yang dilakukan. Pada pabrik Bioethanol dari biji sorghum ini proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa tahap, yaitu:

- a. Proses Utama
 1. Tahap persiapan bahan baku
 2. Tahap hidrolisis
 3. Tahap fermentasi
 4. Tahap pemisahan dan pemurnian
 5. Tahap Penanganan produk
- b. Tahap Tambahan / pembantu
 1. Laboratorium
 2. Utilitas, terdiri dari :
 - Pengolahan air
 - Boiler
 - Pengolahan limbah

Terdapat 5 tahapan dalam proses yang membutuhkan tenaga operasional. Dengan kapasitas 10.000 kL/tahun dan waktu operasi 330 hari/tahun, maka kebutuhan karyawan proses dapat dihitung dengan rumus^[73]:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= \frac{10000 \text{ kL/tahun}}{330 \text{ hari/tahun}} \\ &= 30,333 \text{ kL/tahun} \\ &= 25,1141 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

$$M = 15,2 (\text{kapasitas})^{0,25}$$

$$M = 15,2 (25,1141)^{0,25}$$

$$= 34 \text{ orang-jam/tahapan proses}$$

$$\text{Karyawan proses} = \frac{34 \text{ orang. jam/tahapan proses} \times 5 \text{ tahapan}}{3 \text{ shift/hari. tahapan proses. } 8 \text{ jam}} \times 4 \text{ shift/hari}$$

$$= 29 \text{ orang}$$

Sedangkan jumlah karyawan keseluruhan pabrik Bioethanol dari Biji Sorghum ini seperti berikut:

Tabel 10.1 Daftar jumlah karyawan pabrik *bioethanol*

No.	Jabatan	Jumlah
1	Dewan komisaris	3
2	Direktur utama	1
3	Direktur Teknik dan Produksi	1
4	Direktur Keuangan dan Administrasi	1
5	Staff Litbang	3
6	Sekretaris direktur	1
7	Kabag. Teknik	1
8	Kabag. Produksi	1
9	Kabag. Pemasaran	1
10	Kabag. Keuangan	1
11	Kabag. Umum	1
12	Kasie. Bengkel dan Pemeliharaan	1
13	Kasie. Utilitas	1
14	Kasie. Proses	1
15	Kasie. Gudang	1
16	Kasie. Qc dan lab	1
17	Kasie. Penjualan	1
18	Kasie. Personalia	1
19	Kasie. Humas	1
20	Kasie. Keuangan	1
21	Kasie. Keamanan dan Keselamatan	1
22	Kasie. Pembukuan dan Administrasi	1
23	Kasie. Penyediaan dan pembelian	1
24	Karyawan Bengkel dan Pemeliharaan	6
25	Karyawan utilitas	10
26	Karyawan proses	29
27	Karyawan gudang	5

Lanjutan Tabel 10.1

28	Karyawan Qc dan lab	3
29	Karyawan pemasaran dan penjualan	4
30	Karyawan personalia	3
31	Karyawan humas	5
32	Karyawan keuangan dan pembukuan	2
33	Karyawan keamanan	6
34	Karyawan penyediaan dan pembelian	5
35	Karyawan kesejahteraan pekerja	3
36	Karyawan kebersihan / taman	8
37	Dokter	1
38	Karyawan poliklinik	1
39	Sopir	5
Jumlah		123

10.8 Sistem Pengupahan Karyawan

Pra Rencana Pabrik *Bioethanol* dari *Biji Sorghum*, besar kecilnya upah uang yang didasarkan pada :

- a. Tingkat pendidikan
- b. Pengalaman kerja
- c. Tanggungjawab dan kedudukan
- d. Keahlian yang dimiliki

Dengan didasarkan atas kebutuhan dan perbedaan status ini, maka sistem pengupahan pada pabrik *Bioethanol* dibedakan menjadi :

a. Upah bulanan

Upah bulan diberikan kepada karyawan tetap yang besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada akhir bulan.

b. Upah mingguan

Upah mingguan diberikan kepada karyawan mingguan tetap yang besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada akhir pekan.

c. Upah Borongan

Upah borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau karyawan borongan yang besarnya tidak tetap, tergantung pada macam pekerjaan yang dilakukan dan diberikan setelah pekerjaan itu selesai.

Tabel 10.2 Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Orang/Bln	Total (Rp)
1	Dewan komisaris	3	10.000.000,00	30.000.000,00
2	Direktur utama	1	13.000.000,00	13.000.000,00
3	Direktur Teknik dan Produksi	1	5.000.000,00	5.000.000,00
4	Direktur Keuangan dan Administrasi	1	5.000.000,00	5.000.000,00
5	Staff Litbang	3	2.000.000,00	6.000.000,00
6	Sekretaris direktur	1	2.000.000,00	2.000.000,00
7	Kabag. Teknik	1	2.000.000,00	2.000.000,00
8	Kabag. Produksi	1	2.000.000,00	2.000.000,00
9	Kabag. Pemasaran	1	2.000.000,00	2.000.000,00
10	Kabag. Keuangan	1	2.000.000,00	2.000.000,00
11	Kabag. Umum	1	2.000.000,00	2.000.000,00
12	Kasie. Bengkel dan Pemeliharaan	1	1.800.000,00	1.800.000,00
13	Kasie. Utilitas	1	1.800.000,00	1.800.000,00
14	Kasie. Proses	1	1.800.000,00	1.800.000,00
15	Kasie. Gudang	1	1.800.000,00	1.800.000,00
16	Kasie. Qc dan lab	1	1.800.000,00	1.800.000,00
17	Kasie. Penjualan	1	1.800.000,00	1.800.000,00
18	Kasie. Personalia	1	1.800.000,00	1.800.000,00
19	Kasie. Humas	1	1.800.000,00	1.800.000,00
20	Kasie. Keuangan	1	1.800.000,00	1.800.000,00
21	Kasie. Keamanan dan Keselamatan	1	1.800.000,00	1.800.000,00
22	Kasie. Pembukuan dan Administrasi	1	1.800.000,00	1.800.000,00
23	Kasie. Penyediaan dan pembelian	1	1.800.000,00	1.800.000,00
24	Karyawan Bengkel dan Pemeliharaan	6	1.300.000,00	7.800.000,00
25	Karyawan utilitas	10	1.500.000,00	15.000.000,00

Lanjutan Tabel 10.2

26	Karyawan proses	29	1.500.000,00	43.500.000,00
27	Karyawan gudang	5	1.300.000,00	6.500.000,00
28	Karyawan Qc dan lab	3	1.500.000,00	4.500.000,00
29	Karyawan pemasaran dan penjualan	4	1.300.000,00	5.200.000,00
30	Karyawan personalia	3	1.300.000,00	3.900.000,00
31	Karyawan humas	5	1.300.000,00	6.500.000,00
32	Karyawan keuangan dan pembukuan	2	1.300.000,00	2.600.000,00
33	Karyawan keamanan	6	1.300.000,00	7.800.000,00
34	Karyawan penyediaan dan pembelian	5	1.300.000,00	6.500.000,00
35	Karyawan kesejahteraan pekerja	3	900.000,00	2.700.000,00
36	Karyawan kebersihan / taman	8	785.000,00	6.280.000,00
37	Dokter	1	2.000.000,00	2.000.000,00
38	Karyawan poliklinik	1	1.300.000,00	1.300.000,00
39	Sopir	5	1.000.000,00	5.000.000,00
Jumlah		123	89.485.000,00	219.680.000,00

10.9 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan antara lain :

1. Tunjangan

- Tunjangan gaji pokok, diberikan berdasarkan golongan karyawan
- Tunjangan jabatan, diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang
- Tunjangan lembur, diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan berjumlah 3 pasang setiap tahunnya.

4. Pengobatan

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

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Dalam perencanaan sebuah pabrik, kelayaan proyek pabrik merupakan tahapan penting dalam meningkatkan perekonomian. Faktor-faktor ekonomi yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan apakah layak pabrik tersebut didirikan diantaranya adalah

- Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*)
- Lama Pengembalian modal (*Pay Out Time*)
- Titik Impas (*Break Event Point*)

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

1. Penafsiran modal investasi (Total Capital Investment), terdiri dari :
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Work Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (Total Production Cost), terdiri dari :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufaturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Ekspenses*)

3. Total Pendapatan

A. Faktor-faktor Penentuan

1. Biaya Langsung (*Direct Cost*), meliputi :

- Harga alat

Merupakan harga seluruh peralatan yang terdapat dalam proses flow sheet smpat ditempat pabrik tersebut didirikan.

- Pemasangan

Merupakan biaya pemasangan semua peralatan termasuk isolasi dan pengecatan serta pembuatan support (penyangga) alat

- Instrumentasi dan kontrol

Merupakan biaya pembelian semua alat kontrol dan pengendalian proses termasuk pemasangan dan kalibrasi.

- Perpipaan

Merupakan biaya untuk pembelian pipa dari berbagai bahan, meliputi fitting, isolasi, valve dan lain sebagainya

- Listrik

Merupakan biaya untuk pembelian alat-alat pelistrikan seperti kabinet, kabel, panel, instrument dan sebagainya termasuk pemasangan.

- Bangunan

Merupakan biaya untuk bangunan proses, platform (lantai), kantor, gudang, laboratorium, perumahan karyawan dan lain-lain.

- Asuransi

- Service fasilitas dan yard improvement.

2. Biaya tak Langsung (*Indirect Cost*), meliputi :

- Kerekayasaan dan supervisi

- Biaya konstruksi dan kontraktor

- Biaya tak terduga

3. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi dalam beberapa waktu tertentu

Modal Kerja (Working Capital Investment), meliputi :

- Penyediaan bahan baku
- Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- Utilitas dalam waktu tertentu
- Gaji dalam waktu tertentu
- Uang tunai

Sehingga Total Capital Investment = modal tetap + modal kerja

4. Biaya produksi (Total Production Cost = TPC)

Biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu satuan produk dalam beberapa waktu. Biaya ini meliputi :

a. Biaya Manufaktur (*Cost of Manufacturing*)

- Biaya produksi langsung
- Biaya produksi tetap
- Biaya Ovehead

b. Biaya umum (*General Expenses*)

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- litbang

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

1. Biaya Variable (*Variable Cost* = VC)

Merupakan segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung. Biaya ini terdiri dari :

- Biaya Bahan Baku

- Biaya buruh / karyawan
- Biaya Utilitas
- Biaya pengepakan

2. Biaya Semivariable (*Semivariable Cost = SVC*)

Merupakan segala biaya yang pengeluarannya tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung. Biaya ini terdiri dari :

- Operating labor
- Royalties
- bonus karyawan
- laboratorium
- supervisi

3. Biaya Tetap

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya ini meliputi :

- Depresiasi
- Bunga Bank
- Asuransi
- Pajak kekayaan

11.1. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

A. Biaya Langsung (DC)

1. Harga peralatan	E = Rp	17.966.773.574
2. Pemasangan Alat	0,35 E = Rp	6.288.370.751
3. Instrument & alat kontrol	0,10 E = Rp	1.796.677.357
4. Perpipaan terpasang	0,15 E = Rp	2.695.016.036
5. Listik terpasang	0,12 E = Rp	2.156.012.829
6. Tanah & bangunan	= Rp	18.004.328.681
7. Fasilitas & workshop	0,50 E = Rp	8.983.386.787
8. Perluasan bangunan	0,20 E = Rp	3.593.354.715
Total Modal Langsung (DC)	= Rp	61.483.920.730

B. Biaya Tak Langsung (IC)

9. Engineering & supervision	0,07 E = Rp	1.257.674.150
10. Konstruksi	0,15 E = Rp	2.695.016.036
11. Ongkos kontraktor	0,06 E = Rp	1.078.006.414
12. Biaya tak terduga	0,07 E = Rp	1.257.674.150
Total Modal Tak Langsung (IC)	= Rp	6.288.370.751

C. Fixed Capital Investment (FCI)

Jumlah DC dan IC

$$= \text{Rp } 61.483.920.730 + \text{Rp } 6.288.370.751$$

$$= \text{Rp } 67.772.291.481$$

D. Working Capital (WCI)

$$\text{WCI} = 15\% \times \text{TCI}$$

$$= 15\% \times \text{Rp } 79.732.107.624$$

$$= \text{Rp } 11.959.816.144$$

E. Total Capital Investment

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{Rp } 67.772.291.481 + \text{Rp } 11.959.816.144 \\ &= \text{Rp } 79.732.107.624 \end{aligned}$$

F. Modal Perusahaan

Modal sendiri (MS)	60% TCI	=	Rp	47.839.264.575
Modal pinjaman (MP)	40% TCI	=	Rp	31.892.843.050
Total Modal Perusahaan		=	Rp	79.732.107.624

11.2. Penentuan Total Product Cost (TPC)

Manufacturing cost

A. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost/DPC)

- Bahan baku 1 tahun		=	Rp	329.493.043.428
- Gaji karyawan 1 tahun (TK)		=	Rp	2.636.160.000
- Supervisi (10% TK)		=	Rp	263.616.000
- Biaya Utilitas 1 tahun		=	Rp	7.041.356.018
- Pemeliharaan dan perawatan	0,10 FCI	=	Rp	6.777.229.148
- Biaya laboratorium	0,10 TK	=	Rp	263.616.000
- Biaya pengemasan 1 tahun		=	Rp	2.989.848.548
- <i>Patent and royalties</i> (1% TPC)		=		1% TPC
- Penyediaan operasi (15% pemeliharaan)		=	Rp	1.016.584.372
Biaya Produksi Langsung (DPC)		=	Rp	350.481.453.513 + 1,0% TPC

B. Biaya Tetap (Fixed Charges/FC)

- Depresiasi(6,667% FCI)		=	Rp	4.518.378.673
- Pajak Kekayaan (1.5% FCI)		=	Rp	1.016.584.372
- Asuransi (1% FCI)		=	Rp	677.722.915
Biaya Tetap (FC)		=	Rp	6.212.685.960

C. Biaya Overhead Pabrik

60% dari ongkos buruh, supervisi, dan pemeliharaan:		=	Rp	5.806.203.089
---	--	---	----	---------------

$$\text{Total Manufacturing cost} = \text{Rp } 362.500.342.562 + 1\% \text{ TPC}$$

General Expences

- Biaya Administrasi	0,15 TK	=	Rp	1.451.550.772
- Biaya dist dan pemasaran	0,02 TPC	=		2% TPC
- <i>Research and development</i>	2% total jual	=	Rp	8.409.593.888
- Bunga bank	0,07 MP	=	Rp	2.232.499.013
- Biaya Litbang	0,02 TPC	=		2% TPC
Biaya Pengeluaran Umum (GE)		=	Rp 12.093.643.673 +	4% TPC

Total Production Cost (TPC)

TPC = *Manufacturing cost + general expences*

$$\text{TPC} = \text{Rp } 362.500.342.562 + \text{Rp } 12.093.643.673 + 5\% \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 394.309.459.195$$

*** Menghitung Biaya Variable (VC)**

- Bahan baku pertahun	=	Rp	329.493.043.428
- Biaya utilitas pertahun	=	Rp	7.041.356.018
- Biaya pengemasan	=	Rp	2.989.848.548
Total biaya variable (VC)	=	Rp	339.524.247.993

11.3. Analisa Profitabilitas

Asumsi yang diambil adalah:

a. Modal

$$60\% \text{ modal sendiri} = \text{Rp } 47.839.264.575$$

$$40\% \text{ modal pinjaman} = \text{Rp } 31.892.843.050$$

b. Bunga kredit sebesar 7% pertahun

c. Masa Konstruksi:

$$\text{Tahun I} : 60\% \text{ modal sendiri} + 40\% \text{ modal pinjaman}$$

$$\text{Tahun II} : 60\% \text{ modal sendiri} + 40\% \text{ modal pinjaman}$$

d. Pengembalian pinjaman dalam waktu 15 tahun

e. Umur pabrik 15 tahun

f. Kapasitas produksi:

Tahun I : 60% dari produksi total
 Tahun II : 80% dari produksi total
 Tahun III : 100% dari produksi total

g. Pajak Penghasilan : 25% pertahun

*** Menghitung Biaya Semi Variable (SVC)**

- Biaya umum (GE)	=	Rp	27.866.022.041
- Biaya overhead	=	Rp	5.806.203.089
- Buruh pabrik langsung	=	Rp	2.636.160.000
- Pengawas pabrik	=	Rp	263.616.000
- Laboratorium dan kontrol	=	Rp	263.616.000
- Pemeliharaan dan perbaikan	=	Rp	6.777.229.148
- Plant supplies	=	Rp	1.016.584.372
Total Biaya Semi Variable (SVC)	=	Rp	44.629.430.650

* Hasil Harga Penjualan (S) untuk kapasitas 100 % adalah:

S = Rp 420.479.694.377

1. Laba Perusahaan untuk kapasitas 100%

Labanya Perusahaan yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk

Total penjualan pertahun = Rp 420.479.694.377

Labanya kotor = Harga Jual - Biaya produksi

= Rp 420.479.694.377 - Rp 394.309.459.195

= Rp 26.170.235.182

Pajak penghasilan = 25% x Labanya kotor

= 25% x Rp 26.170.235.182

= Rp 6.542.558.795

Labanya bersih = Labanya kotor - Pajak Penghasilan

= Rp 26.170.235.182 - Rp 6.542.558.795

= Rp 19.627.676.386

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

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

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 26.170.235.182}{\text{Rp } 67.772.291.481} \times 100\% \\ &= 38,6149\% \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 19.627.676.386}{\text{Rp } 67.772.291.481} \times 100\% \\ &= 28,96121\% \quad \text{dari modal investasi} \end{aligned}$$

3. Lama Pengembalian Modal (POT)

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

$$\begin{aligned} POT &= \frac{\text{FCI}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{\text{Rp } 67.772.291.481}{\text{Rp } 24.146.055.059} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2,8068 \quad \text{tahun} \end{aligned}$$

4. Break Event Point (BEP)

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

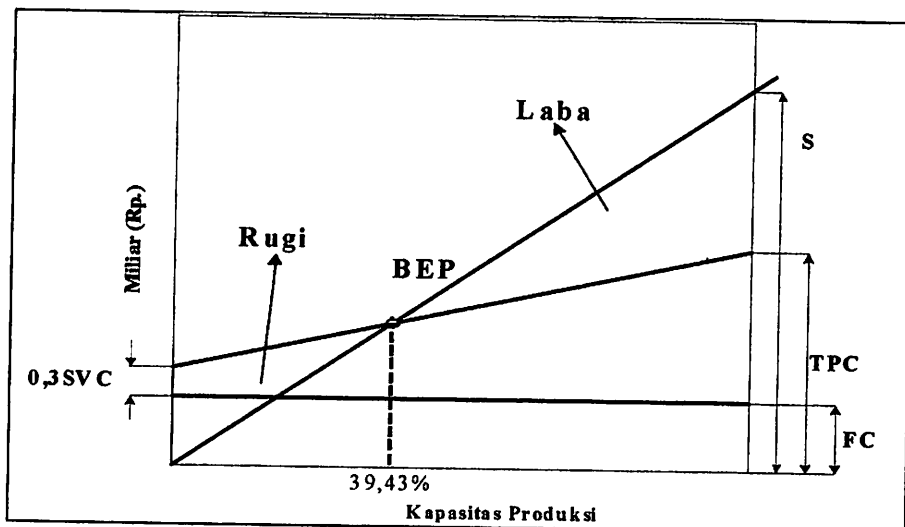
Diketahui:

- FC (biaya produksi tetap) = Rp 6.212.685.960
- SVC (semi variable cost) = Rp 44.629.430.650
- VC (variable cost) = Rp 339.524.247.993
- S (harga penjualan) = Rp 420.479.694.377

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\
 &= 39,43\%
 \end{aligned}$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas

$$\begin{aligned}
 \text{Titik BEP} &= 0,3943 \times 10.000.000 \\
 &= 3.942.789,16 \text{ L/tahun}
 \end{aligned}$$



Untuk produksi tahun pertama kapasitas 60% dari kapasitas yang sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah:

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

Dimana:

PBi = Keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = Keuntungan pada kapasitas 100%

% kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{19.627.676.386} = \frac{(100\% - 39,43\%) - (100\% - 60\%)}{(100\% - 39\%)}$$

$$PBi = 6666148781$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah:

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp } 6.666.148.781 + \text{Rp } 4.518.378.673 \\ &= \text{Rp } 11.184.527.454 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas pabrik 80% dari kapasitas sehingga keuntungannya adalah:

$$\frac{PBi}{19.627.676.386} = \frac{(100\% - 39\%) - (100\% - 80\%)}{(100\% - 39\%)}$$

$$PBi = \text{Rp } 13.146.912.584$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun kedua adalah:

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun kedua} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp } 13.146.912.584 + \text{Rp } 4.518.378.673 \\ &= \text{Rp } 17.665.291.257 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun ketiga kapasitas pabrik 100% dari kapasitas yang sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah:

$$\frac{\text{PBi}}{19.627.676.386} = \frac{(\text{100\%} - \text{39\%}) - (\text{100\%} - \text{100\%})}{(\text{100\%} - \text{39\%})}$$

$$\text{PBi} = \text{Rp } 19.627.676.386$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun kedua adalah:

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun kedua} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp } 19.627.676.386 + \text{Rp } 4.518.378.673 \\ &= \text{Rp } 24.146.055.059 \end{aligned}$$

5. Shut Down Point (SDP)

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

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3\text{SVC}}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 26,93\% \end{aligned}$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas:

$$\begin{aligned} &= 26,93\% \times 10000 \text{ KL/tahun} \\ &= 2.693,13 \text{ KL/tahun} \end{aligned}$$

6. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas sekarang; dengan investasi sekarang. Ditetapkan bunga bank sebesar : 7%

Langkah-langkah menghitung NPV:

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

$$\begin{aligned}
 C_{A-2} &= 0,4 \times \text{FCI} \times \left| 1 + i \right|^2 \\
 &= 0,4 \times \text{Rp } 67.772.291.481 \times \left| 1 + 7\% \right|^2 \\
 &= \text{Rp } 31.036.998.606 \\
 C_{A-1} &= 0,6 \times \text{FCI} \times \left| 1 + i \right|^2 \\
 &= 0,60 \times \text{Rp } 67.772.291.481 \times \left| 1 + 7\% \right|^2 \\
 &= \text{Rp } 46.555.497.910 \\
 C_{A-0} &= - \left| C_{A-1} + C_{A-2} \right| \\
 &= - \left| \text{Rp } 46.555.497.910 + \text{Rp } 31.036.998.606 \right| \\
 &= \text{Rp } (77.592.496.516)
 \end{aligned}$$

- b. Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

Dimana:

C_A = Cash Flow setelah pajak

F_d = Faktor diskon $= \frac{1}{\left| 1 + i \right|^n}$

n = Tahun ke-n

i = Tingkat suku bunga bank

Tabel E.5 Cash Flow untuk NPV selama 15 tahun

Thn-ke	Cash Flow (Rp.)	Fd (i=0,07)	NPV (Rp.)
0	(77.592.496.516)	1,0000	(77.592.496.516)
1	11.184.527.454	0,9346	10.452.829.397
2	17.665.291.257	0,8734	15.429.549.530
3	24.146.055.059	0,8163	19.710.373.480
4	56.213.049.446	0,7629	42.884.666.277
5	67.455.659.335	0,7130	48.094.952.834
6	80.946.791.202	0,6663	53.938.264.860
7	97.136.149.442	0,6227	60.491.511.993
8	116.563.379.330	0,5820	67.840.948.029
9	139.876.055.197	0,5439	76.083.306.201
10	167.851.266.236	0,5083	85.327.072.375
11	201.421.519.483	0,4751	95.693.912.944
12	241.705.823.380	0,4440	107.320.276.199
13	290.046.988.056	0,4150	120.359.188.260
14	348.056.385.667	0,3878	134.982.267.208
15	417.667.662.800	0,3624	151.381.981.915
WCI	11.959.816.144	0,3624	4.334.787.757
Jumlah			1.016.733.392.742

Karena NPV bernilai (+) maka pabrik layak untuk didirikan.

7. IRR (Internal Rate of Return)

Metode yang digunakan untuk menghitung tingkat bunga pada investasi. Harga IRR harus lebih tinggi dari tingkat bunga bank sehingga harus dipenuhi persamaan di bawah ini dengan cara trial.

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

Dimana: i_2 = Bunga pinjaman ke-2 yang ditrial = 23%
 i_1 = Bunga pinjaman ke-1 yang ditrial = 7%

Thn-	Cash Flow	Fd	NPV ₁	Fd	NPV ₂
	(Rp)	i=0,07		i=0,23	
0	(77.592.496.516)	1,0000	(77.592.496.516)	1,0000	(77.592.496.516)
1	11.184.527.454	0,9346	10.452.829.397	0,8163	9.130.226.493
2	17.665.291.257	0,8734	15.429.549.530	0,6664	11.771.955.856
3	24.146.055.059	0,8163	19.710.373.480	0,5440	13.135.237.221
4	56.213.049.446	0,7629	42.884.666.277	0,4441	24.962.770.889
5	67.455.659.335	0,7130	48.094.952.834	0,3625	24.453.326.585
6	80.946.791.202	0,6663	53.938.264.860	0,2959	23.954.279.103
7	97.136.149.442	0,6227	60.491.511.993	0,2416	23.465.416.264
8	116.563.379.330	0,5820	67.840.948.029	0,1972	22.986.530.218
9	139.876.055.197	0,5439	76.083.306.201	0,1610	22.517.417.357
10	167.851.266.236	0,5083	85.327.072.375	0,1314	22.057.878.227
WCI	11.959.816.144	0,5083	6.079.764.071	0,1314	1.571.678.153
Jumlah			408.740.742.530		122.414.219.850

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

$$= 0,07 + \frac{408.740.742.530}{408.740.742.530 - 122.414.219.850} \times 0,23 - 0,07$$

$$= 29,13\%$$

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (7%), maka pabrik bioethanol dari biji sorghum ini layak didirikan.



BAB XII

KESIMPULAN

Bahan baku yang digunakan untuk proses produksi bioetanol ini adalah biji shorgum manis, karena kandungan patinya mencapai 86,56%. Mode operasi yang digunakan pada pabrik ini adalah semi batch dengan menggunakan 9 fermentor.

Pra Rencana Pabrik Bioetanol dari biji shorgum ini menghasilkan produk utama yaitu Bioetanol dengan kemurnian 99,9%. Selain itu dihasilkan juga produk samping berupa CO₂ dan ampas biji yang masih bernilai ekonomis. Bioetanol sendiri digunakan untuk campuran bensin guna memenuhi bahan bakar dari kilang yang semakin sedikit persediaannya.

Hasil rancangan pabrik etil alkohol (Bioetanol) ini direncanakan berdiri dan mulai beroperasi pada tahun 2015 di Grobogan 10.000 kL/tahun dengan waktu operasi 330 hari pertahun dan 24 jam perhari.

Struktur organisasi yang digunakan adalah tipe garis dan staff dengan bentuk Perseroan Terbatas (PT). Pabrik ini mampu menyerap 123 orang tenaga kerja. Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik Bioetanol yang direncanakan berumur 15 tahun ini layak didirikan dengan penilaian investasi sebagai berikut :

Total Capital Invesment (TCI)	= Rp 79.732.107.624,-
Break Event Point (BEP)	= 39,43%
Pay Out Time (POT)	= 2,8068 tahun
Internal Rate Return (IRR)	= 29,13%
Return of Inverstment setelah pajak (ROI _{AT})	= 28,96121%

DAFTAR PUSTAKA

1. Anonymous, <http://agrina-online.com/redisgn2.php>, diakses tanggal 20 Januari 2012.
2. _____, <http://agromaret.com>. diakses tanggal 20 Januari 2012.
3. _____, <http://bisniskeuangan.kompas.com/read/2011/01/20/16003615/>, diakses tanggal 20 Januari 2012.
4. _____, <http://cvbahanaalamraya.indonetwork.co.id>, diakses tanggal 20 Januari 2012.
5. _____, <http://enzym-bioethanol.blogspot.com>, diakses tanggal 20 Januari 2012.
6. _____, <http://indonetwork.co.id/liquidsunshine/1399528/enzim-amilase.htm>, diakses tanggal 20 Januari 2012.
7. _____, <http://m.okezone.com/read/2011/04/05/320/442683>, diakses tanggal 20 Januari 2012.
8. _____, <http://blog.mechguru.com>, diakses tanggal 1 Januari 2012.
9. _____, <http://kompas.com>, diakses tanggal 7 Juli 2011.
10. _____, <http://metronews.com>, diakses tanggal 7 Juli 2011.
11. _____, <http://water.me.vccs.edu/concepts/filter.html>, diakses tanggal 1 januari 2012.
12. _____, <http://www.airminumisiulang.com>, diakses tanggal 1 Januari 2012.
13. _____, <http://www.cityosalem.net>, diakses tanggal 1 januari 2012.
14. _____, http://www.chem.ox.ac.uk/AM/ammonium_sulfate.html, diakses tanggal 7 Juli 2011.
15. _____, <http://www.deptan.go.id/ditjentan/admin/rb/Sorgum.pdf>, diakses tanggal 7 Juli 2011.
16. _____, <http://www.digilib.its.ac.id>, diakses tanggal 1 Juli 2011.
17. _____, <http://www.dppa.jatengprov.go.id/08-2002.pdf>, diakses tanggal 20 Januari 2012.
18. _____, <http://www.docstoc.com/docs/31808423/MSDS-Fusel-Oil>, tanggal 7 Juli 2011.
19. _____, <http://www.fscimage.fishersci.com>, diakses tanggal 7 Juli 2011.

20. _____, <http://www.iesr.or.id/2011/12/biaya-pokok-produksi-listrik-sulit-diturunkan/>, diakses tanggal 20 Januari 2012.
21. _____, <http://www.kaskus.us>, diakses tanggal 20 Januari 2012.
22. _____, <http://www.matche.com/EquipCost/.htm>, diakses tanggal 20 Januari 2011.
23. _____, <http://www.msds.chem.ox.uk>, diakses tanggal 7 Juli 2011.
24. _____, <http://www.scienceLab.com/msds.php>, diakses tanggal 1 Juli 2011.
25. _____, <http://www.sciencelab.com/xMSDS-Acetaldehyde-9922768>, diakses tanggal 7 Juli 2011.
26. _____, <http://www.slideshare.net/mah3ndr4/indonesia-mandiri>, diakses tanggal 7 Juli 2011.
27. _____, <http://www.slideshare.net/ss170952/sweet-sorghum-ethanol-1146166>, diakses tanggal 7 Juli 2011.
28. _____, <http://www.stoodyind.com>, diakses tanggal 20 Januari 2012.
29. _____, <http://www.uigi.com/carbondioxide.html>, diakses tanggal 7 Juli 2011.
30. _____, <http://www.wikipedia.org>, diakses tanggal 1 Juli 2011.
31. _____, <http://www.wordpress.com>, diakses tanggal 20 Januari 2012.
32. _____, xa.yimg.com/kq/groups.25896088/1112009878/Sorgum1.doc, diakses tanggal 7 Juli 2011.
33. _____, <http://www.litbang.go.id/p3224031.pdf>, diakses tanggal 7 Juli 2011.
34. Asosiasi Pengusaha Bioethanol Indonesia. *"The Integrated & Sustainable Development of Sorghum Based Bioethanol Agroindustry"*.
35. Austin, G.T. 1984. *"Shreve's Chemical Process Industries, 5th Ed."*, Mc. Graw Hill Company, New York.
36. Biro Pusat Statistik. (2002-2007). *"Data Ekspor-Import"*, Surabaya.
37. Bradley et al. 2009. *"Process for Integrating Cellulose and Starch Feedstocks in Ethanol Production"*, Patents Application Publication, United States.
38. Brown, G.G. 1987. *"Unit Operation. Modern Asia Edition"*, John Willey and Sons inc, New York.
39. Brownell, L.E and Young, E.H. 1959. *"Process Equipment Design"*, John Willey & Sons Inc, New York.
40. Chemical Engineering. 2011. _____

41. Coulson and Richardson's. 2003. "*Chemical Engineering Design, Vol. 6, 3rd Ed.*", Buterworth Heinemann, London.
42. Cyber News Suara Merdeka, diakses tanggal 7 Juli 2011.
43. GEA. "*Energy Technology GmbH*", <http://www.btt-nantes.com>., diakses tanggal 1 januari 2012.
44. Geankoplis, C.J. 1983. "*Transport Processes And Unit Operation, 3rd ed.*", Allyn and Bacon inc, Boston.
45. Hambali, Erliza. 2008. "*Teknologi Bioenergi*", AgroMedia Pustaka, Jakarta.
46. Hasan, Abdel Fattah. 2011. "*Master's Program of Water and Environmental Engineering, WWT 3-Secondary Clarifier*", An-Najah National University.
47. Hesse, H. C and Rushton, J.H. 1945. "*Process Equipment Design*", D. Van Nostrand Company inc, New Jersey.
48. Hougen, O.A and Watson, K.M. 1954. "*Chemical Principals, 2nd ed.*", John Willey & Sons Inc, New York.
49. Jtpnimus-gdl-S1-2008-farhanarif-985-2-bab2_2.pdf, diakses tanggal 10 Agustus 2011.
50. Kern, D.Q. 1954. "*Process Heat Transfer*", International Edition, Mc.Graw Hill Company, Singapore.
51. Kizito, J.P and Barlow, K.L. 2003. "*Spesific Gravity Of Saccharomyces Cerevisiae Using Stokes Law*". <http://www.asgsb.org/programs/2003/60.html>, diakses tanggal 6 Agustus 2011.
52. Kusnadi. "*Kinetika Pertumbuhan Mikroba/Kinetika Enzim*", <http://www.eubia.org/115.0.html>, diakses tanggal 6 Agustus 2011.
53. Kusnarjo. 2010. "*Ekonomi Teknik*", Kusnarjo Press, Surabaya.
54. Lestari, Widiastuti. 2005. "*Pra rencana pabrik akohol dari ubi kayu*", skripsi tidak diterbitkan, ITN Malang.
55. Lidya. 2008. "*Pra rencana pabrik bioetanol dari batang sorgum*", skripsi tidak diterbitkan, ITN Malang.
56. Ludwig, Ernest E. 1997. "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Vol. 2, 3rd ed.*", Gulf Publishing Company Houston, Texas.

57. Macedo, A. L, et al. 2011. "*Pequi Cake Composition, Hydrolysis and Fermentation to Bioethanol*", Brazilian Journal of Chemical Engineering. www.abeq.org.br/bjche, diakses tanggal 10 Agustus 2011.
58. Mardianti S dan Nila G. "*Simulasi Proses Produksi Etanol dari Molasses melalui beberapa konfigurasi Alternatif proses*", <http://digilib.its.ac.id/public/ITS-Undergraduate-10568-paper.pdf>, diakses tanggal 10 Agustus 2011.
59. Nuranto, Sindu. "*Kinerja Penukar Ion untuk Pelunakan Air dengan Menggunakan Resin Tipe Polystyrene*", Media Teknik No.3 Tahun XXII Edisi Agustus 2000 No.ISSN 0216-3012.
60. Othmer, Kirk. 1961. "*Encyclopedia of Chemical Technology, 3rd ed.*", John Willey & Sons Inc, New York.
61. Perry, H. Robert and Green Don. 1997. "*Perry's Chemical Engineers Handbook, 7th ed.*", Mc.Graw Hill Company, Singapore.
62. Peter and Timmerhaus. 1991. "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th ed.*", Mc.Graw Hill Company, Singapore.
63. Putra, Adi Zulfan. "*Buku Pintar Migas*", Diakses tanggal 1 januari 2012.
64. Prihandana, Rama dkk. 2007. "*Bioetanol Ubi Kayu: Bahan Bakar Masa Depan*", Agromedia Pustaka, Jakarta.
65. Rachmaniah, Orchidea. 2009. "*Acid Hydolysis Pretreatment of Bagas-Lignocellulosic Material for Bioethanol Production*", <http://www.digilib.its.ac.id>., diakses tanggal 10 Agustus 2011.
66. Serna Sardiva et al. 2011. "*Method For Obtaining Bioethanol From Sorghum Grain (Sorghum Bicolor L.Moench), Comprising Steps Involving Decortication and Hydrolysis with Proteases*", Patents Application Publication, United States.
67. Silvia, R. E dan Adelina, T.P. 2009. "*Pembuatan Etanol dari Sorghum (Sorghum Bicolor L.Moench) melalui Hodrolisis Enzimatik diikuti Fermentasi menggunakan Sacchromyces cerevisiae*", <http://www.digilib.its.ac.id>., diakses tanggal 10 Agustus 2011.
68. Suarna, Endang. 2009. "*Prospek dan Tantangan Pemanfaatan Biofuel Sebagai Energi Alternatif Pengganti Minyak di Indonesia*", <http://www.scribd.com>, diakses tanggal 10 Agustus 2011.

69. The Engineering Toolbox, <http://www.engineeringtoolbox.com>, diakses tanggal 1 januari 2012.
70. Tryas R dan Linggar S.P. 2010. "*Pabrik Bioethanol dari Jambu Meter (Anacardium occidentale) dengan proses Fermentasi*", skripsi tidak diterbitkan, ITS Surabaya.
71. Ulum, M. H dan Andry. 2010. "*Pabrik Sirup Glukosa dari Talas dengan Proses Hidrolisis Enzim*", <http://digilib.its.ac.id/public/ITS-Undergraduate-10568-Presentation.pdf>., diakses tanggal 1 Juli 2011.
72. Ulrich, Gael. 1984. "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*", John Willey & Sons Inc, New York.
73. Vilbrandt and Dryden. 1959. "*Chemical Engineering Plant Design*", Mc.Graw Hill Kogakusha, Ltd, Tokyo.
74. William, H. S, Howard, E. D and John, C. M. 1954. "*Steam, Air, and Gas Power, Modern Asia Edition*", John Wiley & Sond Inc., New York.