

**PRARANCANGAN PABRIK FRUKTOSA DARI
TEPUNG TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISIS
MENGUNAKAN ENZIM KAPASITAS 33.000
TON/TAHUN
(Tugas Khusus Perancangan Evaporator-501)**

(Skripsi)

Oleh

DEBORA SEPTANIA PURBA



**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG
2016**

ABSTRACT

PRADESIGN OF FRUCTOSE PLANT FROM TAPIOCA FLOUR BY HYDROLYSIS PROCESS USING ENZYMES CAPACITY 33.000 TONS/YEAR (Design Evaporator (EV-501))

By
DEBORA SEPTANIA PURBA

A plant to produce fructose from tapioca flour is planned to be located at West Tulang Bawang, Bandar Lampung. The plant is established by considering availability of raw materials, transportation facilities, readily available labor and environmental conditions.

Capacity of the plant is 33.000 tons/year operating 24 hour/day and 330 working days/ year. The plant required 11.251,330 kg/hr tapioca flour.

Quantity of labor is around 186 people. The plant is managed as a Limited Liability Company (PT), which is headed by a Director who is assisted by a Director of Production and Director of Finance. The company is organized in the form of line and staff structure. From analysis of the plant economy is obtained:

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	= Rp. 204.267.510.077,22,-
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	= Rp. 68.089.170.025,74,-
<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= Rp. 272.356.680.102,96,-
<i>Break Even Point (BEP)</i>	= 39,99%
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	= 28,29%
<i>Pay Out Time after Taxes (POT)_a</i>	= 0,86 years
<i>Return on Investment after Taxes (ROI)_a</i>	= 31,85 %
<i>Internal Rate Return (IRR)</i>	= 87 %
<i>Annual Net Profit (Pa)</i>	= Rp. 66.892.516.864,-/year

By considering above the summary, it is suitable study further the maltose plant since plant is profitable and has good prospects.

ABSTRAK

PRARANCANGAN PABRIK FRUKTOSA DARI TEPUNG TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISIS MENGUNAKAN ENZIM KAPASITAS 33.000 TON/TAHUN (Perancangan Evaporator (EV-501))

Oleh
DEBORA SEPTANIA PURBA

Pabrik fruktosa berbahan baku singkong, akan didirikan di Tulang Bawang Barat, Bandar Lampung. Pabrik ini berdiri dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, sarana transportasi yang memadai, tenaga kerja yang mudah didapatkan dan kondisi lingkungan.

Pabrik direncanakan memproduksi maltosa sebanyak 50.000 ton/tahun, dengan waktu operasi 24 jam/hari, 330 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah singkong sebanyak 18.521,46 kg/jam.

Jumlah karyawan sebanyak 186 orang dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) menggunakan struktur organisasi *line* dan *staff*.

Dari analisis ekonomi diperoleh:

<i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	= Rp. 204.267.510.077,22,-
<i>Working Capital Investment</i> (WCI)	= Rp. 68.089.170.025,74,-
<i>Total Capital Investment</i> (TCI)	= Rp. 272.356.680.102,96,-
<i>Break Even Point</i> (BEP)	= 39,99%
<i>Shut Down Point</i> (SDP)	= 28,29%
<i>Pay Out Time after Taxes</i> (POT) _a	= 0,86 tahun
<i>Return on Investment after Taxes</i> (ROI) _a	= 31,85 %
<i>Internal Rate Return</i> (IRR)	= 87 %
<i>Annual Net Profit</i> (Pa)	= Rp. 66.892.516.864,-/tahun

Mempertimbangkan paparan di atas, sudah selayaknya pendirian pabrik fruktosa ini dikaji lebih lanjut, karena merupakan pabrik yang menguntungkan dan mempunyai masa depan yang baik.

**PRARANCANGAN PABRIK FRUKTOSA DARI TEPUNG
TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISIS MENGGUNAKAN
ENZIM KAPASITAS 33.000 TON/TAHUN
(Perancangan Evaporator (EV-501))**

Oleh

DEBORA SEPTANIA PURBA

1015041027

(Skripsi)

Sebagai salah satu syarat untuk mencapai gelar
Sarjana Teknik

Pada
Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Universitas Lampung



**FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG**

2016

Judul Skripsi : **PRARANCANGAN PABRIK FRUKTOSA
DARI TEPUNG TAPIOKA DENGAN
PROSES HIDROLISIS MENGGUNAKAN
ENZIM KAPASITAS 33.000 TON/TAHUN
(Perancangan Evaporator (EV-501))**

Nama Mahasiswa : **Debora Septania Purba**

Nomor Pokok Mahasiswa : 1015041027

Jurusan : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik



MENYETUJUI
1. **Komisi Pembimbing**

Dr. Herti Utami, S.T., M.T.
NIP 19711219 200003 2 001

Heri Rustamaji, S.T., M.Eng.
NIP 19800112 200604 1 000

2. **Ketua Jurusan**

Ir. Azhar, M.T.
NIP 19660401 199501 1 001

MENGESAHKAN

I. Tim Penguji

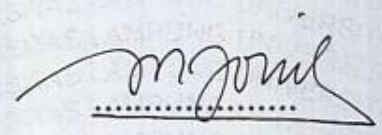
Ketua

: **Simparmin Br Ginting, S.T., M.T.**



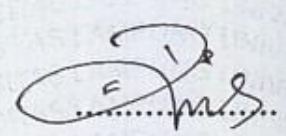
Sekretaris

: **Muhammad Hanif, S.T., M.T.**

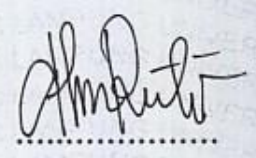


Penguji

Bukan Pembimbing : **Dr. Herti Utami, S.T., M.T.**



Heri Rustamaji, S.T., M.Eng.



2. Dekan Fakultas Teknik



Prof. Drs. Suharno, M.Sc., Ph.D.

NIP 19620717 198703 1 002

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : **8 Agustus 2016**

PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam skripsi ini tidak terdapat karya yang pernah dilakukan oleh orang lain dan sepanjang sepengetahuan saya juga tidak terdapat karya atas pendapat yang ditulis atau diterbitkan oleh orang lain, kecuali yang secara tertulis diacu dalam naskah ini sebagaimana diterbitkan dalam daftar pustaka. Selain itu saya menyatakan pada skripsi ini dibuat oleh saya sendiri.

Apabila pernyataan saya ini tidak benar maka saya bersedia dikenai sanksi sesuai hukum yang berlaku.

Bandar Lampung, 23 Agustus 2016



De Septania Purba
Debora Septania Purba
NPM. 1015041027

RIWAYAT HIDUP



Penulis dilahirkan di PTTN Langga Payung, pada hari Rabu tanggal 02 September 1992, sebagai putri sulung dari tiga bersaudara, dari pasangan Bapak Resman Purba dan Ibu Hetty Panjaitan.

Penulis menyelesaikan pendidikan Sekolah Dasar Swasta HKBP Kristen Pematang Siantar pada tahun 2004, Sekolah Menengah Pertama Negeri 3 Pematang Siantar pada tahun 2007, Sekolah Menengah Atas Negeri 1 Pematang Siantar pada tahun 2010.

Pada tahun 2010, penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui Seleksi Nasional Mahasiswa Perguruan Tinggi Negeri (SNMPTN) 2010.

Pada tahun 2014, Penulis melakukan Kerja Praktek di PT. PUPUK SRIWIDJAJA PALEMBANG dengan Tugas Khusus “Evaluasi Kinerja *Disulfurizer* plant IV”. Selain itu, penulis melakukan penelitian dengan judul “Proses Pembuatan Serat *Micro Fibril Cellulose* (MFC) dari Eceng Gondok (*Eichornia Crassipes*). Pada tahun 2015

Selama menjalani masa perkuliahan, penulis pernah menjadi Anggota Departemen Kerohanian Kristen HIMATEMIA (2011), dan aktif di Organisasi FKMK-FT (Forum Komunikasi Mahasiswa Kristiani Fakultas Teknik).

Motto Dan Persembahan

” Sebab Aku ini mengetahui rancangan-rancangan apa yang ada pada-Ku mengenai kamu, demikianlah firman TUHAN, yaitu rancangan damai sejahtera dan bukan rancangan kecelakaan, untuk memberikan kepadamu hari depan yang penuh harapan” (Yeremia 29:11)

“ Segala perkara dapat kutanggung di dalam Dia yang memberi kekuatan kepadaku” (Filipi 4:13)

Sebuah Karya

Kupersembahkan dengan sepenuh hati untuk :

Allah Bapa, Tuhan Yesus Kristus, dan Roh Kudus, berkat Kasih Setia-Nya aku dapat menyelesaikan karyaku ini

Kedua Orang Tuaku sebagai pengganti atas pengorbanan yang sudah tak terhitung jumlahnya, terima kasih atas do'a, kasih sayang dan pengorbanannya selama ini

Adik dan Keluargaku, terima kasih atas do'a, bantuan dan dukungannya selama ini

Sahabat-Sahabatku, Terima kasih telah menjadi bagian hidupku selama berada di Perantauan ini. Semua cerita hidup ini, semua akan ku simpan selamanya. Semoga suatu saat nanti kita bersua kembali dengan kisah-kisah kesuksesan kita

Civitas Akademisi Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung, Terima kasih atas ilmu yang telah diberikan. Semoga kelak cita-cita kita bersama yang selama ini kita impikan dapat terwujud yaitu Akreditasi berubah menjadi huruf A

SANWACANA

Puji syukur penulis kepada Tuhan Yesus yang Maha Kasih yang telah memberikan Kasih Setia dan segalanya yang membuat penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “Prarancangan Pabrik Fruktosa dari Tepung Tapioka dengan Proses Hidrolisis Menggunakan Enzim Kapasitas 33.000 ton/tahun” dengan baik.

Tugas akhir ini disusun dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk memperoleh derajat kesarjanaan (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung.

Penyusunan tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan moral maupun spiritual dari berbagai pihak. Oleh karena itu penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Ir. Azhar, M.T., sebagai Ketua Jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan bantuan untuk kelancaran proses belajar selama di kampus.
2. Bapak Darmansyah, S.T., M.T., sebagai Dosen Pembimbing Akademik yang telah banyak memberikan sarannya selama berada di kampus.
3. Ibu Dr. Herti Utami., S.T., M.T., sebagai Dosen Pembimbing 1, atas segala ilmu, kesabaran, saran, dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.
4. Bapak Heri Rustamaji, S.T., M.Eng., sebagai Dosen Pembimbing 2 atas segala ilmu, kesabaran, saran, dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.

5. Seluruh Dosen dan Staf Teknik Kimia yang telah banyak memberikan ilmu yang sangat bermanfaat dan membantu kelancaran dalam pengerjaan.
6. Bapak dan Mama ku tersayang, atas semua doa dan semangatnya, buat kesabaran yang tak pernah habis untukku, terima kasih untuk segalanya pa ma.
7. Reynald dan Omitha serta keluarga, kesabaran dan semangatnya yang membuat penulis tidak pernah putus asa untuk menyelesaikan tugas akhir ini
8. Sahabat-sahabat terkasih, Yunita Sinambela S.T., Fransiska Purba yang menjadi teman diskusi, teman berbagi kesulitan pengerjaan, doa dan semangat menyelesaikan tugas akhir ini.
9. Teman-temanku 2010 Bulan, Novrit, Nico buat setiap doa dan dukungannya.
10. FKMK-FT yang banyak sekali mengajarkan banyak hal mengenai pelayanan, boleh diproses menjadi seorang yang sangat merindukan pelayanan dan menghidupi arti pelayanan.
11. Abang Hendry Maringan Sibarani buat doa dan dukungan yang diberikan selama pengerjaan skripsi ini, semoga Tuhan memberkati hubungan kita.
12. Pathner TA Rezki Ika Pratiwi buat bantuannya dalam pengerjaan skripsi ini.
13. Angkatan 2010 terimakasih buat setiap bantuan dan cerita selama perkuliahan di Teknik Kimia.
14. Adik-adik dan kakak-kakak tingkat di Jurusan Teknik Kimia dan di Fakultas Teknik, yang banyak memberikan warna-warni selama berada di kampus.
15. Keluarga di Bandar Lampung yang selama ini sudah bantu doa dandukungan.
16. Untuk abang kakak tingkat yang mengajari di saat kebingungan mengerjakan skripsi ini.

17. Semua pihak yang telah banyak membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Bandar Lampung, 23 Agustus 2016

Penulis

DAFTAR ISI

	Halaman
ABSTRAK	i
LEMBAR PENGESAHAN	iii
SANWACANA	xi
DAFTAR ISI	xiv
DAFTAR TABEL	xvi
DAFTAR GAMBAR	xx
I. PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kegunaan Produk	3
1.3 Ketersediaan Bahan Baku	3
1.4 Lokasi Pabrik	4
1.5 Analisis Pasar	7
1.6 Kapasitas Rancangan	13
II. PEMILIHAN PROSES DAN URAIAN PROSES	
2.1 Jenis-jenis Proses	15
2.2 Pemilihan Proses	20
2.3 Tahap Produksi <i>High Fructose Syrup (HFS)</i>	21
2.4 Perhitungan Ekonomi Kasar	30
2.5 Perhitungan Panas Reaksi	48
III. SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK	
3.1 Spesifikasi Baku Utama	63
3.2 Spesifikasi Bahan Baku Pendukung	64
3.3 Spesifikasi Produk	66

IV. NERACA MASSA DAN ENERGI	
4.1 Neraca Massa	68
4.2 Neraca Energi	75
V. SPESIFIKASI ALAT	
5.1 Alat Proses	84
5.2 Alat Utilitas	117
VI. UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH	
6.1 Unit Pendukung Proses	146
6.2 Unit Pengolahan Limbah	163
6.3 Laboratorium	164
6.4 Instrumentasi dan Pengendalian Proses	167
VII. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	
7.1 Lokasi Pabrik	170
7.2 Tata Letak Pabrik	171
7.3 Prakiraan Area Lingkungan	172
VIII. SISTEM MANAJEMEN DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	
8.1 Bentuk Perusahaan	177
8.2 Struktur Organisasi Perusahaan	180
8.3 Tugas dan Wewenang	183
8.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan	192
8.5 Penggolongan Karyawan dan Jumlah Karyawan	195
8.6 Kesejahteraan Karyawan	200
IX. INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI	
9.1 Investasi	203
9.2 Evaluasi Ekonomi	203
X. SIMPULAN DAN SARAN	
A. Simpulan	209

B. Saran	209
----------------	-----

DAFTAR PUSTAKA

DAFTAR TABEL

	Halaman
Table 1.1. Perusahaan yang Memproduksi Bahan Baku	4
Tabel 1.2. Data Impor Sirup Fruktosa di Indonesia tahun 2009-2013	7
Tabel 1.3. Data Ekspor Sirup Fruktosa di Indonesia tahun 2009-2013	9
Tabel 1.4. Data Produksi Sirup Fruktosa di Indonesia tahun 2009-2013	10
Tabel 1.5. Data Konsumsi Sirup Fruktosa di Indonesia tahun 2009-2013 .	12
Tabel 2.1. Perbandingan beberapa Proses Hidrolisis Pati	20
Tabel 2.2. Perbandingan kandungan Pati dalam Bahan Baku	30
Tabel 2.3. Harga Katalis dan Produk	30
Tabel 2.4. Perbandingan Ekonomi pda Bahan Baku untuk Proses Enzim, Proses Asam dan Asam Enzim	47
Tabel 2.5. Kontribusi Gugus Fungsi pada pati $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	48
Tabel 2.6. Kontribusi Gugus Fungsi pada Dextrin $(C_6H_{10}O_5)_{10}$	49
Tabel 2.7. Kontribusi Gugus Fungsi pada Glukosa $(C_6H_{12}O_6)$	49
Tabel 2.8. Kontribusi Gugus Fungsi Fruktosa $(C_6H_{12}O_6)$	49
Tabel 2.9. Nilai H^0_f dan G^0 pada H_2O	50
Tabel 2.10. Kontribusi Gugus Metode Missenard	50
Tabel 2.11. Kontribusi Gugus Fungsi pada Pati, Dektrosa, Glukosa dan Fruktosa	51
Tabel 2.12. Perbandingan Kondisi Operasi Proses Enzim dan Asam.....	62
Tabel 4.1. Neraca Massa pada <i>Mixing Tank</i> (MT-101).....	68
Tabel 4.2. Neraca Massa pada Gelatination Tank (GT-101).....	68
Tabel 4.3. Neraca Massa pada Reaktor Likuifikasi (RE-201).....	69
Tabel 4.4. Neraca Massa pada Reaktor Likuifikasi (RE-202).....	69
Tabel 4.5. Neraca Massa pada <i>Centifuge</i> (CF-201)	70
Tabel 4.6. Neraca Massa pada Reaktor Sakarifikasi (RE-301)	70

Tabel 4.7.	Neraca Massa pada Reaktor Sakarifikasi (RE-302)	71
Tabel 4.8.	Neraca Massa pada Reaktor Isomerisasi (RE-401)	71
Tabel 4.9.	Neraca Massa pada Reaktor Isomerisasi (RE-402)	72
Tabel 4.10.	Neraca Massa pada <i>Adsorber</i> (AD-501).....	73
Tabel 4.11.	Neraca Massa pada <i>Adsorber</i> Kation Exchanger (AD-502).....	73
Tabel 4.12.	Neraca Massa pada <i>Adsorber</i> Anion Axchanger (AD-503)	74
Tabel 4.13.	Neraca Massa pada <i>Evaporator</i> (EV-501).....	74
Tabel 4.14.	Data Konstanta Cp (kJ/mol K)	77
Tabel 4.15.	Neraca Panas <i>Gelatination</i> Tank (GT-101)	77
Tabel 4.16.	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-101).....	78
Tabel 4.17.	Neraca Panas Reaktor Likuifikasi (RE-201)	78
Tabel 4.18.	Neraca Panas Reaktor Likuifikasi (RE-202)	79
Tabel 4.19.	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-201).....	79
Tabel 4.20.	Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi (RE-301).....	80
Tabel 4.21.	Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi (RE-302).....	81
Tabel 4.22.	Neraca Panas Isomerisasi (RE-401)	81
Tabel 4.23.	Neraca Panas Isomerisasi (RE-402)	82
Tabel 4.24.	Neraca Panas <i>Evaporator</i> (EV-501).....	83
Tabel 4.25.	Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-501).....	83
Tabel 5.1.	Spesifikasi <i>Solid Storage</i> (SS-106).....	84
Tabel 5.2.	Spesifikasi Tangki Enzim -amilase (ST-101).....	85
Tabel 5.3.	Spesifikasi Tangki Enzim Glukoamilase (ST-102)	86
Tabel 5.4.	Spesifikasi <i>Storage Tank</i> HCl (ST-104)	86
Tabel 5.5.	Spesifikasi <i>Storage Tank</i> NaOH (ST-105)	87
Tabel 5.6.	Spesifikasi <i>Storage Tank</i> Produk (ST-106)	88
Tabel 5.7.	Spesifikasi Tangki Pencampuran (TP-101)	88
Tabel 5.8.	Spesifikasi Tangki Gelatinasi (TG-101).....	90
Tabel 5.9.	Spesifikasi <i>COOLER</i> (CL-101)	91
Tabel 5.10.	Spesifikasi Reaktor Likuifikasi (RE-201).....	92
Tabel 5.11.	Spesifikasi Reaktor Likuifikasi (RE-202).....	94
Tabel 5.12.	Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL – 201))	95
Tabel 5.13.	Spesifikasi <i>Centrifuse</i> (CE-201)	96

Tabel 5.14.	Spesifikasi Reaktor Sakarifikasi (RE-301).....	96
Tabel 5.15.	Spesifikasi Reaktor Sakarifikasi (RE-302).....	98
Tabel 5.16.	Spesifikasi Reaktor Isomerisasi (RE-401).....	99
Tabel 5.17.	Spesifikasi Reaktor Isomerisasi (RE-402).....	99
Tabel 5.18.	Spesifikasi <i>Adsorber</i> Enzim (AD – 501).....	102
Tabel 5.19.	Spesifikasi Adsorber Ion Na (AD – 302 A/B).....	102
Tabel 5.20.	Spesifikasi Adsorber Ion Cl ((AD – 503 A/B))	103
Tabel 5.21.	Spesifikasi Evaporator (EV-501)	103
Tabel 5.22.	Spesifikasi Pompa (PO– 106)	104
Tabel 5.23.	Spesifikasi Pompa (PO– 107).....	105
Tabel 5.24.	Spesifikasi Pompa (PO– 201).....	105
Tabel 5.25.	Spesifikasi Pompa (PO– 202).....	106
Tabel 5.26.	Spesifikasi Pompa (PO– 203).....	106
Tabel 5.27.	Spesifikasi Pompa (PO– 204).....	107
Tabel 5.28.	Spesifikasi Pompa (PO– 205).....	108
Tabel 5.29.	Spesifikasi Pompa (PO– 206).....	108
Tabel 5.30.	Spesifikasi Pompa (PO– 207).....	109
Tabel 5.31.	Spesifikasi Pompa (PO– 401).....	109
Tabel 5.32.	Spesifikasi Pompa (PO– 402).....	110
Tabel 5.33.	Spesifikasi Pompa (PO– 501).....	110
Tabel 5.34.	Spesifikasi Pompa (PO– 502).....	111
Tabel 5.35.	Spesifikasi Pompa (PO– 503).....	112
Tabel 5.36.	Spesifikasi Pompa (PO– 601).....	113
Tabel 5.37.	Spesifikasi Pompa (PO– 101).....	113
Tabel 5.38.	Spesifikasi Pompa (PO– 102).....	114
Tabel 5.39.	Spesifikasi Pompa (PO– 103).....	115
Tabel 5.40.	Spesifikasi Pompa (PO– 104).....	116
Tabel 5.41.	Spesifikasi Pompa (PO– 105).....	117
Tabel 5.42.	Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-401)	117
Tabel 5.43.	Spesifikasi Bak Penggumpal (BP-401).....	118
Tabel 5.44.	Spesifikasi Tangki Alum (ST-401)	119
Tabel 5.45.	Spesifikasi Tangki Soda Kaustik (ST-402)	120

Tabel 5.46.	Spesifikasi Tangki Kaporit (ST-403)	121
Tabel 5.47.	Spesifikasi <i>Clarifier</i> (CL-401)	122
Tabel 5.48.	Spesifikasi <i>Sand Filter</i> (SF-401)	123
Tabel 5.49.	Spesifikasi <i>Filter Water Tank</i> (FWT-401)	124
Tabel 5.50.	Spesifikasi <i>Domestic Water Tank</i> (DOWT- 401)	125
Tabel 5.51.	Spesifikasi <i>Hydran Water Tank</i> (HWT-401).....	126
Tabel 5.55.	Spesifikasi <i>Hot Basin</i> (HB-401)	127
Tabel 5.56.	Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT-401).....	127
Tabel 5.57.	Spesifikasi Tangki H ₂ SO ₄ (ST-404)	128
Tabel 5.58.	Spesifikasi Tangki <i>Dispersant</i> (ST-405)	129
Tabel 5.59.	Spesifikasi Tangki <i>Inhibitor</i> (ST-406).....	130
Tabel 5.60.	Spesifikasi Tangki H ₂ SO ₄ (ST-405)	130
Tabel 5.61.	Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (CF-401)	131
Tabel 5.62.	Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (Ae-401)	132
Tabel 5.63.	Spesifikasi <i>Demin Water Treatment</i> (DWT-401).....	133
Tabel 5.64.	Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-401)	134
Tabel 5.65.	Spesifikasi Pompa Utilitas (PP-402)	134
Tabel 5.66.	Spesifikasi Pompa Utilitas (PP-403).....	135
Tabel 5.67.	Spesifikasi Pompa Utilitas (PP-404)	135
Tabel 5.68.	Spesifikasi Pompa Utilitas (PP-405).....	136
Tabel 5.69.	Spesifikasi Pompa Utilitas (PP-406)	137
Tabel 5.70.	Spesifikasi Pompa Utilitas (PP-407).....	138
Tabel 5.71.	Spesifikasi Pompa Utilitas (PP-408).....	138
Tabel 5.72.	Spesifikasi Pompa Utilitas (PP-409).....	139
Tabel 5.73.	Spesifikasi <i>Daerator</i>	140
Tabel 5.74.	Spesifikasi <i>Hidrazin</i> (ST-407)	141
Tabel 5.75.	Spesifikasi <i>Boiler Feed Water Treatment</i> (BFWT-401)	142
Tabel 5.76.	Spesifikasi <i>Boiler</i> (B-401)	143
Tabel 5.77.	Spesifikasi Tangki Bahan Bakar (ST-408)	144
Tabel 5.78.	Spesifikasi <i>Generator</i> (GE-401)	145
Tabel 6.1.	Kebutuhan Air Umum	147
Tabel 6.2.	Kebutuhan Air untuk Pembangkit <i>Steam</i>	148

Tabel 6.3.	Kebutuhan Air Pendingin	151
Tabel 6.4.	Kebutuhan Air Proses	154
Tabel 6.5.	Kebutuhan Air Total	155
Tabel 6.6.	Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian	168
Tabel 8.1.	Jadwal Kerja Masing-masing Regu	188
Tabel 8.2.	Perincian Tingkat Pendidikan	189
Tabel 8.3.	Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Proses	191
Tabel 8.4.	Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Utilitas	191
Tabel 8.5.	Perincian Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan	192
Tabel 9.1.	<i>Fixed Capital Investment</i>	198
Tabel 9.2.	<i>Manufacturing Cost</i>	199
Tabel 9.3.	<i>General Expenses</i>	200
Tabel 9.4.	Hasil Analisa Kelayakan Ekonomi	203

DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 1.1. Lokasi Pabrik.....	5
Gambar 1.1. Jumlah Impor dari tahun 2009-2013	8
Gambar 1.2. Jumlah Ekspor dari tahun 2009-2013	9
Gambar 1.3. Jumlah Produksi dari tahun 2009-2013	11
Gambar 1.4.. Jumlah Konsumsi dari tahun 2009-2013	12
Gambar 2.1. Diagram Alir untuk Produksi Pemanis dari Pati	16
Gambar 2.2. Flowsheet Hidrolisis Enzim	18
Gambar 2.3. Diagram Alir Pembentukan Sirup Glukosa	24
Gambar 2.4. Proses Glukoisomerase	25
Gambar 2.5. Diagram Alir Perubahan Sirup Glukosa menjadi Sirup Fruktosa	26
Gambar 2.6. Diagram Alir Tahap Penyelesaian Sirup Fruktosa	28
Gambar 2.7. Diagram Alir Pembuatan HFS-42 dari Tepung Tapioka	29
Gambar 6.1. Dearator	150
Gambar 6.2. Diagram <i>Cooling Water System</i>	154
Gambar 7.1. Lokasi Pabrik Sirup Fruktosa	173
Gambar 7.2. Tata Letak Pabrik	174
Gambar 7.3. Tata Letak Alat Proses	175
Gambar 8.1. Struktur Organisasi Perusahaan	182
Gambar 9.1. Kurva <i>Break Even Point</i> dan <i>Shut Down Point</i>	208
Gambar 9.2. Kurva <i>Curva Cummulative Cash Flow</i> metode DCF	208

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Gula merupakan salah satu kebutuhan pokok dalam kehidupan sehari-hari. Seiring dengan meningkatnya jumlah penduduk maka kebutuhan gula semakin meningkat. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut, perlu dikembangkan bahan penghasil gula non tebu. Dari beberapa alternatif yang ada, pengubahan pati ubi kayu menjadi fruktosa merupakan pilihan yang baik untuk dikembangkan. Sirup fruktosa merupakan alternatif yang cukup baik bila dibandingkan dengan penggunaan bahan pemanis buatan yang lain.

Fruktosa (bahasa Inggris: fructose, levulose), atau gula buah, adalah monosakarida yang ditemukan di banyak jenis tumbuhan dan merupakan salah satu dari tiga gula darah penting bersama dengan glukosa dan galaktosa, yang bisa langsung diserap ke aliran darah selama pencernaan. Fruktosa ditemukan oleh kimiawan Perancis Augustin-Pierre Dubrunfaut pada tahun 1847. Fruktosa murni rasanya sangat manis, warnanya putih, berbentuk kristal padat, dan sangat mudah larut dalam air. Fruktosa ditemukan pada tanaman, terutama pada madu, pohon buah, bunga, beri dan sayuran. Di tanaman, fruktosa dapat berbentuk

monosakarida dan/atau sebagai komponen dari sukrosa. Sukrosa merupakan molekul disakarida yang merupakan gabungan dari satu molekul glukosa dan satu molekul fruktosa. Fruktosa adalah polihidroksiketon dengan 6 atom karbon. Fruktosa merupakan isomer dari glukosa; keduanya memiliki rumus molekul yang sama ($C_6H_{12}O_6$) namun memiliki struktur yang berbeda

Fruktosa merupakan pemanis favorit yang digunakan dalam kehidupan sehari-hari. Hal ini ditunjang dari sifat fruktosa yang mempunyai kadar kemanisan 120-180% dari gula sukrosa. Fruktosa selain memberikan rasa manis alami, juga memberikan resiko kesehatan yang relatif rendah.

Penggunaan fruktosa dalam *high fructose syrup* terutama pada produk minuman ringan, produk farmasi, minuman buah, selai, permen dan sirup. Sejak ditemukan tahun 1830 di Amerika Serikat, konsumsi minuman ringan di seluruh dunia mengalami kenaikan. Sehingga penggunaan fruktosa juga meningkat mencapai 30%. Bahkan pada tahun 2003 mencapai 1,2 milyar liter. Sekarang ini di Indonesia, salahsatu industri minuman ringan (soft drink) terbesar menurut lisensinya seharusnya menggunakan fruktosa.

Kebutuhan sirup fruktosa di Indonesia belum dapat dipenuhi seluruhnya secara mandiri, sebagian besar masih diimpor dari luar negeri karena keterbatasan kapasitas pabrik yang telah berdiri di Indonesia.

1.2 Kegunaan Produk

Adapun kegunaan sirup fruktosa yaitu sebagai berikut :

1. Sirup fruktosa digunakan dalam industri minuman ringan dan minuman buah
2. Sirup fruktosa digunakan sebagai bahan produk farmasi
3. Sirup fruktosa digunakan dalam industri sirup dan selai.
4. Sirup fruktosa digunakan dalam industri makanan.

1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan sirup fruktosa ini adalah tepung tapioka. Tepung tapioka merupakan tepung yang terbuat dari ubi kayu. Tepung ini merupakan pati yang di ekstrak dengan air dari ubi kayu. Setelah disaring, bagian cairan dipisahkan dengan ampasnya. Cairan hasil saringan kemudian diendapkan. Bagian yang mengendap tersebut selanjutnya dikeringkan dan digiling sehingga didapatkan butir-butir pati halus berwarna putih. Produktivitas dan produksi ubi kayu sendiri selama periode 2008-2012 cenderung meningkat.

Tabel 1.1. Perusahaan yang memproduksi/mendistribusikan bahan baku (Tepung Tapioka)

Nama Perusahaan	Alamat	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Eka Inti Tapioka	Desa Bumi Nabung Timur Kec. Rumbia Kab. Lampung Tengah	37.500
PT. Wira Tapioka Mandiri	Desa Sri Kencoro Kec. Rumbia Kab. Lampung Tengah	75.000
PT. Budi Acid Jaya	Desa Gn.Batin Udik, Kec. Terbanggi Kab. Lampung Tengah	75.000
PT. Umas Jaya Agrotama	Kc. Terbanggi Besar Km 77 Lampung Tengah	34.000
PT. Great Giant Pine	Desa Tanjung Ratu Ilir Kec. Terbanggi Besar Lampung Tengah	34.000
Budi Acid Jaya, Pt	Ds Penumangan, Tulang Bawang Tengah, Tulang Bawang Barat	50.000

Sumber: <https://id.scribd.com/doc/201120646/Perusahaan-Pengolahan-Ubikayu>

1.4 Lokasi Pabrik

Letak geografis dari suatu pabrik akan mempengaruhi kegiatan pabrik tersebut, baik terhadap proses produksinya maupun distribusi produknya. Sehingga, perkembangan dan kelangsungan hidup pabrik tersebut akan terpengaruh juga. Banyak faktor yang harus diperhatikan dan dipertimbangkan dalam menentukan

lokasi suatu pabrik. Lokasi pabrik pada umumnya ditetapkan atas dasar orientasi bahan baku dan orientasi pasar, karena hal ini bersifat ekonomis.

Pabrik sirup fruktosa ini direncanakan akan didirikan di daerah Tulang Bawang Barat (Provinsi Badar Lampung) yang lokasinya tertera pada Gambar 1.1. Daerah ini merupakan daerah kawasan industri, dimana banyak pabrik – pabrik industri yang telah berdiri di kawasan ini. Lokasinya dekat dengan sumber bahan baku. Oleh karena itu, daerah ini merupakan tempat yang strategis untuk dijadikan sebagai lokasi pendirian pabrik sirup fruktosa.



Gambar 1.1. Lokasi pabrik
Google Maps - ©2015Google

Lokasi ini dipilih dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut :

1. Penyediaan bahan baku yang mudah

Melihat lokasi – lokasi bahan baku pabrik yang kebanyakan berlokasi di dekat dengan pabrik bahan baku (tepung tapioka), seperti tertera pada Tabel 1.1, maka lokasi ini merupakan lokasi yang paling strategis dan ekonomis dalam pengadaan bahan baku.

2. Transportasi mudah dan lancar

Lokasi Bujung Sari Marga yang dekat dengan sungai dan konstruksi jalan yang cukup baik, sehingga, lokasi ini dapat mudah dijangkau oleh transportasi darat.

3. Utilitas cukup tersedia

Utilitas seperti kebutuhan air dipasok dari. Sungai Tulang Bawang. Sementara itu, untuk kebutuhan listrik diperoleh dari sumber pembangkit listrik PLTA Way Semangka maupun swasta yang berada di sekitar pabrik.

4. Tenaga kerja mudah diperoleh

Tenaga kerja baik yang berpendidikan tinggi, menengah maupun tenaga terampil tersedia cukup di lokasi ini.

5. Keadaan lingkungan masyarakat yang mudah beradaptasi

Lokasi Tulang Bawang Barat telah ditetapkan pemerintah sebagai kawasan industri. Sehingga, pendirian pabrik di kawasan ini tidak akan menimbulkan masalah lingkungan dan adaptasi masyarakat yang tinggal di dekat lokasi pabrik tersebut.

1.5 Analisis Pasar

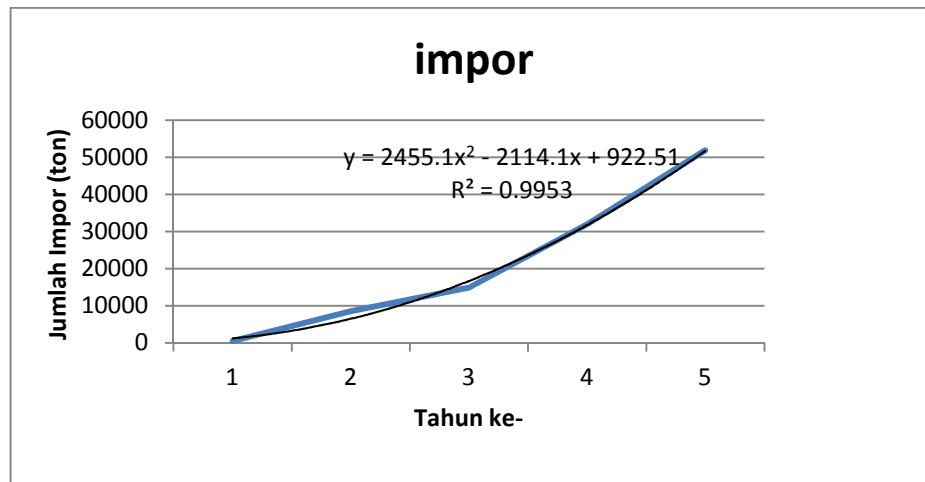
Kebutuhan fruktosa di Indonesia setiap tahun terus meningkat seiring dengan laju pembangunan di berbagai bidang industri yang semakin pesat. Kebutuhan fruktosa di Indonesia dilihat dari data impor dan data ekspor yang didapat dari Badan Pusat Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia. Data impor fruktosa di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.2. Sedangkan data ekspor fruktosa Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.3. Selama ini, kebutuhan sodium sulfat dalam negeri hanya mengandalkan impor dari luar negeri. Sehingga, pabrik fruktosa perlu didirikan di Indonesia.

Tabel 1.2. Data impor Sirup Fruktosa di Indonesia tahun 2009-2013

Tahun	X	Impor (ton)
2009	1	515.525
2010	2	8583.051
2011	3	14958.07
2012	4	31969
2013	5	51904.03

Sumber : undata.org

Data impor di atas dapat diplotkan ke dalam grafik seperti di bawah ini:



Gambar 1.2. Jumlah Impor dari tahun 2009-2013

Berdasarkan hasil plot dengan metode polynomial maka didapatkan persamaan yaitu:

$$y = 2455,0 x^2 + 2114,0 x + 922,5 \text{ dengan nilai } r^2 = 0,995$$

Untuk jumlah impor pada tahun 2020, untuk tahun ke-12 dapat dicari dengan mengganti nilai x pada persamaan dengan memasukkan angka 12. Dan hasil yang didapat untuk tahun 2020 adalah : **329074,5 ton.**

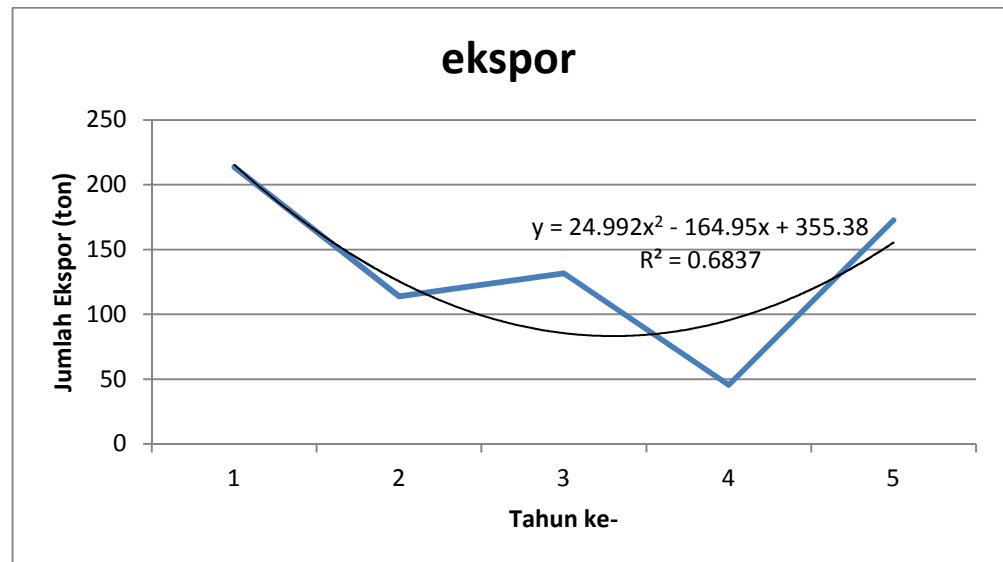
Sedangkan untuk data ekspor akan ditunjukkan pada **Tabel 1.3**.

Tabel 1.3. Data ekspor Sirup Fruktosa di Indonesia tahun 2009-2013

Tahun	X	Ekspor (Ton)
2009	1	213.552
2010	2	113.771
2011	3	131.755
2012	4	45.422
2013	5	172.742

Sumber : undata.org

Data ekspor di atas dapat diplotkan ke dalam grafik seperti di bawah ini:



Gambar 1.3. Jumlah Ekspor dari tahun 2009-2013

Data ekspor akan diplot ke dalam grafik dengan menggunakan metode polinomial, maka didapat persamaan yaitu: $y = 24,99 x^2 + 164,9 x + 355,3$ dengan nilai $r^2 = 0,683$

Untuk jumlah ekspor pada tahun 2020, untuk tahun ke-12 dapat dicari dengan mengganti nilai x pada persamaan dengan memasukkan angka 12. Dan hasil yang didapat untuk tahun 2020 adalah : **1975,06 ton.**

Selain data impor dan ekspor, terdapat juga data jumlah produksi Sirup fruktosa yang terdapat di Indonesia dan data jumlah konsumsi sirup fruktosa di Indonesia di mulai dari tahun 2009 sampai 2013.

Untuk data jumlah Produksi sirup fruktosa di Indonesia akan ditunjukkan pada

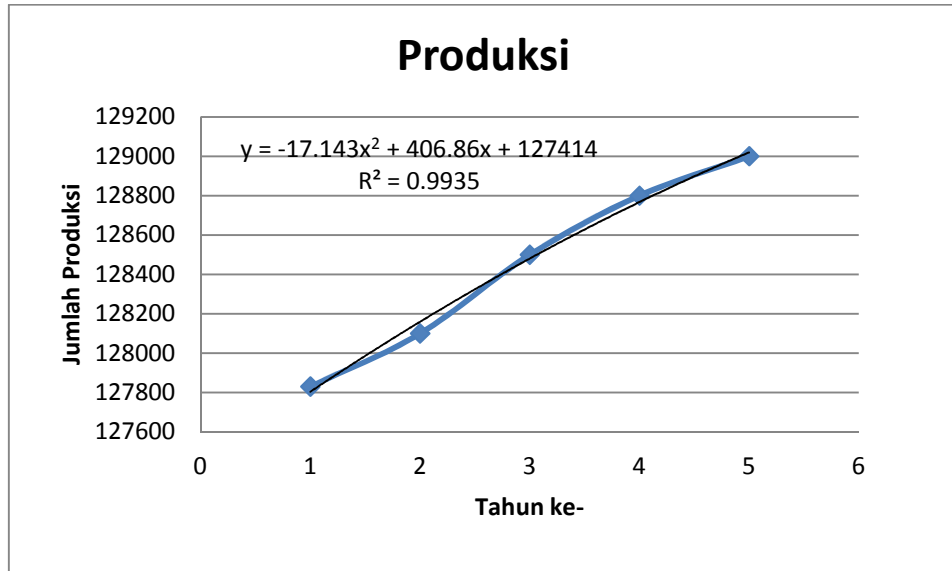
Tabel 1.4

Tabel 1.4. Data Produksi Sirup Fruktosa di Indonesia tahun 2009-2013

Tahun	X	PT. Accociated Brites	PT. Tainesa	PT. Puncak Gunung Mas	Jumlah
2009	1	72500	15330	40000	127830
2010	2	72500	15600	40000	128100
2011	3	72500	16000	40000	128500
2012	4	72500	16300	40000	128800
2013	5	72500	16500	40000	129000

Sumber : <http://produk.halal.or.id/?p=189>

Data Produksi Sirup Fruktosa di Indonesia dapat diplot ke dalam grafik dengan metode polynomial dan ditunjukkan pada **Gambar 1.3**.



Gambar 1.4. Jumlah Produksi dari tahun 2009-2013

Persamaan yang didapat dari plot grafik di atas adalah :

$y = -17,14 x^2 + 406,8 x + 12741$ dan nilai $r^2 = 0,993$, untuk tahun 2020 tahun ke 12 jumlah produksi sirup fruktosa adalah **15154.44 ton**.

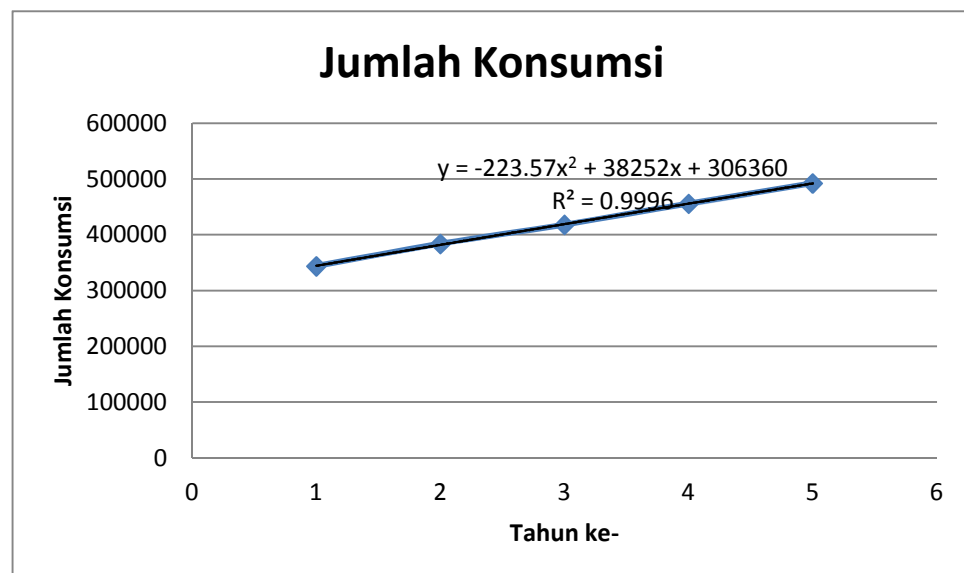
Dan yang berikutnya adalah data konsumsi sirup fruktosa dari tahun 2009-2013 akan ditunjukkan pada **Tabel 1.5**.

Tabel 1.5. Data Konsumsi Sirup Fruktosa di Indonesia tahun 2009-2013

Tahun	X	Madu	Permen	P.buatan	Coca-Cola	Sirup	Jelly	Roti	Minuman isotonik dan soft drink	Obat diet	Jumlah
2009	1	5000	30000	180000	7000	13677	553.4	5000	100000	2500	343730.4
2010	2	5500	40000	200000	7500	13677	553.4	5150	108500	2800	383680.4
2011	3	5500	50000	220000	10000	13677	553.4	5200	110000	3000	417930.4
2012	4	5650	60000	230000	12000	13677	553.4	5350	125000	3420	455650.4
2013	5	5720	70000	240000	13500	13677	553.4	5400	140000	3450	492300.4

Sumber : <https://www.bps.go.id/index.php/publikasi/343>

Data Konsumsi Sirup Fruktosa di Indonesia dapat diplot ke dalam grafik dengan metode polynomial dan ditunjukkan pada **Gambar 1.4**.

**Gambar 1.5.** Jumlah Konsumsi dari tahun 2009-2013

Persamaan yang didapat dari plot grafik di atas adalah :

$y = -223,5 x^2 + 3825 x + 30636$ dan nilai $r^2 = 0,999$, untuk tahun 2020 tahun ke 12 jumlah konsumsi sirup fruktosa adalah **523.476 ton**.

1.6 Kapasitas Rancangan

Kapasitas produksi suatu pabrik ditentukan berdasarkan kebutuhan konsumsi produk dalam negeri, data impor, data ekspor, serta data produksi yang telah ada, sebagaimana dapat dilihat dari berbagai sumber, misalnya dari Biro Pusat Statistik, dari biro ini dapat diketahui kebutuhan akan suatu produk untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dari data industri yang telah ada. Berdasarkan data- data ini, kemudian ditentukan besarnya kapasitas produksi. Adapun persamaan kapasitas produksi adalah sebagai berikut:

$$KP = DK + DE - DI - DP$$

Dimana;

KP = Kapasitas Produksi Pada Tahun X

DK = Data Konsumsi Pada Tahun X

DE = Data Ekspor Pada Tahun X

DI = Data Impor Pada Tahun X

DP = Data Produksi Telah Ada Pada Tahun X

Dengan menggunakan rumus diatas, maka didapatkan kebutuhan setiap tahun sebesar:

$$\begin{aligned} KP &= (523.476 + 1975,06 - 329074,5 - 15154.44) \text{ ton} \\ &= 115.222 \text{ ton} \end{aligned}$$

Jadi, total jumlah kebutuhan Sirup Fruktosa di Indonesia untuk tahun 2020 adalah 115.222 ton.

Pada prarancangan pabrik Fruktosa ini direncanakan akan dibangun pabrik fruktosa dengan kapasitas 30% dari jumlah total kebutuhan sirup fruktosa di Indonesia pada tahun 2020. Yaitu 33.000 ton/tahun, dengan tujuan agar tidak mendominasi pabrik fruktosa di Indonesia. Karena pabrik fruktosa di Indonesia maksimal produksi fruktosa dengan kapasitas 40 % dari jumlah kebutuhan total.

BAB II

PEMILIHAN DAN DESKRIPSI PROSES

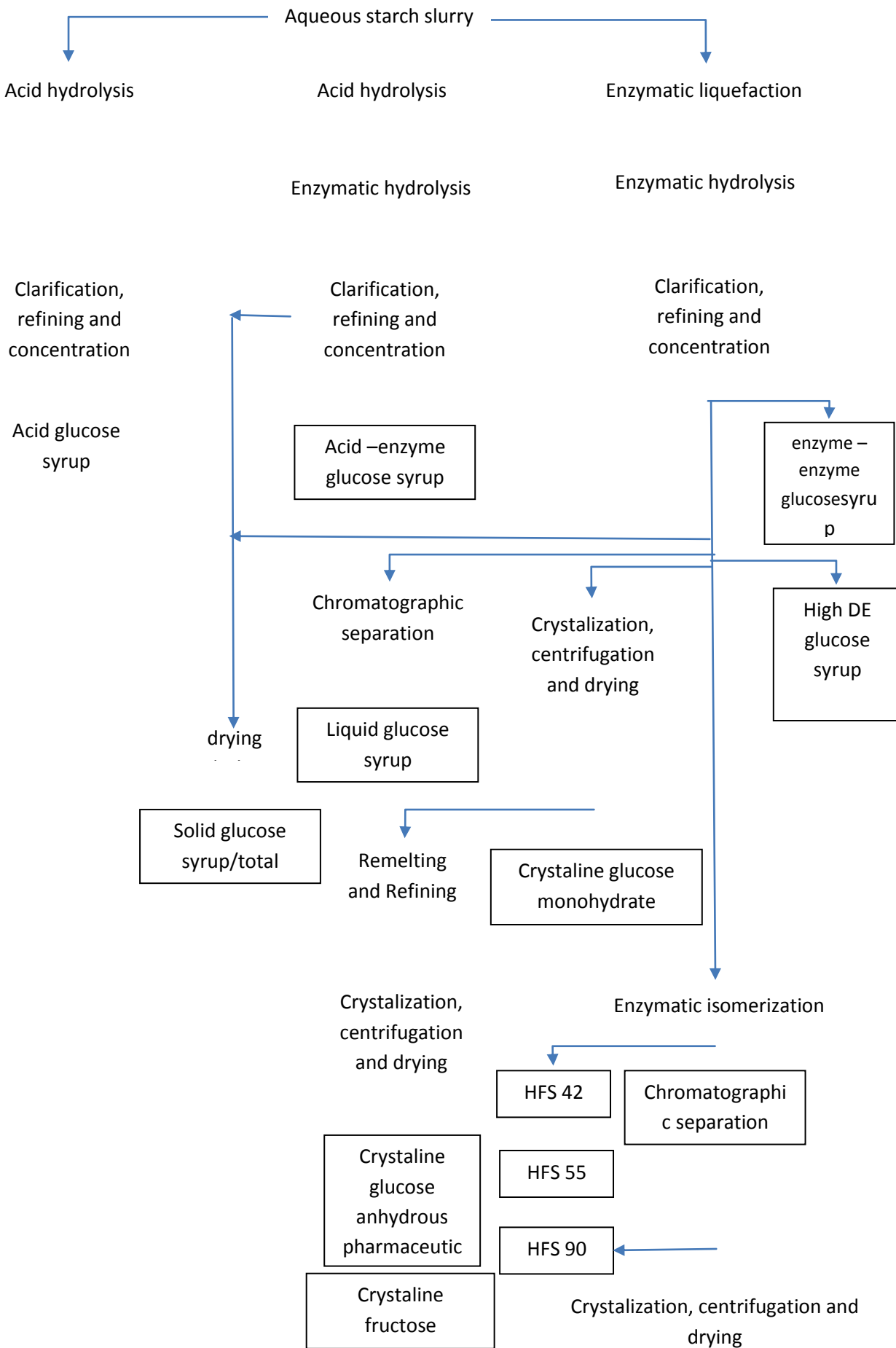
2.1 Jenis-jenis Proses

Untuk memperoleh proses pembuatan *High Fructose Syrup (HFS)* yang optimal maka perlu dilakukan seleksi proses. Dengan demikian, diharapkan akan didapatkan proses yang memenuhi syarat, baik dari segi teknis maupun ekonomis.

High Fructose Syrup (HFS) dapat dibuat dengan berbagai caradan dari berbagai jenis bahan baku, dengan kondisi operasi serta konversi yang berbeda. Pembuatan *High Fructose Syrup (HFS)* dari bahan baku pati melalui dua tahap proses utama yaitu:

- Proses perubahan *starch* menjadi glukosa melalui hidrolis, ada beberapa cara yaitu:
 1. Hidrolisis dengan asam
 2. Hidrolisis dengan enzim
- Proses perubahan glukosa menjadi *High Fructose Syrup(HFS)*

Berdasarkan Ulmann's (2007), diagram alir untuk produksi pemanis dari pati adalah sebagai berikut :



Gambar 2.1. Diagram alir untuk produksi pemanis dari pati

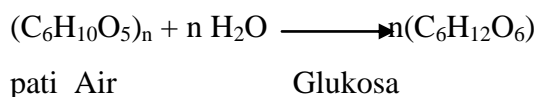
2.1.1 Hidrolisis dengan asam

Proses hidrolisis pati dengan menggunakan asam ditemukan pertama kali oleh Kirchoff pada tahun 1811, tetapi produksi secara komersial terlaksana pada tahun 1850.

Asam yang biasa digunakan untuk proses ini antara lain adalah asam sulfat, asam klorida, dan asam fosfat. Dalam proses ini asam berfungsi sebagai katalis yang dapat mempercepat terbentuknya produk.

Dalam industri umumnya digunakan asam klorida sebagai katalisator. Pemilihan ini didasarkan bahwa garam yang terbentuk setelah penetralan hasil dengan soda abu (Na_2CO_3) merupakan garam yang tidak berbahaya yaitu garam dapur (NaCl). Jumlah garam NaCl yang terbentuk pun relatif kecil dan biasanya dibiarkan karena tidak mempengaruhi rasa sirup yang dihasilkan. (Kriswiyanti, 2006)

Reaksi yang terjadi pada hidrolisis pati dengan asam adalah sebagai berikut :



Pada proses konversi asam, slurry pati (biasanya mempunyai kandungan bahan kering antara 30 – 40 % berat kering) diasamkan sampai pH 2 atau lebih rendah dengan waktu, temperatur, dan tekanan tertentu. Temperatur yang lebih tinggi dan bertekanan akan mengurangi waktu reaksi. Ketika konversi yang diinginkan sudah tercapai, temperatur dan tekanan direduksi dan reaksi dihentikan dengan menambahkan *neutralizing agent* (biasanya *Sodium carbonate*) untuk menaikkan pH menjadi 4 – 5,5.

Komponen yang tidak terlarut kemudian dihilangkan. Selanjutnya, Sirup dimurnikan dan dilakukan pemekatan sesuai dengan konsentrasi yang diinginkan. Hidrolisis asam memutus rantai pati secara acak yang memberikan komposisi Sirup glukosa dengan derajat hidrolisis tertentu. Sirup glukosa dengan hidrolisis asam mempunyai DE (*dextrose equivalent*) dibawah ca.30 yang cenderung berwarna gelap di bagian atas karena endapan polimer rantai linier terpanjang. Selain itu terdapat kemungkinan untuk mencapai DE lebih besar dari ca.55, tetapi dibutuhkan kondisi ekstrim sehingga dapat menaikkan degradasi glukosa terlalu banyak yang sulit dihilangkan selama pemurnian, akibatnya produk berwarna kuning.

Menurut Lloyd dan Nelson (1984), *Dextrose Equivalent* (DE) adalah nilai yang menunjukkan total gula pereduksi yang dihitung sebagai D-glukosa dalam berat

kering. Besarnya DE berbanding terbalik dengan derajat polimerisasi. Pati yang tidak terhidrolisis memiliki DE nol, sedangkan DE dari D-glukosa anhidrous adalah 100. DE umumnya untuk menyatakan tingkat kemanisan gula. Nilai DE yang paling umum pada hidrolisis dengan asam sekitar 40 – 45% karena keterbatasan konversi.

Keuntungan menggunakan hidrolisis asam antara lain adalah :

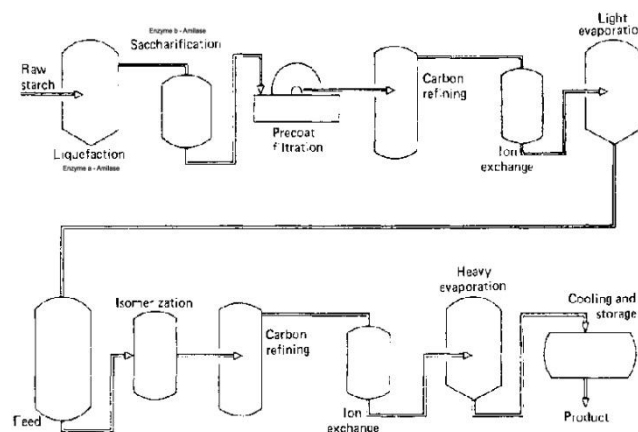
- Proses operasi singkat.
- Asam yang digunakan untuk hidrolisis mudah didapat dan tersedia di dalam negeri.

Kekurangan menggunakan hidrolisis asam antara lain adalah :

- Menghasilkan konversi yang cukup rendah (DE sekitar 40 – 45%)
- Diperlukan peralatan yang tahan korosi.
- Menghasilkan sakarida dengan spektra-spektra tertentu saja karena proses hidrolisis secara acak.
- Dapat menyebabkan degradasi karbohidrat maupun kombinasi produk degradasi yang mempengaruhi warna, rasa, dan masalah teknis lainnya.

2.1.2 Hidrolisis dengan enzim

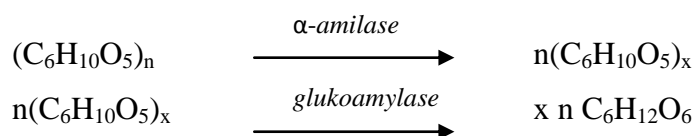
Penggunaan enzim dalam industri gula dari pati mulai dirintis sejak penemuan enzim α -amilase dari *Bacillus Subtilis* oleh Fukumoto pada tahun 1940. Hidrolisis pati dengan menggunakan enzim dilakukan dengan dua jenis enzim yaitu enzim α -amilase dan gluokoamilase (amilglukosidase).



Gambar 2.2. Flowsheet Hidrolisis Enzim

Amilase terdiri atas 3 jenis yaitu α -amilase, β -amilase, dan glukoamilase. Enzim α -amilase bekerja dengan memutus ikatan α -1,4-glikosidik pada rantai lurus amilum sehingga menghasilkan glukosa dalam konfigurasi alpha, maltosa dan dekstrin. Enzim β -amilase bekerja dengan memecah ikatan α -1,4 glikosidik dan tidak mampu melewati ikatan percabangan α -1,6 glikosidik sehingga menghasilkan maltosa dalam konfigurasi beta. Enzim glukoamilase bekerja dengan menghidrolisis ikatan α -1,4 dan α -1,6 glikosidik dari gugus non pereduksi sehingga menghasilkan D-glukosa (Moo Yong, 1985).

Enzim α -amilase digunakan pada proses likuifikasi, sedangkan enzim glukoamilase digunakan pada proses sakarifikasi. Enzim α -amilase tahan pada suhu tinggi yang dibutuhkan untuk proses gelatinasi pati secara sempurna. Enzim α -amilase yang tahan terhadap suhu tinggi ditambahkan pada slurry patidisertai kalsium sebagai *stabilizer enzyme* yang telah diatur pH nya (6 – 6,5). pH < 6,3 lebih dipilih untuk mencegah pembentukan maltosa yang tidak dapat dikonversi secara enzimatik menjadi glukosa, dimana pembentukan maltosa akan mengurangi yield glukosa. Selain itu, telah diperkenalkan kondisi operasi baru bahwa enzim α -amilase mampu melikuifikasi pati pada pH 4,5 tanpa membutuhkan penambahan kalsium, hal tersebut mampu mengurangi biaya bahan kimia dan pemurnian. Prosesnya adalah slurry dipanaskan, biasanya dengan injeksi steam secara langsung pada $103^{\circ} - 107^{\circ}\text{C}$ selama 5 – 10 menit untuk likuifikasi pati secara sempurna, kemudian 1 – 2 jam pada 95°C untuk meningkatkan nilai DE antara 10 – 15. Temperatur dan pH diatur dan disesuaikan dengan enzim yang digunakan untuk *secondary conversion* (proses sakarifikasi). Hidrolisis enzim-enzim dapat meningkatkan yield glukosa dan menurunkan kebutuhan pemurnian. Kandungan glukosa maksimum selama proses sakarifikasi juga ditentukan oleh kandungan solid pada slurry, dengan kandungan solid 30% wt biasanya glukosa yang dihasilkan adalah 96% db. Dengan menurunkan kandungan solid 10 – 12 % wt akan meningkatkan glukosa yang didapat menjadi 98 – 99% wt db. Reaksi yang terjadi pada hidrolisis pati dengan enzim - enzim adalah sebagai berikut :



Kelebihan dari hidrolisis enzim-enzim adalah sebagai berikut :

- Menghasilkan konversi glukosa yang lebih besar yaitu 97%.
- Dapat mengurangi kerusakan produk yang timbul dari *reverse reaction* selama proses konversi.
- Dapat mempertahankan rasa dan aroma bahan dasar.
- Tidak menyebabkan korosi pada peralatan.
- Biaya energi untuk konversi lebih rendah.
- Menghasilkan yield 20% lebih tinggi daripada yang dihasilkan dengan hidrolisis asam-enzim.
- Mengurangi *discoloration*.
- Mengurangi biaya purifikasi Syrup.
- Kekurangan hidrolisis enzim-enzim adalah sebagai berikut :
- Membutuhkan kondisi operasi yang berbeda untuk setiap enzim.
- Kebutuhan enzim banyak.
- Kebutuhan enzim dipenuhi dengan impor enzim yang dibutuhkan

2.2. Pemilihan Proses

Berdasarkan beberapa macam proses hidrolisis pati yang telah diuraikan diatas, masing – masing proses hidrolisis mempunyai kelebihan dan kekurangan, berikut merupakan perbandingan dari beberapa macam proses hidrolisis :

Tabel 2.1. Perbandingan beberapa proses hidrolisis pati

No	Uraian	Metode Hidrolisis	
		Asam	Enzim
1.	Kondisi Operasi :		
	- Tekanan (kg/ cm ²)	3	1
	- Suhu (°C)	140 - 160	60 – 105
	- pH	2,3	4,5 – 6
2.	Proses :		
	- DE (%)	30 – 55	95 – 98
	- Daya korosi	Tinggi	Rendah
	Aspek ekonomi :		
3.	- Kebutuhan asam	Banyak	Sedikit
	- Biaya peralatan	Mahal	Murah
	- Energi	Besar	Kecil
	- Investasi	Tinggi	Rendah

Sumber :Tjokroadikoesoemo (1986)

Setelah mencermati kelebihan dan kekurangan proses hidrolisis pati diatas, maka dipilih proses hidrolisis dengan menggunakan enzim dengan pertimbangan – pertimbangan sebagai berikut :

- Konversi glukosa tinggi, yaitu 97%.
- Nilai DE tinggi, yaitu antara 95 – 98%.
- Kondisi operasi pada suhu dan tekanan yang rendah sehingga membutuhkan energi yang lebih sedikit.
- Tidak terjadi reaksi samping.
- Kemungkinan korosi kecil.
- Dapat mempertahankan rasa dan aroma bahan dasar.

2.3. Tahap Produksi *High Fructose Syrup (HFS)*

Proses pembuatan *High Fructose Syrup (HFS)* dari tepung tapioka terdiri dari beberapa tahapan proses, diantaranya adalah :

1. Tahap pembentukan Sirup glukosa
2. Tahap isomerasi Sirup glukosa menjadi Syrup fruktosa
3. Tahap penyelesaian

Berikut ini adalah uraian proses secara rinci menurut tiap tahapan prosesnya :

1. Tahap Pembentukan Syrup Glukosa

Tahap pembentukan Syrup glukosa terdiri atas persiapan bahan baku, tahap pencampuran, likuifikasi, sakarifikasi, filtrasi, pemurnian dan pemekatan.

- **Persiapan Bahan Baku**

Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan *High Fructose Syrup (HFS)* adalah tepung tapioka yang disimpan pada tangki penampung (F-111), kemudian diangkut dengan menggunakan *bucket elevator*(J-112) menuju tangki pengencer (M-110).

- **Tahap Pencampuran**

Pencampuran larutan pati dengan air pada tangki pengencer hingga 30 – 35 % berat pati. Selanjutnya larutan pati encer tersebut dialirkan ke tangki pencampur I (M-122). Di tangki pencampur I ini terjadi penambahan enzim α -amylase dan *cofactor* Ca^{2+} (CaCl_2). Penambahan enzim α -amylase yaitu antara 0,5 – 0,8 liter per metric ton pati. Penambahan *cofactor* Ca^{2+} (CaCl_2) yang berfungsi untuk meningkatkan toleransi range suhu enzim α -amylase. Kadar maksimum Ca^{2+} akan

optimum pada 400 ppm Ca^{2+} untuk Optiamyl [SOEG] atau Tenase [SOE], dan kadar maksimum 100 ppm Ca^{2+} untuk Optitherm [SOEG] atau Taka-Therm [SOE]. Pada proses ini dipilih enzim untuk likuifikasi yaitu Optitherm-L 420 yang berasal dari *Bacillus licheniformis* diproduksi oleh Solvay Enzymes GmbH & Co (SO). Jika kondisi operasi tidak optimal, maka akan menimbulkan kesadahan pada air proses.

Bubur pati yang terlebih dahulu mendapat perlakuan pendahuluan di dalam tangki pencampur (*mixing tank*) dipompa melalui *jet cooker* menuju ke *holding tank* dan selanjutnya diteruskan ke tangki reaktor likuifikasi. Ke dalam *jet cooker* juga diinjeksikan uap baru (*live steam*) sehingga suspensi pati yang mengalir melewatinya teraduk-aduk oleh aliran turbulen dan dengan cepat dipanaskan sampai 105-107°C (Uhlig, 1998).

Proses gelatinasi dengan menggunakan *jet cooker*(E-126) (*steam injection system*) pada suhu 105°C yang bertujuan untuk memecah dan melarutkan pati dengan pemanasan secara kontinu selama 5 – 10 menit. Untuk proses gelatinasi dengan waktu yang lebih singkat (beberapa detik) adalah dengan menggunakan suhu steam yang lebih tinggi yaitu 120⁰ – 130⁰C. Tetapi penggunaan suhu yang lebih tinggi tidak dipilih karena jika menggunakan kondisi operasi tersebut penambahan enzim dilakukan dua kali, yaitu pada proses pencampuran dan pada saat didinginkan atau pada tangki likuifikasi. Pendinginan dengan menggunakan *cooler*(E-127) hingga suhu 95⁰C kemudian dialirkan ke tangki likuifikasi (R-120) untuk mengalami proses hidrolisis.

- **Likuifikasi**

Merupakan tahapan I dari proses hidrolisis pati yang memutus rantai panjang polisakarida pada tepung tapioka menjadi rantai yang lebih pendek yaitu dekstrin (oligosakarida) dengan bantuan enzim α -amylase. Dekstrin terdiri atas campuran oligosakarida yaitu monosakarida, disakarida, dan trisakarida. Proses ini terjadi di reaktor likuifikasi dengan kondisi operasi pada pH 6 – 6,5 dan suhu operasi pada 90⁰ – 95⁰C selama 2 – 3 jam. Konversi selesai ditentukan dengan pengukuran DE biasanya 15 – 16. Setelah itu didinginkan pada *cooler*(E-132) hingga suhu 60⁰C sebelum masuk ke reaktor sakarifikasi (R-130).

- **Sakarifikasi**

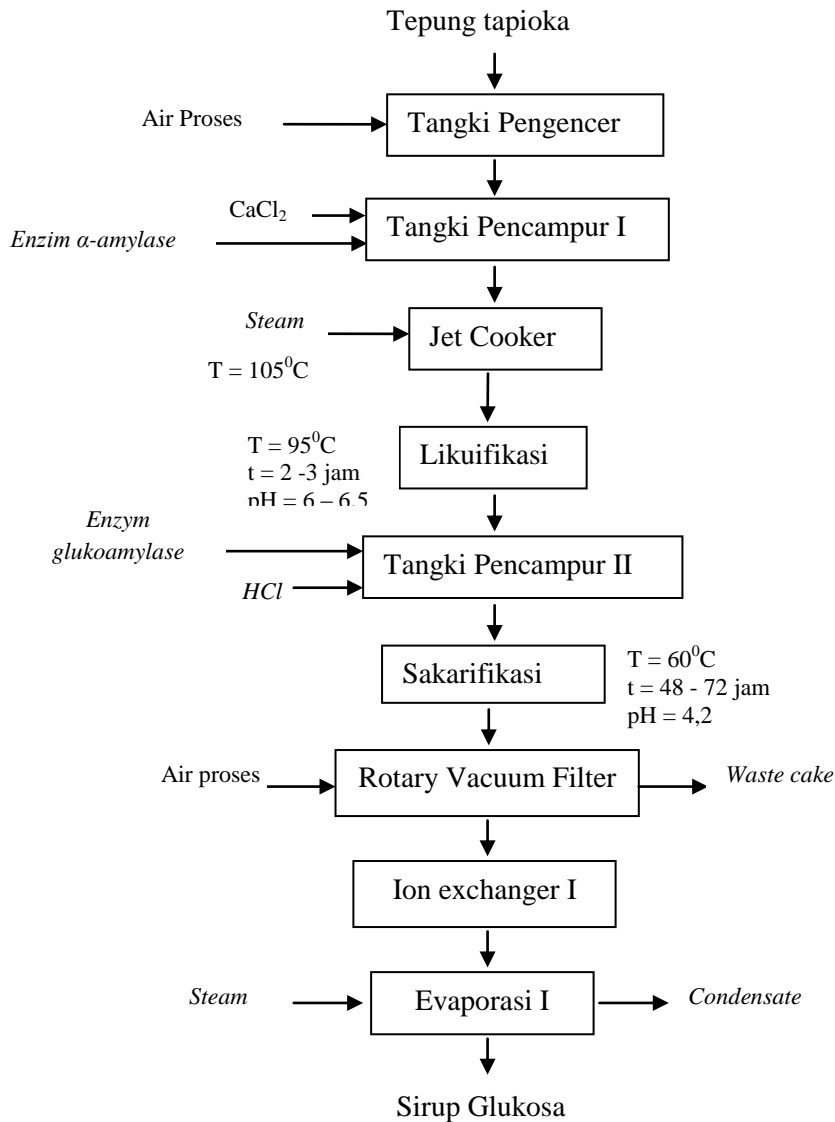
Merupakan tahap II proses hidrolisis pati yang mengubah dekstrin menjadi glukosa dengan bantuan enzim glucoamilase. Tahapan proses sakarifikasi adalah sebagai berikut :

- Menambahkan larutan HCl untuk menurunkan pH antara 4 – 4,5 (kondisi optimum glucoamilase) dan menambahkan enzim glucoamilase pada tangki pencampur II (M-133). Berdasarkan Optidex-L 300 atau Diazyme L penambahan enzim glucoamilase 0,6 – 0,7 liter per metric ton berat kering pati.
- Membiarkan selama 48 – 72 jam agar terjadi proses sakarifikasi dalam reaktor sakarifikasi (R-130). Nilai DE optimal dari proses sakarifikasi adalah 97 – 98. Produk dari hidrolisis tahap II ini adalah 96% glukosa, 2 – 3% disakarida (maltosa dan isomaltosa) dan 1 - 2% gula yang lebih tinggi(Uhlig, 1998).

Proses sakarifikasi dilakukan di dalam suatu tangki reaktor atau tangki tunggal (sistem terputus) atau dalam sejumlah tangki yang disusun secara seri (sistem kontinyu). Reaktor-reaktor tersebut dilengkapi dengan alat pengaduk, sistem pendingin atau pemanas, dan isolator yang digunakan untuk membungkus dan melindungi tangki dari kehilangan panas, sehingga suhu di dalam reaktor dapat dijaga tetap sekitar 60-61°C. (Tjokroadikoesoemo,1986).

Suhu operasi untuk proses sakarifikasi adalah 60°C karena pati mengandung kompleks amilase lipid yang larut pada 100°C, jika hidrolisis tahap I tidak sempurna, maka jika digunakan suhu tinggi untuk sakarifikasi akan menyebabkan amilase larut dan berikatan lagi. Jika suhu terlalu rendah, akan menyebabkan turbiditas yang disebabkan oleh partikel-partikel meningkat dan mengganggu proses filtrasi.

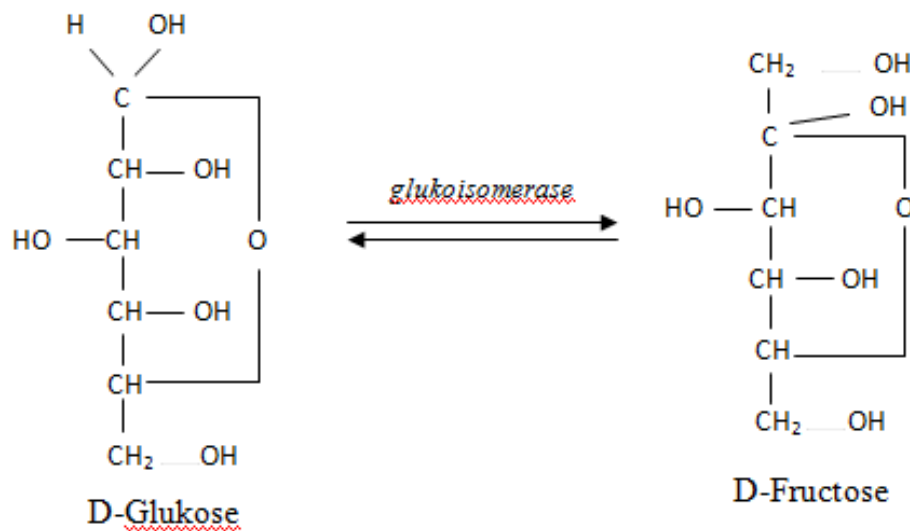
Dari proses sakarifikasi dihasilkan Syrup glukosa yang kemudian dilakukan penapisan pada *Rotary Vacuum Filter* (H-140) untuk memisahkan filtrat yang berupa Syrup glukosa dengan partikel-partikel kasar yang menggumpal selama proses sebagai lumpur tapisan (*cake*). Selanjutnya filtrat masuk ke *kation exchanger I* (D-152A) dan *anion exchanger I* (D-152B) untuk penghilangan zat-zat mineral. Kemudian dilakukan pemekatan di evaporator I (V-150) yang menghasilkan Syrup glukosa dengan kadar 50%.



Gambar 2.3. Diagram alir pembentukan sirup glukosa

2. Tahap Isomerisasi Sirup Glukosa Menjadi Sirup Fruktosa

Proses ini bertujuan untuk mengubah Sirup glukosa menjadi Sirup fruktosa dengan menggunakan enzim glukoisomerase (glukoisomerasi enzimatik) pada reaktor isomerasi (R-210) dengan kondisi operasi pada suhu $55^{\circ} - 65^{\circ}\text{C}$ dan pH 7,5. Berdasarkan Uhlig (1998), enzim glukoisomerase mampu mengubah 50% D-glukosa menjadi D-fruktosa, reaksinya adalah sebagai berikut :

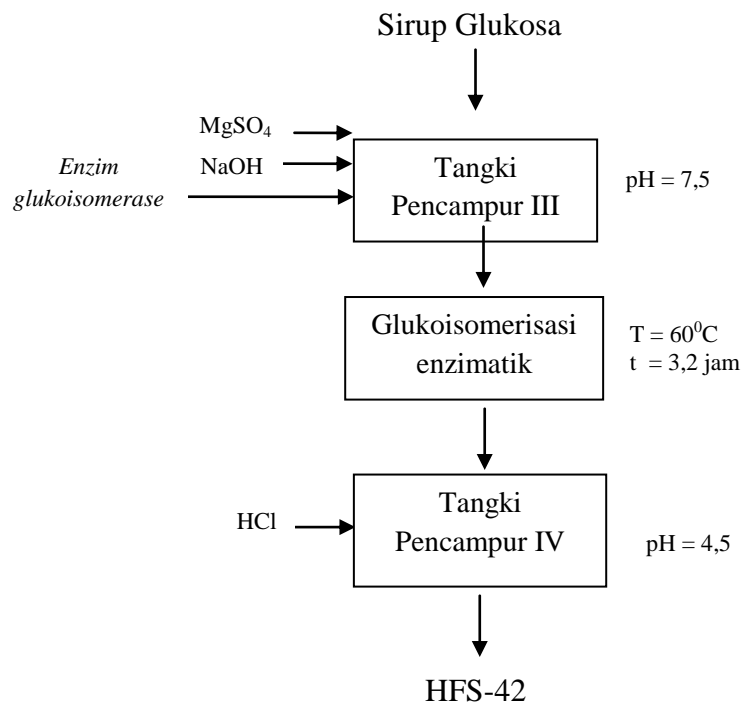


Gambar 2.4. Proses Glukoisemerase

Sebelum masuk ke reaktor isomerasi (R-210), Syrup glukosa dari evaporator I (V-150) dialirkan ke tangki pencampur III (M-212) dengan melakukan penambahan $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ yang merupakan aktivator enzim glukoisomerase. Penambahan aktivator tersebut dapat berpengaruh pada aktivitas substrat menjadi dua kali lipat dibandingkan jika tidak ada penambahan aktivator. Konsentrasi $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ yang ditambahkan adalah 0,1 g/L. Pengaturan pH pada proses ini mempengaruhi produktivitas enzim dan waktu reaksi, pH optimum untuk proses ini adalah 7,5 dan diatur dengan penambahan larutan NaOH.

Setelah proses isomerase selesai (telah terbentuk HFS-42) pada reaktor isomerasi (R-210), produk didrain ke tangki pencampur IV (M-312) dan ditambahkan HCl untuk menurunkan pH menjadi 4,5. Penurunan pH dimaksudkan agar tidak terjadi reaksi balik fruktosa menjadi glukosa.

Berdasarkan uraian di atas maka dapat dibuat diagram aliran proses perubahan Syrup glukosa menjadi Syrup fruktosa menggunakan enzim glukoisomerase adalah sebagai berikut :



Gambar 2.5. Diagram alir perubahan sirup glukosa menjadi sirup fruktosa

3. Tahap Penyelesaian

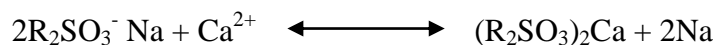
Tahap finishing terdiri dari proses filtrasi, pemurnian, dan pemekatan. Filtrasi bertujuan untuk memisahkan padatan tak larut (seperti protein dan lipid) dari Syrupfruktosa dengan menggunakan *filter press* (H-310). Unit pemurnian terdiri dari kolom karbonasi (M-315) untuk penghilangan warna dan *ion exchanger* yang terdiri atas *kation exchanger II* (D-322A) dan *anion exchanger II* (D-322B) yang bertujuan untuk menghilangkan zat-zat mineral dalam Syrup atau zat warna yang mungkin lolos dari kolom karbonasi (M-315). Selanjutnya proses pemekatan dilakukan di evaporator II (V-320) untuk mendapatkan produk HFS-42 yang bebas dari impuritas.

Untuk menghilangkan warna yang terbentuk selama proses pengolahan Syrup glukosa, Syrup maltosa, HFS, atau turunan-turunan pati lainnya dapat digunakan arang tulang, karbon aktif, atau penukar ion. Zat-zat warna tersebut dapat timbul karena perpecahan gula ataupun bukan gula yang terjadi selama proses berlangsung karena pengaruh pH, suhu, dan waktu. Karbon aktif yang digunakan adalah yang bereaksi netral. Banyaknya karbon aktif yang diperlukan adalah 0,1% bahan kering

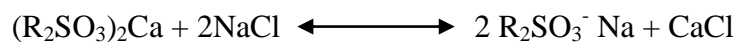
gula di dalam larutan. Karbon aktif yang digunakan dapat berbentuk tepung halus yang dibubuhkan ke dalam filtrat dan diaduk pada suhu tertentu, atau berbentuk granuler yang dimasukkan dalam suatu kolom karbon aktif. Jika yang digunakan adalah karbon aktif yang berbentuk tepung halus, maka filtrat bersama-sama dengan karbon aktif yang dibubuhkan diaduk rata di dalamnya dan dapat langsung dikirim ke alat penapisan kedua. Sebaliknya jika digunakan karbon aktif berbentuk granuler, maka filtrat dipompa menembus butiran-butiran karbon aktif tersebut yang terlebih dulu telah diisikan ke dalam kolom karbon aktif (Tjokroadikoesoemo, 1986).

Untuk pelunakan larutan atau Syrup digunakan resin penukar ion. Bahan penukar ion ini memiliki ukuran butiran-butiran yang agak kasar (granular). Umumnya resin penukar ion tahan terhadap pengaruh suhu tinggi, tahan terhadap korosi atau pengrusakan oleh asam, basa, ataupun bahan-bahan organik lainnya, serta tahan terhadap tekanan osmosa.

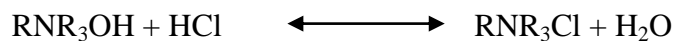
Reaksi dari resin penukar kation :



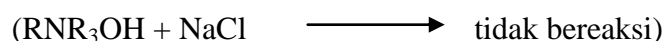
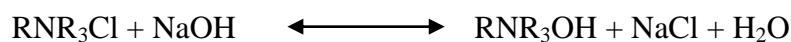
Reaksi regenerasi resin penukar kation :



Reaksi dari resin penukar anion :

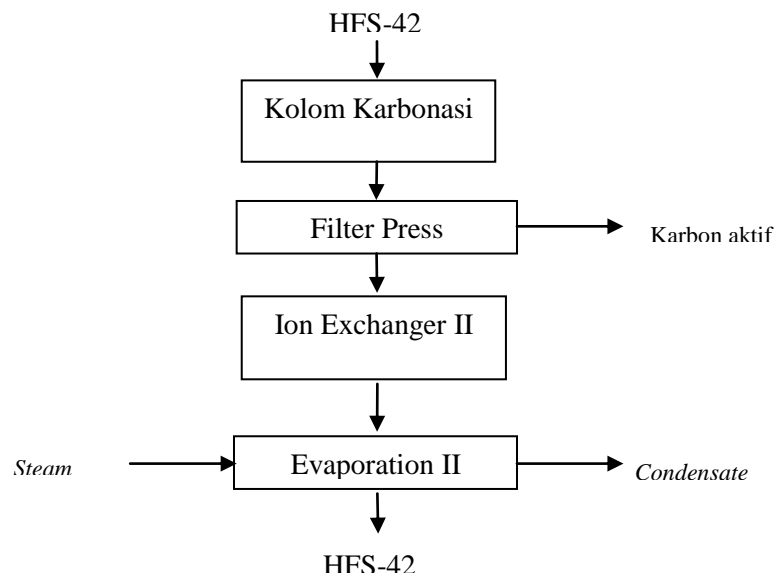


Reaksi regenerasi resin penukar anion :



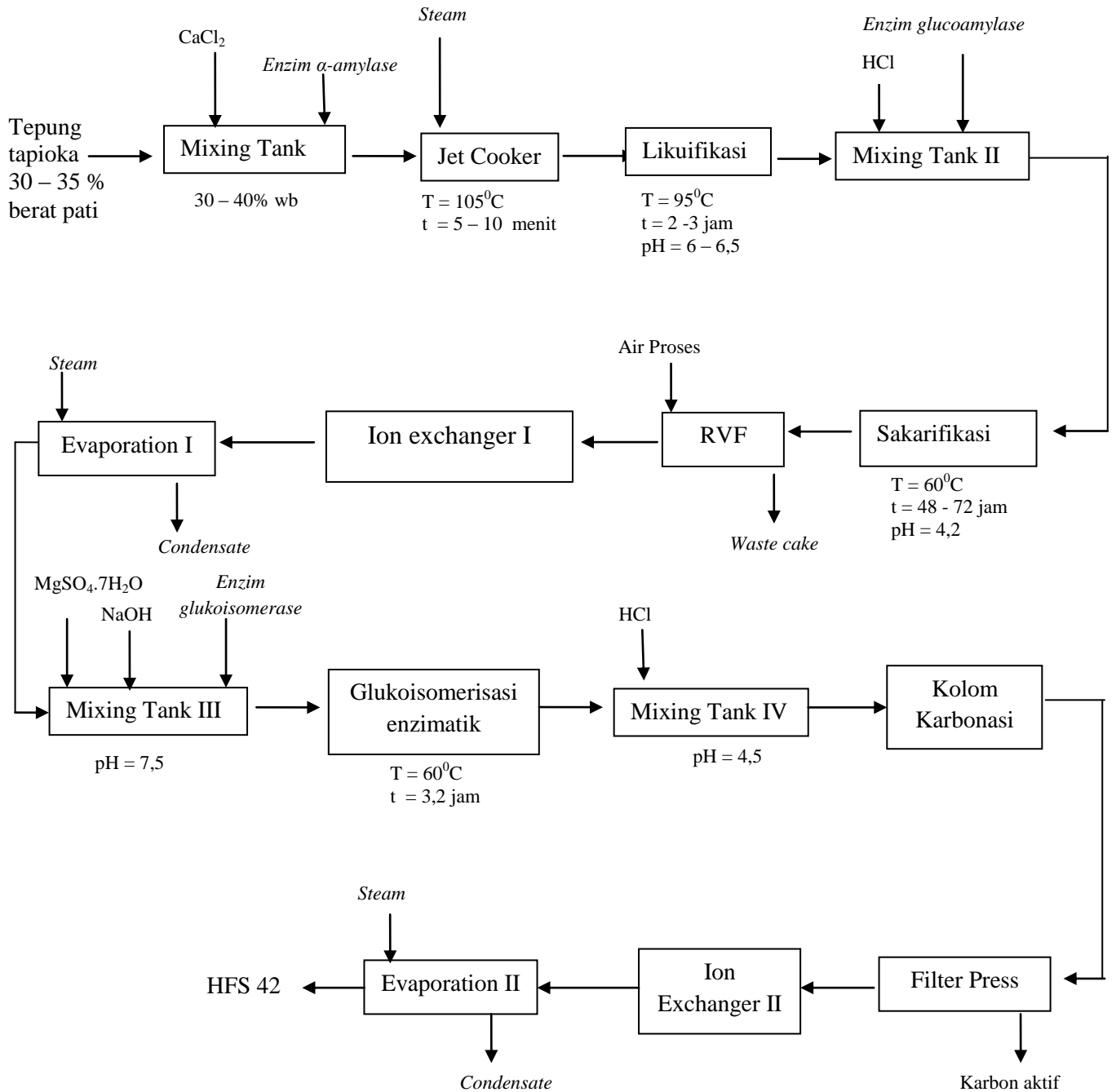
(Tjokroadikoesoemo, 1986)

Sirup murni hasil perlakuan karbon dan penukaran ion tersebut kemudian dipekatkan di dalam alat penguap vakum (*vacuum evaporator*). Untuk keperluan penguapan Syrup glukosa, Syrup maltosa, atau Syrup dekstrosa yang akan diolah lebih lanjut sebagai HFS dan lain-lain, digunakan sistem penguapan bertingkat yang dilengkapi pula dengan pemanas pendahuluan, separator sentrifugal di dalamnya, dan kondensor. Sedangkan untuk pengolahan Syrup dekstrosa atau Syrup maltosa tinggi menjadi kristal dekstrosa atau kristal maltosa, cukup digunakan alat penguap vakum tunggal (*single effect evaporator*) (Tjokroadikoesoemo, 1986).



Gambar 2.6. Diagram alir tahap penyelesaian sirup fruktosa

Maka berdasarkan uraian diatas dapat dibuat diagram aliran proses pembuatan HFS dari tepung tapioka adalah sebagai berikut :



Gambar 2.7. Diagram alir pembuatan HFS-42 dari tepung tapioka

2.4 Perhitungan Ekonomi Kasar

Perbandingan kandungan pati yang terdapat dalam bahan baku untuk menghasilkan sirup fruktosa adalah sebagai berikut

Tabel 2.2. Perbandingan Kandungan Pati dalam Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kandungan Pati (%)
1	Jagung	69,3
2	Bulir Jagung	70
3	Tepung Jagung	73
4	Singkong	80
5	Tapioka	86

http://www.google.co.id/url?sa=t&rct=j&q=kandungan%20pati%20pada%20tepung%20jagung&source=web&cd=7&cad=rja&ved=0CEQOFjAG&url=http%3A%2F%2Fbp3m.uksw.edu%2Fuploads%2Fdocuments%2Fcontoh-2.doc&ei=RmKjULrmL4rsrAeCOYHYCO&usg=AFQjCNFZmtwrB69JSImd_aDHOomLf-gag
<http://www.djarumbeasiswaplus.org/artikel/content/22/Pemanfaatan-Pati-Manihot-Utilissima-sebagai-Bahan-Baku-Edible-Film/>
<http://id.scribd.com/doc/60296368/18/Kandungan-Nutrisi-pada-Tepung-Tapioka>

Tabel 2.3. Harga Katalis dan Produk

No	BM	Nama	Senyawa	Rp/Unit
1	36,47	Asam Klorida	HCl	3.801/Kg
2	53.000	α -amilase		26.321/Kg
3	36.000	glukoamilase		36.557/Kg
4	20.000	glukoisomerase		277.837/Kg
5	180,16	Sirup Fruktosa	$C_6H_{12}O_6$	13.160/Kg

Sumber : www.alibaba.com

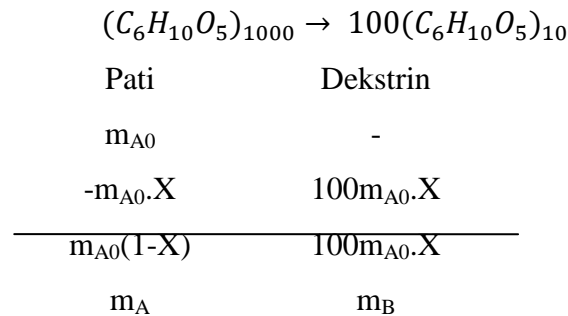
- a. Perhitungan ekonomi kasar hidrolisis Tapioka menjadi Fruktosa menggunakan Enzim

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi Fruktosa} &= 33.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 3767,123 \text{ kg/jam} \\ &= 20,91 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

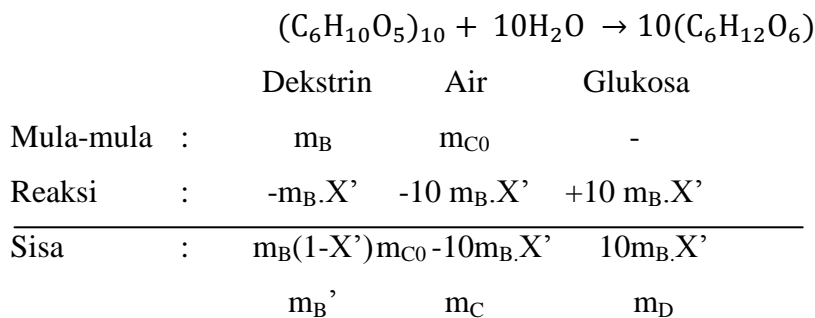
Kandungan Pati dalam Tapioka	= 86 %
Konversi Pati menjadi Dekstrin	= 95,14% (Zusfahair, 2012)
Konversi Dekstrin menjadi Glukosa	= 97% (Patent US1988/4780149)
Konversi Glukosa menjadi Fruktosa	= 75% (Patent US1988/4199374)

- Jumlah Pati yang dibutuhkan;

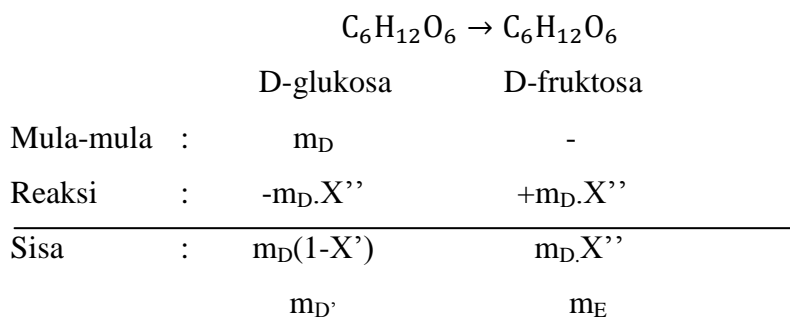
Reaksi Likuifikasi



Reaksi Sakarifikasi



Reaksi Isomerisasi



$$Produk = m_E = m_D X''$$

Dimana,

$$m_D = 10m_B X'$$

$$m_B = 100m_{A0} X$$

$$m_D = 10(100m_{A0} X) X'$$

Jadi,

$$m_E = (10(100m_{A0} X) X') X'$$

$$m_E = 1000m_{A0} X X' X'$$

$$m_{A0} = \frac{m_E}{(1000 X X' X')}$$

$$m_{A0} = \frac{20,91}{(1000 \times 0,9514 \times 0,98)}$$

$$m_{A0} = 0,022 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Pati yang dibutuhkan} = 0,022 \text{ kmol/jam} \times 162000 = 3564 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah Tapioka yang dibutuhkan

$$\text{Jumlah Tapioka} = \frac{100}{X} \times \text{Jumlah Pati}$$

$$\text{Jumlah Tapioka} = \frac{100}{86} \times 3564 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 4144,19 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

- Jumlah Enzim α -amilase (EA) yang dibutuhkan pada proses likuifikasi;

$$\text{Banyaknya EA yang dibutuhkan} = 0,6 \text{ kg/ton pati}$$

$$\text{Jumlah Pati yang masuk} = 3564 \text{ kg/jam}$$

$$EA = \text{Banyaknya EA} \times \text{Jumlah Pati}$$

$$EA = \frac{0,6}{1000} \times 3564 = 2,14 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah Enzim glukoamilase (EG) yang dibutuhkan pada proses sakarifikasi;

$$\text{Banyaknya EG yang dibutuhkan} = 0,6 \text{ kg/ton pati}$$

$$\text{Jumlah Dekstrin yang masuk} = 3390,8 \text{ kg/jam}$$

$$EG = \text{Banyaknya EG} \times \text{Jumlah Pati}$$

$$EG = \frac{0,6}{1000} \times 3390,8 \text{ kg/jam} = 2,03 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah Enzim glukoisomerase (EG') yang dibutuhkan pada proses sakarifikasi;

Banyaknya EG' yang dibutuhkan = 0,6 kg/ton pati

Jumlah glukosa yang masuk = 3692,19 kg/jam

$EG' = \text{Banyaknya EG}' \times \text{Jumlah Pati}$

$$EG' = 0,6 / 1000 \times 3692,19 \text{ kg/jam} = 2,22 \text{ kg/jam}$$

Pengeluaran

Komponen	Massa (kg/jam)	Harga (Rp/kg)	Biaya (Rp/jam)
Tapioka	4144,19	4935,00	20.451.577,65
α-amilase	2,14	26.321,00	56.326,94
Glukoamilase	2,03	36.557,00	74.210,71
Glukoisomerase	2,22	277.837,00	616.798,14
Total	4150,58	345.650,00	21.198.913,44

Pemasukan

Komponen	Massa (kg/jam)	Biaya (Rp/kg)	Biaya (Rp/jam)
Fruktosa	3767,123	13.160,00	49.575.338,68

Keuntungan = Pemasukan – Pengeluaran

$$= 49.575.338,68 - 21.198.913,44$$

$$= \text{Rp } 28.376.425,24 / \text{Jam}$$

- b. Perhitungan ekonomi kasar hidrolisis tapioka menjadi Fruktosa menggunakan Asam Klorida dan Enzim

Kapasitas Produksi Fruktosa = 33.000 ton/tahun

= 3767,123 kg/jam

= 20,91 kmol/jam

Kandungan Pati dalam Tapioka = 86 %

Konversi Pati menjadi Glukosa = 57% (AOP_3383)

Konversi Glukosa menjadi Fruktosa = 98% (Patent US1988/4199374)

- Jumlah Pati yang dibutuhkan;

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} + 1000H_2O \rightarrow 1000(C_6H_{12}O_6)$$

	Pati	Air	Glukosa
Mula-mula :	m_{A0}	m_{B0}	-
Reaksi :	$-m_{A0} \cdot X'$	$-1000 m_{A0} \cdot X$	$+1000 m_{A0} \cdot X$
Sisa :	$m_{A0}(1-X')$	$m_{B0}-1000m_{A0} \cdot X$	$1000m_{A0} \cdot X$
	m_A	m_B	m_C

- Reaksi Isomerisasi

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow C_6H_{12}O_6$$

	D-glukosa	D-fruktosa
Mula-mula :	m_C	-
Reaksi :	$-m_C \cdot X'$	$+m_C \cdot X'$
Sisa :	$m_C(1-X')$	$m_C \cdot X''$
	$m_{D'}$	m_E

$$Produk = m_E = m_C \cdot X'$$

Dimana,

$$m_C = 1000m_{A0}X$$

Jadi,

$$m_E = 1000m_{A0}X \cdot X'$$

$$m_{A0} = \frac{m_E}{(1000XX')}$$

$$m_{A0} = \frac{20,91}{(1000 \times 0,50 \times 0,98)}$$

$$m_{A0} = 0,043 \text{ kmol/jam}$$

$$Pati \text{ yang dibutuhkan} = 0,043 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 162000 = 6966 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah Tapioka yang dibutuhkan

$$Jumlah \text{ Tapioka} = \frac{100}{X} \times Jumlah \text{ Pati}$$

$$Jumlah \text{ Tapioka} = \frac{100}{86} \times 6966 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 8100 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

- Jumlah Asam Klorida yang dibutuhkan

Untuk menghidrolisis pati menjadi Maltosa, dibutuhkan:

$$\text{HCl} = 0,5\text{M}$$

$$\text{Kebutuhan} = 2 \text{ L/Kg Pati}$$

$$\text{HCl yang dibutuhkan} = \text{Kebutuhan} \times \text{Jumlah Pati}$$

$$\text{HCl yang dibutuhkan} = 2 \frac{\text{L}}{\text{Kg}} \text{Pati} \times 6966 \text{ kg/jam} = 13.932 \text{ Liter}$$

$$\rho \text{ HCl} = 1,183 \text{ Kg/L}$$

$$\text{BM HCl} = 36,5$$

Dengan Kadar 37%

$$M_1 = 11,99 \text{ M}$$

$$M_2 = 0,5 \text{ M}$$

Pengenceran

$$M_1 \times V_1 = M_2 \times V_2$$

$$V_1 = \frac{M_2 \times V_2}{M_1} = \frac{0,5 \times 13.932}{11,99} = 3500,50 \text{ Liter}$$

$$\text{HCl 37\% yang dibutuhkan} = 3500,50 \text{ L} \times 1,183 \text{ Kg/L} = 4141,09 \text{ Kg}$$

- Jumlah Enzim glukoisomerase (EG') yang dibutuhkan pada proses sakarifikasi;

$$\text{Banyaknya EG' yang dibutuhkan} = 0,6 \text{ kg/ton pati}$$

$$\text{Jumlah glukosa yang masuk} = 3870 \text{ kg/jam}$$

$$\text{EG}' = \text{Banyaknya EG}' \times \text{Jumlah Pati}$$

$$\text{EG}' = \frac{0,6}{1000} \times 3870 \text{ kg/jam} = 2,32 \text{ kg/jam}$$

Pengeluaran

Komponen	Massa (kg/jam)	Harga (Rp/kg)	Biaya (Rp/jam)
Tapioka	8100	4935,00	39.973.500,00
HCl	4141,09	3.801,00	15.740.283,09
Glukoisomerase	2,32	277.837,00	644.581,84
Total	12.243,41	286.573,00	56.358.364,93

Pemasukan

Komponen	Massa (kg/jam)	Biaya (Rp/kg)	Biaya (Rp/jam)
Fruktosa	3767,123	13.160,00	49.575.338,68

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan} &= \text{Pemasukan} - \text{Pengeluaran} \\
 &= 49.575.338,68 - 56.358.364,93 \\
 &= \text{Rp -6783026,25 / Jam}
 \end{aligned}$$

c. Perhitungan ekonomi kasar hidrolisis tapioka menjadi Fruktosa menggunakan Asam Klorida

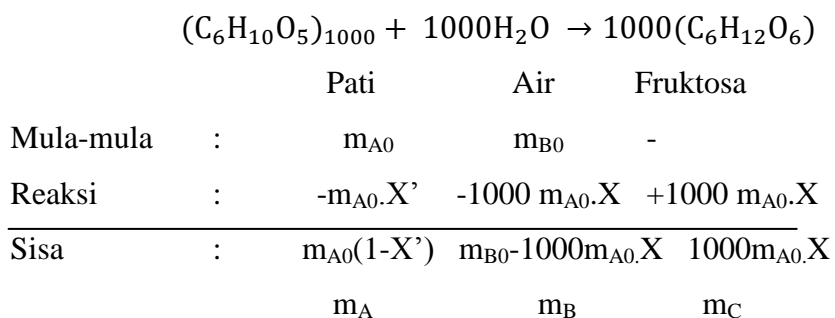
$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Produksi Fruktosa} &= 33.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 3767,123 \text{ kg/jam} \\
 &= 20,91 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kandungan Pati dalam Tapioka} = 86 \%$$

$$\text{Konversi Pati menjadi Glukosa} = 57\% \quad (\text{AOP_3383})$$

$$\text{Konversi Glukosa menjadi Fruktosa} = 98\% \quad (\text{Patent US1988/4199374})$$

- Jumlah Pati yang dibutuhkan;



$$\text{Produk} = m_c = 1000m_{A0} X$$

$$m_{A0} = \frac{m_c}{(1000X)}$$

$$m_{A0} = \frac{20,91}{(1000 \times 0,98)}$$

$$m_{A0} = 0,021 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Pati yang dibutuhkan} = 0,021 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 162000 = 3402 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah Tapioka yang dibutuhkan

$$\text{Jumlah Tapioka} = \frac{100}{X} \times \text{Jumlah Pati}$$

$$\text{Jumlah Tapioka} = \frac{100}{86} \times 3402 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 3955,8 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

- Jumlah Asam Klorida yang dibutuhkan

Untuk menghidrolisis pati menjadi Maltosa, dibutuhkan:

$$\text{HCl} = 0,5\text{M}$$

$$\text{Kebutuhan} = 2 \text{ L/Kg Pati}$$

$$\text{HCl yang dibutuhkan} = \text{Kebutuhan} \times \text{Jumlah Pati}$$

$$\text{HCl yang dibutuhkan} = 2 \frac{\text{L}}{\text{Kg}} \text{Pati} \times 6966 \text{ kg/jam} = 13.932 \text{ Liter}$$

$$\rho \text{ HCl} = 1,183 \text{ Kg/L}$$

$$\text{BM HCl} = 36,5$$

Dengan Kadar 37%

$$M_1 = 11,99 \text{ M}$$

$$M_2 = 0,5 \text{ M}$$

Pengenceran

$$M_1 \times V_1 = M_2 \times V_2$$

$$V_1 = \frac{M_2 \times V_2}{M_1} = \frac{0,5 \times 13.932}{11,99} = 3500,50 \text{ Liter}$$

$$\text{HCl 37\% yang dibutuhkan} = 3500,50 \text{ L} \times 1,183 \text{ Kg/L} = 4141,09 \text{ Kg}$$

Pengeluaran

Komponen	Massa (kg/jam)	Harga (Rp/kg)	Biaya (Rp/jam)
Tapioka	3955,8	4935,00	19.521.873
HCl	4141,09	3.801,00	15.740.283,09
Total	12.243,41	286.573,00	35.262.156,09

Pemasukan

Komponen	Massa (kg/jam)	Biaya (Rp/kg)	Biaya (Rp/jam)
Fruktosa	3767,123	13.160,00	49.575.338,68

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan} &= \text{Pemasukan} - \text{Pengeluaran} \\
 &= 49.575.338,68 - 35.262.156,09 \\
 &= \mathbf{Rp\ 14.313.182,59 / Jam}
 \end{aligned}$$

- d. Perhitungan ekonomi kasar hidrolisis Singkong menjadi Fruktosa menggunakan Enzim

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Produksi Fruktosa} &= 33.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 3767,123 \text{ kg/jam} \\
 &= 20,91 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kandungan Pati dalam Singkong} = 80 \%$$

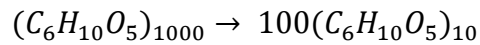
$$\text{Konversi Pati menjadi Dekstrin} = 95,14\% \text{ (Zusfahair, 2012)}$$

$$\text{Konversi Dekstrin menjadi Glukosa} = 98\% \text{ (Patent US1988/4780149)}$$

$$\text{Konversi Glukosa menjadi Fruktosa} = 98\% \text{ (Patent US1988/4199374)}$$

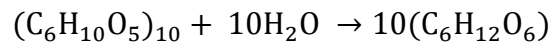
- Jumlah Pati yang dibutuhkan;

Reaksi Likuifikasi



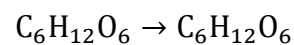
Pati	Dekstrin
m_{A0}	-
$-m_{A0} \cdot X$	$100m_{A0} \cdot X$
$m_{A0}(1-X)$	$100m_{A0} \cdot X$
m_A	m_B

Reaksi Sakarifikasi



	Dekstrin	Air	Glukosa
Mula-mula :	m_B	m_{C0}	-
Reaksi :	$-m_B \cdot X'$	$-10 m_B \cdot X'$	$+10 m_B \cdot X'$
Sisa :	$m_B(1-X')$	$m_{C0} - 10m_B \cdot X'$	$10m_B \cdot X'$
	m_B'	m_C	m_D

Reaksi Isomerisasi



	D-glukosa	D-fruktosa
Mula-mula :	m_D	-
Reaksi :	$-m_D \cdot X''$	$+m_D \cdot X''$
Sisa :	$m_D(1-X'')$	$m_D \cdot X''$
	$m_{D'}$	m_E

$$Produk = m_E = m_D X''$$

Dimana,

$$m_D = 10m_B X'$$

$$m_B = 100m_{A0} X$$

$$m_D = 10(100m_{A0} X) X'$$

Jadi,

$$m_E = (10(100m_{A0} X) X') X'$$

$$m_E = 1000m_{A0} X X' X'$$

$$m_{A0} = \frac{m_E}{(1000 X X' X')}$$

$$m_{A0} = \frac{20,91}{(1000 \times 0,9514 \times 0,98)}$$

$$m_{A0} = 0,022 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Pati yang dibutuhkan} = 0,022 \text{ kmol/jam} \times 162000 = 3564 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah Singkong yang dibutuhkan

$$\text{Jumlah Singkong} = \frac{100}{X} \times \text{Jumlah Pati}$$

$$\text{Jumlah Singkong} = \frac{100}{80} \times 3564 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 4455 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

- Jumlah Enzim α -amilase (EA) yang dibutuhkan pada proses likuifikasi;

$$\text{Banyaknya EA yang dibutuhkan} = 0,6 \text{ kg/ton pati}$$

$$\text{Jumlah Pati yang masuk} = 3564 \text{ kg/jam}$$

$$EA = \text{Banyaknya EA} \times \text{Jumlah Pati}$$

$$EA = \frac{0,6}{1000} \times 3564 = 2,14 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah Enzim glukamilase (EG) yang dibutuhkan pada proses sakarifikasi;

$$\text{Banyaknya EG yang dibutuhkan} = 0,6 \text{ kg/ton pati}$$

$$\text{Jumlah Dekstrin yang masuk} = 3390,8 \text{ kg/jam}$$

$$EB = \text{Banyaknya EB} \times \text{Jumlah Pati}$$

$$EG = \frac{0,6}{1000} \times 3390,8 \text{ kg/jam} = 2,03 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah Enzim glukoisomerase (EG') yang dibutuhkan pada proses sakarifikasi;

$$\text{Banyaknya EG' yang dibutuhkan} = 0,6 \text{ kg/ton pati}$$

Jumlah glukosa yang masuk = 3692,19 kg/jam

$EG' = \text{Banyaknya } EG' \times \text{Jumlah Pati}$

$$EG' = 0,6 / 1000 \times 3692,19 \text{ kg/jam} = 2,22 \text{ kg/jam}$$

Pengeluaran

Komponen	Massa (kg/jam)	Harga (Rp/kg)	Biaya (Rp/jam)
Singkong	4455	1500	6.682.500
α-amilase	2,14	26.321,00	56.326,94
Glukoamilase	2,03	36.557,00	74.210,71
Glukoisomerase	2,22	277.837,00	616.798,14
Total	4150,58	345.650,00	7.429.835,79

Pemasukan

Komponen	Massa (kg/jam)	Biaya (Rp/kg)	Biaya (Rp/jam)
Fruktosa	3767,123	13.160,00	49.575.338,68

Keuntungan = Pemasukan – Pengeluaran

$$= 49.575.338,68 - 7.429.835,79$$

$$= \text{Rp } 42.145.502,89 / \text{Jam}$$

- e. Perhitungan ekonomi kasar hidrolisis tapioka menjadi Fruktosa menggunakan Asam Klorida dan Enzim

Kapasitas Produksi Fruktosa = 33.000 ton/tahun

= 3767,123 kg/jam

= 20,91 kmol/jam

Kandungan Pati dalam Tapioka = 86 %

Konversi Pati menjadi Glukosa = 57% (AOP_3383)

Konversi Glukosa menjadi Fruktosa = 98% (Patent US1988/4199374)

- Jumlah Pati yang dibutuhkan;

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} + 1000H_2O \rightarrow 1000(C_6H_{12}O_6)$$

	Pati	Air	Glukosa
Mula-mula :	m_{A0}	m_{B0}	-
Reaksi :	$-m_{A0} \cdot X'$	$-1000 m_{A0} \cdot X$	$+1000 m_{A0} \cdot X$
Sisa :	$m_{A0}(1-X')$	$m_{B0}-1000m_{A0} \cdot X$	$1000m_{A0} \cdot X$
	m_A	m_B	m_C

- Reaksi Isomerisasi

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow C_6H_{12}O_6$$

	D-glukosa	D-fruktosa
Mula-mula :	m_C	-
Reaksi :	$-m_C \cdot X'$	$+m_C \cdot X'$
Sisa :	$m_C(1-X')$	$m_C \cdot X''$
	$m_{D'}$	m_E

$$Produk = m_E = m_C \cdot X'$$

Dimana,

$$m_C = 1000m_{A0}X$$

Jadi,

$$m_E = 1000m_{A0}X \cdot X'$$

$$m_{A0} = \frac{m_E}{(1000XX')}$$

$$m_{A0} = \frac{20,91}{(1000 \times 0,50 \times 0,98)}$$

$$m_{A0} = 0,043 \text{ kmol/jam}$$

$$Pati \text{ yang dibutuhkan} = 0,043 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 162000 = 6966 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah Singkong yang dibutuhkan

$$Jumlah \text{ Singkong} = \frac{100}{X} \times Jumlah \text{ Pati}$$

$$Jumlah \text{ Singkong} = \frac{100}{80} \times 6966 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 8707,5 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

- Jumlah Asam Klorida yang dibutuhkan

Untuk menghidrolisis pati menjadi Maltosa, dibutuhkan:

$$\text{HCl} = 0,5\text{M}$$

$$\text{Kebutuhan} = 2 \text{ L/Kg Pati}$$

$$\text{HCl yang dibutuhkan} = \text{Kebutuhan} \times \text{Jumlah Pati}$$

$$\text{HCl yang dibutuhkan} = 2 \frac{\text{L}}{\text{Kg}} \text{Pati} \times 6966 \text{ kg/jam} = 13.932 \text{ Liter}$$

$$\rho \text{ HCl} = 1,183 \text{ Kg/L}$$

$$\text{BM HCl} = 36,5$$

Dengan Kadar 37%

$$M_1 = 11,99 \text{ M}$$

$$M_2 = 0,5 \text{ M}$$

Pengenceran

$$M_1 \times V_1 = M_2 \times V_2$$

$$V_1 = \frac{M_2 \times V_2}{M_1} = \frac{0,5 \times 13.932}{11,99} = 3500,50 \text{ Liter}$$

$$\text{HCl 37\% yang dibutuhkan} = 3500,50 \text{ L} \times 1,183 \text{ Kg/L} = 4141,09 \text{ Kg}$$

- Jumlah Enzim glukoisomerase (EG') yang dibutuhkan pada proses sakarifikasi;

$$\text{Banyaknya EG' yang dibutuhkan} = 0,6 \text{ kg/ton pati}$$

$$\text{Jumlah glukosa yang masuk} = 3870 \text{ kg/jam}$$

$$\text{EG}' = \text{Banyaknya EG}' \times \text{Jumlah Pati}$$

$$\text{EG}' = \frac{0,6}{1000} \times 3870 \text{ kg/jam} = 2,32 \text{ kg/jam}$$

Pengeluaran

Komponen	Massa (kg/jam)	Harga (Rp/kg)	Biaya (Rp/jam)
Singkong	8707,5	1500	13.061.250
HCl	4141,09	3.801,00	15.740.283,09
Glukoisomerase	2,32	277.837,00	644.581,84
Total	12.243,41	286.573,00	29.446.114,93

Pemasukan

Komponen	Massa (kg/jam)	Biaya (Rp/kg)	Biaya (Rp/jam)
Fruktosa	3767,123	13.160,00	49.575.338,68

$$\begin{aligned}
 \text{Keuntungan} &= \text{Pemasukan} - \text{Pengeluaran} \\
 &= 49.575.338,68 - 29.446.114,93 \\
 &= \mathbf{Rp\ 20.129.223,75 / Jam}
 \end{aligned}$$

f. Perhitungan ekonomi kasar hidrolisis tapioka menjadi Fruktosa menggunakan Asam Klorida

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Produksi Fruktosa} &= 33.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 3767,123 \text{ kg/jam} \\
 &= 20,91 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kandungan Pati dalam Tapioka} = 86 \%$$

$$\text{Konversi Pati menjadi Glukosa} = 57\% \quad (\text{AOP_3383})$$

$$\text{Konversi Glukosa menjadi Fruktosa} = 98\% \quad (\text{Patent US1988/4199374})$$

- Jumlah Pati yang dibutuhkan;



	Pati	Air	Fruktosa
Mula-mula :	m_{A0}	m_{B0}	-
Reaksi :	$-m_{A0} \cdot X'$	$-1000 m_{A0} \cdot X$	$+1000 m_{A0} \cdot X$
Sisa :	$m_{A0}(1-X')$	$m_{B0}-1000m_{A0} \cdot X$	$1000m_{A0} \cdot X$
	m_A	m_B	m_C

$$Produk = m_C = 1000m_{A0} X$$

$$m_{A0} = \frac{m_C}{(1000X)}$$

$$m_{A0} = \frac{20,91}{(1000 \times 0,98)}$$

$$m_{A0} = 0,021 \text{ kmol/jam}$$

$$Pati \text{ yang dibutuhkan} = 0,021 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 162000 = 3402 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah Singkong yang dibutuhkan

$$Jumlah \text{ Singkong} = \frac{100}{X} \times Jumlah \text{ Pati}$$

$$Jumlah \text{ Singkong} = \frac{100}{80} \times 3402 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 4252,5 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

- Jumlah Asam Klorida yang dibutuhkan

Untuk menghidrolisis pati menjadi Maltosa, dibutuhkan:

$$HCl = 0,5M$$

$$Kebutuhan = 2 \text{ L/Kg Pati}$$

$$HCl \text{ yang dibutuhkan} = Kebutuhan \times Jumlah \text{ Pati}$$

$$HCl \text{ yang dibutuhkan} = 2 \frac{\text{L}}{\text{Kg}} \text{ Pati} \times 6966 \text{ kg/jam} = 13.932 \text{ Liter}$$

$$\rho \text{ HCl} = 1,183 \text{ Kg/L}$$

$$BM \text{ HCl} = 36,5$$

Dengan Kadar 37%

$$M_1 = 11,99 \text{ M}$$

$$M_2 = 0,5 \text{ M}$$

Pengenceran

$$M_1 \times V_1 = M_2 \times V_2$$

$$V_1 = \frac{M_2 \times V_2}{M_1} = \frac{0,5 \times 13.932}{11,99} = 3500,50 \text{ Liter}$$

$$\text{HCl 37\% yang dibutuhkan} = 3500,50 \text{ L} \times 1,183 \text{ Kg/L} = 4141,09 \text{ Kg}$$

Pengeluaran

Komponen	Massa (kg/jam)	Harga (Rp/kg)	Biaya (Rp/jam)
Singkong	4252,5	1500,00	6.378.750
HCl	4141,09	3.801,00	15.740.283,09
Total	12.243,41	286.573,00	22.119.033,09

Pemasukan

Komponen	Massa (kg/jam)	Biaya (Rp/kg)	Biaya (Rp/jam)
Fruktosa	3767,123	13.160,00	49.575.338,68

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan} &= \text{Pemasukan} - \text{Pengeluaran} \\ &= 49.575.338,68 - 22.119.033,09 \\ &= \text{Rp } 27.456.305,59 \text{ / Jam} \end{aligned}$$

Tabel. 2.4. Perbandingan ekonomi pada bahan baku untuk proses enzim, proses asam enzim, dan asam

Bahan Baku	Harga (Rp)	Enzim			Asam Enzim			Asam		
		Keuntungan (Rp/Jam)	Keuntungan (per kg)	Biaya Produksi(Rp)	Keuntungan (Rp/Jam)	Keuntungan (per kg)	Biaya Produksi(Rp)	Keuntungan (Rp/Jam)	Keuntungan (per kg)	Biaya Produksi(Rp)
Tapioka	4935,00	28.376.425,24	7532,65	5627,34	-6783026,25	-1800,58	14960,58	14.313.182,59	3799,5	9360,5

2.5 Perhitungan Panas Reaksi

Jika proses ditinjau dari panas reaksinya, yaitu dengan cara memperhitungkan nilai energi bebas Gibbs (kondisi reaksi) (ΔG_R) dan panas reaksi pembentukan (kondisi reaksi) (ΔH_R).

$$\Delta H_R = \Delta H_f + \int_{T_0}^T \Delta C_p \cdot dT$$

$$\Delta G_R = \Delta H_f - \frac{T}{T_0} (\Delta H_f - \Delta G_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

Bahan baku utama dan produk yang dihasilkan memiliki rumus molekul panjang dan memiliki beberapa gugus fungsi, sehingga untuk menghitung nilai energy bebas Gibbs standar (ΔG^0) dan panas reaksi pembentukan standar (ΔH_f^0) digunakan pendekatan rumus molekul yaitu dengan kontribusi gugus fungsi. Metode Joback pada Reid 1987 dapat digunakan untuk estimasi nilai ΔG^0 dan ΔH_f^0 . Kontribusi gugus fungsi yang terdapat pada reaksi dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Tabel 2.5. Kontribusi Gugus Fungsi pada Pati ($C_6H_{10}O_5$)₁₀₀₀

Gugus	ΔH_f^0 (kJ/mol)	ΔG^0 (kJ/mol)	Jumlah (n_i)
-CH ₂ -	-26,8	-3,68	1000
-CH-	8,67	40,99	5000
-OH	-208,04	-189,2	3002
-O- (ring)	-138,16	-98,22	1000
-O- (nonring)	-132,22	-105	999

(Sumber : Reid, C., Ed.4th, 1987, hal. 155, Tabel 6.1)

Tabel 2.6. Kontribusi Gugus Fungsi pada Dextrin ($C_6H_{10}O_5$)₁₀

Gugus	ΔH_f^0 (kJ/mol)	ΔG^0 (kJ/mol)	Jumlah (n_i)
-CH ₂ -	-26,8	-3,68	10
-CH-	8,67	40,99	50
-OH	-208,04	-189,2	32
-O- (ring)	-138,16	-98,22	10
-O- (nonring)	-132,22	-105	9

(Sumber : Reid, C., Ed.4th, 1987, hal. 155, Tabel 6.1)**Tabel 2.7.** Kontribusi Gugus Fungsi pada Glukosa ($C_6H_{12}O_6$)

Gugus	ΔH_f^0 (kJ/mol)	ΔG^0 (kJ/mol)	Jumlah (n_i)
-CH ₂ -	-26,8	-3,68	1
-CH-	8,67	40,99	7
-OH	-208,04	-189,2	5
-O- (ring)	-138,16	-98,22	1
-O- (nonring)	-132,22	-105	0

(Sumber : Reid, C., Ed.4th, 1987, hal. 155, Tabel 6.1)**Tabel 2.8.** Kontribusi Gugus Fungsi pada Fruktosa ($C_6H_{12}O_6$)

Gugus	ΔH_f^0 (kJ/mol)	ΔG^0 (kJ/mol)	Jumlah (n_i)
-CH ₂ -	-26,8	-3,68	2
-CH-	8,67	40,99	7
-OH	-208,04	-189,2	5
-O- (ring)	-138,16	-98,22	1
-O- (nonring)	-132,22	-105	0

(Sumber : Reid, C., Ed.4th, 1987, hal. 155, Tabel 6.1)

Tabel 2.9. Nilai ΔH_f^0 dan ΔG^0 pada H_2O

Gugus	ΔH_f^0 (kJ/kmol)	ΔG^0 (kJ/kmol)
$H_2O_{(l)}$	-285,8	-237,13

(Sumber : Smith, J.M., Ed.6th, 2001, Appx. C4, Tabel C.4)

Kapasitas panas untuk pati, dextrin, dan fruktosa dapat dihitung menggunakan pendekatan kontribusi gugus fungsional. Reid 1987 memberikan estimasi perhitungan kapasitas panas berdasarkan jumlah gugus fungsi yang terdapat pada suatu bahan untuk setiap temperatur dengan Metode Missenard (Reid, C., Ed.4th, 1987, hal. 139, Tabel. 5.11).

Tabel 2.10. Kontribusi Gugus Metode Missenard

Gugus	Kapasitas Panas (J/mol K)				
	273 K	298 K	323 K	348 K	373 K
-CH ₂ -	27,6	28,2	29,1	29,9	31,0
-CH-	23,8	24,9	25,7	26,6	28,0
-OH	33,5	43,9	52,3	61,7	71,1
-O- (ring)	29,3	29,7	30,1	30,5	31,0
-O- (non ring)	29,3	29,7	30,1	30,5	31,0

(Sumber : Reid, C., Ed.4th, 1987, hal. 139, Tabel. 5.11)

Berikut kontribusi gugus fungsi yang terdapat pada pati, dextrin, glukosa dan fruktosa.

Tabel 2.11. Kontribusi Gugus Fungsi pada Pati, Dextrin, Glukosa dan Fruktosa

Gugus	Pati	Dextrin	Glukosa	Fruktosa
-CH ₂ -	1000	10	1	2
-CH-	5000	50	7	7
-OH	3002	32	5	5
-O- (ring)	1000	10	1	1
-O- (non ring)	999	9	0	0

Menghitung nilai ΔH_f^0 untuk pati, dextrin, glukosa dan fruktosa.

$$\begin{aligned} \Delta H_f^0 (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000} &= (68.29 + \sum \Delta H_f^0 \text{ ikatan}) \text{ kJ/mol} \\ &= [68.28 + ((1000 \times -26,8) + (5000 \times 8,67) + (3002 \times -208,04) + (1000 \times -138,16) + (999 \times -132,22))] \\ &= -878.166 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_f^0 (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10} &= (68.29 + \sum \Delta H_f^0 \text{ ikatan}) \text{ kJ/mol} \\ &= [68.28 + ((10 \times -26,8) + (50 \times 8,67) + (32 \times -208,04) + (10 \times -138,16) + (9 \times -132,22))] \\ &= -8.995,57 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_f^0 (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) &= (68.29 + \sum \Delta H_f^0 \text{ ikatan}) \text{ kJ/mol} \\ &= [68.28 + ((1 \times -26,8) + (7 \times 8,67) + (5 \times -208,04) + (1 \times -138,16))] \\ &= -1.076,19 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta H_f^0 (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) = (68.29 + \sum \Delta H_f^0 \text{ ikatan}) \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned}
 &= [68,28 + ((2 \times -26,8) + (7 \times 8,67) + (5 \times -208,04) + (1 \\
 &\quad \times -138,16)) \\
 &= -1.1102,99 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Menghitung nilai energi bebas Gibbs standar (ΔG^0) untuk pati, dextrin, dan maltosa.

$$\begin{aligned}
 \Delta G^0 (C_6H_{10}O_5)_{1000} &= (53,88 + \sum G^0 \text{ ikatan }) \text{ kJ/mol} \\
 &= [53,88 + ((1000 \times -3,68) + (5000 \times 40,99) + (3002 \times - \\
 &\quad 189,2) + (1000 \times -98,22) + (999 \times -105))] \\
 &= -569.770 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

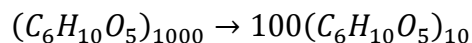
$$\begin{aligned}
 \Delta G^0 (C_6H_{10}O_5)_{10} &= (53,88 + \sum G^0 \text{ ikatan }) \text{ kJ/mol} \\
 &= [53,88 + ((10 \times -3,68) + (50 \times 40,99) + (32 \times -189,2) \\
 &\quad + (10 \times -98,22) + (9 \times -105))] \\
 &= -5.915,02 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta G^0 (C_6H_{12}O_6) &= (53,88 + \sum G^0 \text{ ikatan }) \text{ kJ/mol} \\
 &= [53,88 + ((1 \times -3,68) + (7 \times 40,99) + (5 \times -189,2) + (1 \\
 &\quad \times -98,22))] \\
 &= -707,09 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta G^0 (C_6H_{12}O_6) &= (53,88 + \sum G^0 \text{ ikatan }) \text{ kJ/mol} \\
 &= [53,88 + ((2 \times -3,68) + (7 \times 40,99) + (5 \times -189,2) + (1 \\
 &\quad \times -98,22))] \\
 &= -710,77 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

a. Reaksi dengan katalis enzim

Reaksi pertama, likuifikasi (temperatur 85°C)



Persamaan ΔH^0_f

$$\begin{aligned}
 \Delta H_f^\circ &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\
 &= [100 \Delta H_f^\circ(C_6H_{10}O_5)_{10}] - [\Delta H_f^\circ(C_6H_{10}O_5)_{1000}] \\
 &= [100 \times (-8.995,57)] - (-878.166) \\
 &= -21391 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Cp untuk liquifikasi diperoleh dengan mengurangi jumlah kapasitas panas gugus fungsi produk terhadap reaktan.

$$\Delta C_p = \sum_j v_j C_{p_j}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta C_p &= 100[(10 \times 30,34) + (50 \times 27,16) + (32 \times 65,46) + (10 \times 30,7) + (9 \times 30,7)] \\
 &\quad - [(1000 \times 30,34) + (5000 \times 27,16) + (3002 \times 65,46) + (1000 \times 30,7) + \\
 &\quad (999 \times 30,7)]
 \end{aligned}$$

$$\Delta C_p = (100 \times 4339,42) - 424020,22$$

$$\Delta C_p = 9921,78 \text{ J/mol K}$$

Sehingga ΔH_R untuk liquifikasi (85°C atau $358,15 \text{ K}$) adalah

$$\Delta H_R = \Delta H_f + \int_{T_0}^T \Delta C_p \cdot dT$$

$$\Delta H_R = -21.341,43 + (9921,78 \times (358,15 - 293,15))$$

$$= 623524,7 \text{ J/mol}$$

$$= 623,5247 \text{ kJ/mol}$$

Persamaan ΔG°

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

$$= [100 \Delta G^\circ(C_6H_{10}O_5)_{10}] - [\Delta G^\circ(C_6H_{10}O_5)_{1000}]$$

$$= [100 \times (-5.915,02)] - (-569.769,52)$$

$$= -21.732,48 \text{ kJ/mol}$$

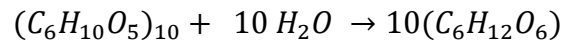
$$\Delta G_R = \Delta H_f - \frac{T}{T_0} (\Delta H_f - \Delta G_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

$$\begin{aligned} \Delta G_R &= (-21.391) - [(358,15/298,15) \times (-21.341,43 \times -21.732,48)] + \\ & [8,314 \times (9921,78/8,314) \times (358,15-298,15)] - \\ & [(8,314 \times 358,15) \times (9921,78/8,314) \times (358,15-298,15)/358,15] \end{aligned}$$

$$\Delta G_R = -21801.2 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G_R = -21,8012 \text{ kJ/mol}$$

Dan reaksi kedua, sakarifikasi (temperatur 50°C)



Persamaan ΔH_f

$$\begin{aligned} \Delta H_f &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= [10 \Delta H_f^\circ (C_6H_{12}O_6)] - [\Delta H_f^\circ (C_6H_{10}O_5)_{10}] + 10 \Delta H_f^\circ (H_2O) \\ &= [10 \times (-1.076,19)] - [10 \times (-0,285)] + (-8.995,07) \\ &= -19754,12 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta C_p = \sum_j v_j C_{p_j}$$

$$\begin{aligned} \Delta C_p &= 10[(1 \times 30,34) + (7 \times 27,16) + (5 \times 65,46) + (1 \times 30,7) + (0 \times 30,7)] \\ & - \{[(1000 \times 30,34) + (5000 \times 27,16) + (3002 \times 65,46) + (1000 \times 30,7) + \\ & (999 \times 30,7)] + [10 \times 75,3]\} \end{aligned}$$

$$\Delta C_p = -247049 \text{ J/mol K}$$

Sehingga ΔH_R untuk sakarifikasi (50°C atau 323,15 K) adalah

$$\Delta H_R = \Delta H_f + \int_{T_0}^T \Delta C_p \cdot dT$$

$$\begin{aligned} \Delta H_R &= -19754,12 + (722,5 \times (323,15 - 293,15)) \\ &= -7431217,5 \text{ J/mol} \\ &= -7431,2175 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Persamaan ΔG°

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

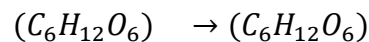
$$\begin{aligned} &= [10 \Delta G^\circ (C_6H_{12}O_6)] - [10 \Delta G^\circ H_2O + \Delta G^\circ (C_6H_{10}O_5)_{10}] \\ &= [10 \times (-707,09)] - [(10 \times (-0,237)) + (-5.915,02)] \\ &= -1153,51 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta G_R &= \Delta H_f - \frac{T}{T_0} (\Delta H_f - \Delta G_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} \\ \Delta G_R &= (-19754,12) - [(323,15/298,15) \times (-19754,12 - (-1153,51))] + \\ &\quad [8,314 \times (722,5 / 8,314) \times (323,15 - 298,15)] - \\ &\quad [(8,314 \times 323,15) \times (722,5 / 8,314) \times (323,15 - 298,15) / 323,15] \end{aligned}$$

$$\Delta G_R = 406,1588 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G_R = 0.406159 \text{ kJ/mol}$$

Dan reaksi ketiga, isomerisasi (temperatur 75°C)



Persamaan ΔH_f

$$\begin{aligned} \Delta H_f &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= [\Delta H^\circ_f (C_6H_{12}O_6)] - \Delta H^\circ_f (C_6H_{12}O_6) \end{aligned}$$

$$= [(-1.1102,99)] - (-1.076,19)]$$

$$= -100268 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta C_p = \sum_j v_j C_{p_j}$$

$$\Delta C_p = [(2 \times 29,9) + (7 \times 26,6) + (5 \times 61,7) + (1 \times 30,5) + (0 \times 30,5)]$$

$$- \{[(1 \times 29,9) + (7 \times 26,6) + (5 \times 61,7) + (1 \times 30,5) + (0 \times 30,5)]\}$$

$$\Delta C_p = 299,9 \text{ J/mol K}$$

Sehingga ΔH_R untuk isomerisasi (75°C atau $348,15 \text{ K}$) adalah

$$\Delta H_R = \Delta H_f + \int_{T_0}^T \Delta C_p \cdot dT$$

$$\Delta H_R = -100268 + (299 \times (348,15 - 293,15))$$

$$= 6467,7 \text{ J/mol}$$

$$= 6,4677 \text{ kJ/mol}$$

Persamaan ΔG°

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

$$= [\Delta G^\circ (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)] - [\Delta G^\circ (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)]$$

$$= [(-764,65)] - [(-760,97)]$$

$$= 3,68 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_R = \Delta H_f - \frac{T}{T_0} (\Delta H_f - \Delta G_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

$$\Delta G_R = (-116,713) - [(348,15/298,15) \times (-116,713 - (-36,8))] +$$

$$[8,314 \times (299/8,314) \times (348,15 - 298,15)] -$$

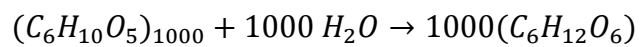
$$[(8,314 \times 348,15) \times (299/8,314) \times (348,15-298,15)/348,15]$$

$$\Delta G_R = 1677,205 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G_R = 1,6777205 \text{ kJ/mol}$$

b. Reaksi dengan katalis asam dan enzim (temperatur 180°C)

Asam



Persamaan ΔH°_r

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_f &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= [1000\Delta H^\circ_f(C_6H_{12}O_6)] - [\Delta H^\circ_f(C_6H_{10}O_5)_{1000} \\ &\quad + 1000 \Delta H^\circ_f H_2O] \\ &= [(1000 \times (-1.076,19)) - [(-878.234) + (1000 \times (-0,2858))]] \\ &= -197.670 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta C_p = \sum_j v_j C_{p_j}$$

$$\begin{aligned} \Delta C_p &= 1000[(1 \times 34,52) + (7 \times 32,48) + (5 \times 101,18) + (1 \times 32,6) + (0 \times 32,6)] \\ &\quad - \{[(1000 \times 34,52) + (5000 \times 32,48) + (3002 \times 101,18) + (1000 \times 32,6) + \\ &\quad (999 \times 32,6)] + (1000 \times 76,27)\} \end{aligned}$$

$$\Delta C_p = 161380,2 \text{ J/mol K} = 161,3802 \text{ kJ/mol K}$$

Sehingga ΔH_R untuk katalis asam (180°C atau 453,15 K) adalah

$$\Delta H_R = \Delta H_f + \int_{T_0}^T \Delta C_p \cdot dT$$

$$\begin{aligned}\Delta H_R &= -198.241,8 + (-470.393,76 \times (453,15-293,15)) \\ &= -75460672/\text{mol} \\ &= -75460.672\text{kJ/mol}\end{aligned}$$

Persamaan ΔG°

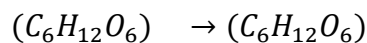
$$\begin{aligned}\Delta G^\circ &= \Delta G^\circ \text{ produk} - \Delta G^\circ \text{ reaktan} \\ &= [1000 \Delta G^\circ (C_6H_{12}O_6)] - [\Delta G^\circ (C_6H_{10}O_5)_{1000} \\ &\quad + 1000 \Delta G^\circ H_2O] \\ &= [(1000 \times (-707,09))] - [(-569823) + (1000 \times (-0,2858))] \\ &= -137553 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta G_R &= \Delta H_f - \frac{T}{T_0} (\Delta H_f - \Delta G_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} \\ \Delta G_R &= (-197670) - [(453,15/298,15) \times (-197670 - 108964,1)] + [8,314 \times \\ &\quad (161380,2/8,314) \times (453,15-298,15)] - [(8,314 \times 453,15) \times \\ &\quad (161380,2/8,314) \times (453,15-298,15)/453,15]\end{aligned}$$

$$\Delta G_R = -62848.2 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G_R = -62,8482 \text{ kJ/mol}$$

Dan reaksi ketiga, isomerisasi (temperatur 75°C)



Persamaan ΔH_f

$$\Delta H_f = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
 &= [\Delta H_f^\circ(C_6H_{12}O_6)] - \Delta H_f^\circ(C_6H_{12}O_6)] \\
 &= [(-1.1102,99)] - (-1.076,19)] \\
 &= -100268 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

$$\Delta C_p = \sum_j v_j C_{p_j}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta C_p &= [(2 \times 29,9) + (7 \times 26,6) + (5 \times 61,7) + (1 \times 30,5) + (0 \times 30,5)] \\
 &\quad - \{[(1 \times 29,9) + (7 \times 26,6) + (5 \times 61,7) + (1 \times 30,5) + (0 \times 30,5)]\} \\
 \Delta C_p &= 299,9 \text{ J/mol K}
 \end{aligned}$$

Sehingga ΔH_R untuk isomerisasi (75°C atau $348,15 \text{ K}$) adalah

$$\Delta H_R = \Delta H_f + \int_{T_0}^T \Delta C_p \cdot dT$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R &= -100268 + (299 \times (348,15 - 293,15)) \\
 &= 6467,7 \text{ J/mol} \\
 &= 6,4677 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Persamaan ΔG°

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

$$\begin{aligned}
 &= [\Delta G^\circ(C_6H_{12}O_6)] - [\Delta G^\circ(C_6H_{12}O_6)] \\
 &= [(-764,65)] - [(-760,97)] \\
 &= 3,68 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

$$\Delta G_R = \Delta H_f - \frac{T}{T_0} (\Delta H_f - \Delta G_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

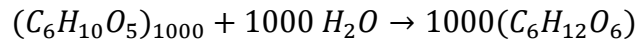
$$\begin{aligned}
 \Delta G_R &= (-116,713) - [(348,15/298,15) \times (-116,713 - (-36,8))] + \\
 &\quad [8,314 \times (299/8,314) \times (348,15 - 298,15)] -
 \end{aligned}$$

$$[(8,314 \times 348,15) \times (299/8,314) \times (348,15-298,15)/348,15]$$

$$\Delta G_R = 1677,205 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G_R = 1,6777205 \text{ kJ/mol}$$

c. Reaksi dengan katalis asam (temperatur 180°C)



Persamaan ΔH_r°

$$\begin{aligned} \Delta H_f^\circ &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= [1000\Delta H_f^\circ (C_6H_{12}O_6)] - [\Delta H_f^\circ (C_6H_{10}O_5)_{1000} \\ &\quad + 1000 \Delta H_f^\circ H_2O] \\ &= [(1000 \times (-1.076,19)) - [(-878.234) + (1000 \times (-0,2858))]] \\ &= -197.670 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta C_p = \sum_j v_j C_{p_j}$$

$$\begin{aligned} \Delta C_p &= 1000[(1 \times 34,52) + (7 \times 32,48) + (5 \times 101,18) + (1 \times 32,6) + (0 \times 32,6)] \\ &\quad - \{[(1000 \times 34,52) + (5000 \times 32,48) + (3002 \times 101,18) + (1000 \times 32,6) + \\ &\quad (999 \times 32,6)] + (1000 \times 76,27)\} \end{aligned}$$

$$\Delta C_p = 161380,2 \text{ J/mol K} = 161,3802 \text{ kJ/mol K}$$

Sehingga ΔH_R untuk katalis asam (180°C atau 453,15 K) adalah

$$\Delta H_R = \Delta H_f + \int_{T_0}^T \Delta C_p \cdot dT$$

$$\begin{aligned} \Delta H_R &= -198.241,8 + (-470.393,76 \times (453,15-293,15)) \\ &= -75460672/\text{mol} \\ &= -75460,672 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Persamaan ΔG°

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ &= \Delta G^\circ \text{ produk} - \Delta G^\circ \text{ reaktan} \\
 &= [1000 \Delta G^\circ (C_6H_{12}O_6)] - [\Delta G^\circ (C_6H_{10}O_5)_{1000} \\
 &\quad + 1000 \Delta G^\circ H_2O] \\
 &= [(1000 \times (-707,09))] - [(-569823) + (1000 \times (-0,2858))] \\
 &= -137553 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

$$\Delta G_R = \Delta H_f - \frac{T}{T_0} (\Delta H_f - \Delta G_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta G_R &= (-197670) - [(453,15/298,15) \times (-197670 - 108964,1)] + [8,314 \times \\
 &\quad (161380,2/8,314) \times (453,15 - 298,15)] - [(8,314 \times 453,15) \times \\
 &\quad (161380,2/8,314) \times (453,15 - 298,15)/453,15]
 \end{aligned}$$

$$\Delta G_R = -62848.2 \text{ J/mol}$$

$$\Delta G_R = -62,8482 \text{ kJ/mol}$$

Tabel 2.12. Perbandingan Kondisi Operasi Proses Enzim dan Asam

Parameter	Metode Katalis Asam	Metode Enzim	Katalis Asam-	Metode Katalis Enzim			
		Katalis Asam		Likuifikasi	Sakarifikasi	Isomerisasi	
Faktor Termodinamika							
Temperatur (°C)	180	180	60	95	60	60	
Tekanan (kg/cm ²)	3	1-3		4			
pH	2,3	1,8-2		6,5	4,2	4,2	
ΔH (kJ/mol)	-75460,672	-75460,672	6,4677	ΔH	-89.590,90	-89.590,90	
ΔG (kJ/mol)	-137553	-137553	3.68	ΔG	-99.401,77	-99.401,77	

BAB III

SPEKIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

3.1 Spesifikasi Bahan Baku

1. Tepung Tapioka

Tepung Tapioka yang digunakan berasal dari PT. Sinar Labuhan Jl. Jend. Gatot Subroto Teluk Betung Bandar Lampung

Dengan sifat-sifat fisika antara lain adalah:

- a. Tepung tapioca berbentuk serbuk halus dengan warna putih khas tepung
- b. Serbuk halusnya berbentuk granular oval dengan 5-35 μm
- c. Baunya khas tepung
- d. Dapat larut dalam air
- e. Mempunyai kemampuan untuk merekatkan yang tinggi karena tapioca sebagai bahan restrukturisasi yang menentukan kemampuan saling mengikat
- f. Tidak mudah menggumpal
- g. Tidak mudah pecah atau rusak (mempunyai suhu gelatinasi relative rendah 52-64 $^{\circ}\text{C}$)
- h. Mudah mengembang dalam air panas

2. Sifat Kimia

- a. Kadar air 12 %
- b. pH 5-7

- c. Abu 0,162 %
- d. Kadar Pati 86,9 %
- e. Kadar Amilosa 17,41 %
- f. Kadar Amilopektin 82,13 %

3.2 Spesifikasi Bahan Baku Pendukung

1. Enzim -amilase

- a. Fase : Padat
- b. Densitas : 1,25 kg/liter
- c. Titik didih : 118 °C pada 1 atm
- d. Titik leleh : 1,67 °C pada 1 atm
- e. Viskositas : 1,22 cp
- f. Suhu optimal : 96,5 – 97,5 °C
- g. Lama operasi : 2-3 Jam
- h. pH operasi : 6,3 -6,5
- i. Dosis : 0,5 – 0,8 L/ton pati

(Uhlig, 1998)

2. Enzim Glukoamilase

- a. Fase : Padat
- b. Dosis : 1,5 – 5 ml/kg pati
- c. Densitas : 1,25 gr/ml
- d. Suhu optimal : 60 °C
- e. Lama operasi : 24 – 48 jam
- f. pH operasi : 4,0 – 4,5

(Uhlig, 1998)

3. Enzim Glukoisomerase

- a. Suhu optimal : 60 - 62 °C
- b. Lama operasi : 15 Menit
- c. pH operasi : 7,4 – 7,6
- d. Dosis : 0,3 L/kg glukosa
- e. Densitas : 0,33 kg/L

(Uhlig, 1998)

4. Karbon aktif

- a. Luas permukaan 500 m² – 1500 m²
- b. Diperoleh dari proses fisika yaitu melalui proses pembakaran
- c. Tidak dapat mengikat dengan baik senyawa kimia seperti alcohol, ammonia, asam kuat, logam, basa, dan senyawa anorganik
- d. Bilangan iodinnya 2 nm
- e. Bilangan molekulnya 95 – 600
- f. Memiliki daya adsorptivitas yang tinggi
- g. Densitas berkisar antara 0,08 – 0,5 g/cm³

5. HCL

- a. Tidak berwarna
- b. Tidak berbau
- c. Titik leleh : -74 °C
- d. Titik didih : 53 °C
- e. Berat Molekul : 36,46 g/mol
- f. *Specific gravity* : 1,18

6. NaOH

1. Sifat Kimia

- a. berwarna putih atau praktis putih
- b. berbentuk pellet, serpihan atau batang atau bentuk lain
- c. Sangat basa dan mudah terionisasi membentuk ion natrium dan hidroksida
- d. keras, rapuh dan menunjukkan pecahan hablur
- e. Bila dibiarkan di udara akan cepat menyerap karbondioksida dan lembab
- f. mudah larut dalam air dan dalam etanol tetapi tidak larut dalam eter
- g. NaOH membentuk basa kuat bila dilarutkan dalam air

2. Sifat Fisik

- a. Massa molar 39,9971 g/mol
- b. Densitas 2,1 g/cm³
- c. Titik lebur 318 °C (591 K)
- d. Titik didih 1390 °C (1663 K)
- e. Kelarutan dalam air 111 g/100 ml (20 °C)
- f. Kebasaan (pK_b) -2,43

3.3 Spesifikasi Produk Utama

1. Sirup Fruktosa

- | | |
|-------------------|---|
| a. Rumus Molekul | : C ₆ H ₁₂ O ₆ |
| b. Berat Molekul | : 180,16 g/mol |
| c. Densitas | : 1,694 g/cm ³ |
| d. Melting point | : 102 – 103 °C |
| e. Fase | : cair |
| f. Kadar Fruktosa | : minimal 42 % |

(SNI 01 – 2985 – 1992)

IV. NERACA MASSA DAN ENERGI

Kapasitas Produksi = 33.000 ton/tahun

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Bahan Baku = Tepung Tapioka

Produk = Sirup Fruktosa

Perhitungan neraca massa pada perancangan pabrik Fruktosa dari Tepung Tapioka seperti di bawah ini:

Basis perhitungan = 1 Jam

Satuan = Kilogram

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Kapasitas Produksi = 33.000 ton/tahun

= 4.166,667 kg/jam

Untuk memproduksi Maltosa sejumlah 4.166,667 kg/jam, maka kebutuhan Tepung tapioka yang harus disediakan sebanyak 4.166,667 kg/jam.

Secara umum, persamaan neraca massa adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} & \{ \text{Massa masuk} \} - \{ \text{Massa keluar} \} + \{ \text{Massa tergenerasi} \} - \{ \text{Massa dikonsumsi} \} \\ & = \{ \text{Akumulasi massa} \} \end{aligned}$$

(Himmelblau, 1996 : 144)

4.1 Neraca Massa

1. *Mixing Tank* (MT-101)

Tabel 4.1. Neraca Massa pada *Mixing Tank* (MT-101)

Komponen	Massa Masuk (Kg/ Jam)		Massa Keluar (Kg/ Jam)
	F1	F2	F3
Pati (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	11.072,434	-	11.072,434
Air Proses	-	9.676,144	9.676,144
Massa Total	20.921,848		20.921,848

2. *Gelatination Tank* (GT-101)

Tabel 4.2. Neraca Massa pada *Gelatination Tank* (GT-101)

Komponen	Massa Masuk (Kg/ Jam)	Massa Keluar (Kg/ Jam)	
	F3	F4	F5
Pati (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	9.627,763	-	9.627,763
Air	11.017,071	1.101,707	9.915,364
Massa Total	20,644.834		20,644.834

3. Reaktor Likuifikasi (RE-201)

Tabel 4.3. Neraca Massa pada Reaktor Likuifikasi (RE-201)

Komponen	Massa Masuk		Massa
	(Kg/ Jam)		Keluar
	F5	F6	(Kg/ Jam)
Pati, $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	9.627,763	-	4.821,006
Air, H_2O	9.915,364	-	9.915,364
Dekstrin, $(C_6H_{10}O_5)_{10}$	-	-	4.806,757
a-amylase	-	5,777	5,777
Massa Total	19,548.904		19,548.904

4. Reaktor Likuifikasi (RE-202)

Tabel 4.4. Neraca Massa pada Reaktor Likuifikasi (RE-202)

Komponen	Massa Masuk	Massa Keluar
	(Kg/ Jam)	(Kg/ Jam)
	F7	F8
Pati, $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	4.821,006	234,301
Air, H_2O	9.915,364	9.915,364
Dekstrin, $(C_6H_{10}O_5)_{10}$	4.806,757	9.393,46
a-amylase	5,777	5,777
Massa Total	19.548,904	19.548,904

5. Centrifuge (CF-201)

Tabel 4.5. Neraca Massa pada Centrifuge (CE-201)

Komponen	Massa Masuk		Massa Keluar	
	(Kg/ Jam)		(Kg/ Jam)	
	F8	F9	F10	
Pati (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	234,301	234,301	-	
Air	9.915,364	198,307	9.717,057	
Dekstrin, (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	9.393,46	96,135	9.205,593	
a-amilase	5,777	0,116	5,661	
Massa Total	19,548.904	19,548.904		

6. Reaktor Sakarifikasi (RE-301)

Tabel 4.6. Neraca Massa pada Reaktor Sakarifikasi (RE-301)

Komponen	Massa Masuk			Massa Keluar
	(Kg/ Jam)			(Kg/ Jam)
	F10	F11	F12	F13
Dekstrin, (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	8.976,656	-	-	3.927,934
Air, H ₂ O	9.825,672	-	-	9.130,650
Glukosa, C ₆ H ₁₂ O ₆	-	-	-	5.864,065
a-amylase	5,661	-	-	5,661
HCl	-	0,052	-	0,0525
Glukoamylase	-	-	6,194	6,352
Jumlah	18.934,715			18.934,715

7. Reaktor Sakarifikasi (RE-302)

Tabel 4.7 Neraca Massa pada Reaktor Sakarifikasi (RE-302)

Komponen	Massa Masuk		Massa Keluar	
	(Kg/ Jam)		(Kg/ Jam)	
	F13	F14	F13	F14
Dekstrin, (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	3.927,934	117,838		
Air, H ₂ O	9.130,650	8.707,306		
Glukosa, C ₆ H ₁₂ O ₆	5.864,065	10.097,505		
a-amylase	5,661	5,661		
HCl	0,052	0,052		
Glukoamylase	6,352	6,352		
Jumlah	18.934,715	18.934,715		

8. Reaktor Isomerisasi (RE-401)

Tabel 4.8. Neraca Massa pada Reaktor Isomerisasi (RE-401)

Komponen	Massa Masuk			Massa Keluar
	(Kg/ Jam)			(Kg/ Jam)
	F14	F15	F16	F17
Dekstrin,(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	117,838	-	-	117,838
Air, H ₂ O	8.707,306	-	-	8.707,306
glukosa, C ₆ H ₁₂ O ₆	10.097,55	-	-	4.856,900
a-amylase	5,661	-	-	5,661
HCl	0,052	-	-	0,052
Glukoamylase	6,352	-	-	6,352
Glukoisomerase	-	-	1,999306	1,999306
NaOH	-	0,0112	-	0,011212604
HFS	-	-	-	5.240,605
Jumlah	18.936,726	18.936,726		

9. Reaktor Isomerisasi (RE-402)

Tabel 4.9. Neraca Massa pada Reaktor Isomerisasi (RE-402)

Komponen	Massa Masuk	Massa Keluar
	(Kg/ Jam)	(Kg/ Jam)
	F17	F18
Dekstrin, $(C_6H_{10}O_5)_{10}$	117,838	117,838
Air, H_2O	8,707.306	8,707.306
glukosa, $C_6H_{12}O_6$	10,097.55	1,214.225
a-amylase	5,661	5,661
HCl	0,052	0,052
Glukoamylase	6,352	6,352
Glukoisomerase	1,999306	1,999306
NaOH	0,0112	0,0112
HFS	5.240,605	8.883,280
Jumlah	18.936,726	18.936,726

10. Adsorber (AD-501)

Tabel 4.10. Neraca Massa pada *Adsorber* (AD-501)

Komponen	Massa Masuk	Massa Keluar	
	(Kg/ Jam)	(Kg/ Jam)	
	F18	Teradsorp	F19
Dekstrin, (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	117,838	-	117,838
Air, H ₂ O	8.707,306	-	8.707,306
Glukosa, C ₆ H ₁₂ O ₆	1.214,225	-	1.214,225
a-amylase	5,661	5,661	-
HCl	0,052	-	0,052
Glukoamylase	29,114	29,114	-
Glukoisomerase	1,999306	1,999306	-
NaOH	0,01121260	-	0,01121260
HFS	8.883,280	-	8.883,280
Massa Total	18.936,726	18.936,726	

11. Adsorber Kation Exchanger (AD-502)

Tabel 4.11. Neraca Massa pada *Adsorber* Kation Exchanger (AD-502)

Komponen	Massa Masuk	Massa Keluar	
	(Kg/ Jam)	(Kg/ Jam)	
	F19	Teradsorp	F20
Dekstrin,(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	117,838	-	117,838
Air, H ₂ O	8.707,306	-	8.707,306
Glukosa, C ₆ H ₁₂ O ₆	1.767,06340441	-	1.767,063
NaOH	001121257	0,01121257	0,01121257
HCl	0,052	-	0,052
HFS	8.330,442	-	8.330,442
Massa Total	18.922,713	18.922,713	

12. Adsorber Anion Axchanger (AD-503)

Tabel 4.12. Neraca Massa pada *Adsorber Anion Axchanger (AD-503)*

Komponen	Massa Masuk	Massa Keluar	
	(Kg/ Jam)	(Kg/ Jam)	
	F20	Teradsorp	F21
Dekstrin, (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	117,838	-	117,838
Air, H ₂ O	8.707,306	-	8.707,306
Glukosa, C ₆ H ₁₂ O ₆	1.767,06340441	-	1.767,063
HCl	-	0,052	-
HFS	8.330,442	-	8.330,442
Massa Total	18.922,702	18.922,702	

13. Evaporator (EV-501)

Tabel 4.13. Neraca Massa pada *Evaporator (EV-501)*

Komponen	Massa Masuk	Massa Keluar	
	(Kg/ Jam)	(Kg/ Jam)	
	F21	F22	F23
Dekstrin, (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	117,838	-	117,838
Air, H ₂ O	8.707,306	7.227,064	1.480,242
Glukosa, C ₆ H ₁₂ O ₆	1.214,225	-	1.214,225
HFS	8.883,280	-	8.883,280
Massa Total	18.922,650	18.922,650	

4.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi pada prarancangan pabrik fruktosa dari Tepung tapioka seperti di bawah ini:

Basis perhitungan : 1 jam

Satuan : kJ/jam

Waktu operasi : 330 hari/tahun

Temperatur referensi : 25°C (298,15 K)

Tekanan referensi : 1 atm

Neraca Energi:

$$\begin{aligned} & \{(\text{Energi masuk}) - (\text{Energi keluar}) + (\text{Generasi energi}) - (\text{Konsumsi energi})\} \\ & = \{ \text{Akumulasi energi} \} \end{aligned}$$

(Himmelblau,ed.6,1996)

Entalpi bahan pada temperatur dan tekanan tertentu adalah :

$$H = H_T - H_f$$

(Himmelblau,ed.6,199)

Keterangan:

H = Perubahan entalpi

H_T = *Entalpi* bahan pada suhu T

H_f = *Entalpi* bahan pada suhu referensi (25 °C)

Enthalpi bahan untuk campuran dapat di rumuskan sebagai berikut :

$$H = n C_p dT$$

(Himmelblau,ed.6,1996)

Keterangan :

H = Perubahan *entalpi*

n = mol

C_p = Kapasitas panas, kJ/mol.K

dT = Perbedaan temperatur (K)

Kapasitas panas

Kapasitas panas

a. Pati, Dekstrin, Glukosa, dan Fruktosa

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = \int_{T_{ref}}^T \left(A + B \left(\frac{T}{100K} \right) + D \left(\frac{T}{100K} \right)^2 \right) dT$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{200} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{D}{30.000} (T^3 - T_{ref}^3)$$

b. Air, HCl, NaOH

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = \int_{T_{ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) dT$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4)$$

Keterangan :

C_p = Kapasitas panas (kJ/mol K)

A,B,C,D,E = Konstanta

T_{ref} = Temperatur referensi = 298,15 K

T = Temperatur operasi (K)

Tabel 4.14. Data Konstanta Cp (kJ/mol.K)

Komponen	A	B	C	D
Pati ₁	12.538,269	5.418,272	-	42,821
Dekstrin ₁	120,402	55,739	-	-0,055
Dekstrosa ₁	6,516	3,398	-	1,238
H ₂ O _{(l)2}	8,712	0,001	-0,0000002	-
HCl _{(l)2}	3,156	0,001	-	15.100,000
H ₂ O _{(g)2}	3,470	0,001	-	12.100,000
NaOH	0,121	0,016316	-	0,967
Fruktosa	7,976	4,86330	-	0,967

Sumber: (1. Perry's, Ed.8th, Hal:2-496, 2. Smith, J. M., Ed.6th, App. C, Table C.3)

1. Gelatination Tank (GT-101)

Tabel 4.15. Neraca energi Gelatination Tank (GT-101)

Komponen	Panas Masuk (kJ/ Jam)		Panas Keluar (kJ/ Jam)		
	Q₃	Steam	Q₄	Q₅	Steam
Pati (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	72.180,111	-	-	1.156.588,997	-
Air	230.818,419	-	146,861.553	3.129.670,825	-
Steam	-	5,074,745.684	-	-	944.622,838
Panas Total	5,377,744.214			5,377,744.214	

2. Cooler (CL-101)

Tabel 4.16. Neraca Energi Cooler (CL-101)

Komponen	Panas Masuk (kJ/ Jam)		Panas Keluar (kJ/ Jam)	
	Q ₅	CW	Q ₆	CW
Pati (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	1,156,588.997	-	993,201.670	-
Air	3,129,670.825	-	2,710,705.544	-
CW	-	145.133,424	-	727.486,033
Panas Total	4.431.393,247		4.431.393,247	

3. Reaktor Likuifikasi (RE-201)

Tabel 4.17. Neraca energi Reaktor Likuifikasi (RE-201)

Komponen	Panas Masuk (kJ/ Jam)			Panas Reaksi (kJ/ Jam)
	Q ₆	Q ₇	CW	Q _{gen}
Pati (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	993.201,670	-	-	491.076,81
Air	2.710.705,544	-	-	0
a-amilase	-	1,927	-	
Dekstrin,(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	-	-	-	
CW	-	-	93.360,08	
			6	
Panas Total	4.319.422,821			

Panas Keluar (kJ/ Jam)

Q ₈	CW
497.335,804	-
2.710.705,544	-
1,927	-
487.635,666	-
	623.743,880
4.319.422,821	

4. Reaktor Likuifikasi (RE-202)

Tabel 4.18. Neraca energi Reaktor Likuifikasi (RE-202)

Komponen	Panas Masuk (kJ/ Jam)		Panas Reaksi (kJ/ Jam)	Panas Keluar (kJ/ Jam)	
	Q ₈	CW	Q _{gen}	Q ₉	CW
	Pati (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	497.335,804			24.170,520
Air	2.710.705,544			2.710.705,544	
a-amilase	11.927		468.595,470	1,927	
Dekstrin,(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	487.635.666			952.947,526	
CW		118.740,190			595.189,084
Panas Total	4.283.014,601			4.283.014,601	

5. Cooler (CL-201)

Tabel 4.19. Neraca Energi Cooler (CL-201)

Komponen	Panas Masuk (kJ/ Jam)		Panas Keluar (kJ/ Jam)	
	Q ₁₀	CW	Q ₁₁	CW
	Pati (C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	24.170,520		12.654,911
Air	2.710.705,544		1.456.892,014	
-amilase	1,927		1.037	
Dekstrin,(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	952.947,526		4999.109,801	
CW		428.449,532		2.147.617,286
Panas Total	4.116.275,049		4.116.275,049	

6. Reaktor Sakarifikasi (RE-301)

Tabel 4.20. Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi (RE-301)

Komponen	Panas Masuk (kJ/ Jam)				Panas Reaksi (kJ/ Jam)
	Q ₁₁	Q ₁₂	Q ₁₃	CW	Q _{gen}
Dekstrin,(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	489.127,605	-	-	-	261.008,861
Air	1.427.754.174	-	-	-	
a-amilase	1.017	-	-	-	-
HCl	-	1,338	-	-	-
Glukoamilase	-	-	1,046	-	-
Glukosa (C ₆ H ₁₂ O ₆)	-	-	-	-	-
CW				86.503,261	-
Panas Total	2.264.397,301				

Panas Keluar (kJ/ Jam)	
Q ₁₄	CW
208.705,858	-
1.341.591,840	-
1,017	-
1,338	-
1,046	-
280.495,780	-
-	433.600,424
2.264.397,301	

7. Reaktor Sakarifikasi (RE-302)

Tabel 4.21. Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi (RE-302)

Komponen	Panas Masuk		Panas Reaksi	Panas Keluar	
	(kJ/ Jam)		(kJ/ Jam)	(kJ/ Jam)	
	Q ₁₄	CW	Q _{gen}	Q ₁₅	CW
Dekstrin,(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	208.705,858	-		6.261.176	-
Air	1.341.591,840	-		1.351.833,640	-
a-amilase	1,017	-	188.429,951	1,017	-
HCl	1,338	-		1,338	-
Glukoamilase	1.046	-		1,046	-
Glukosa (C ₆ H ₁₂ O ₆)	280.496,780	-		482.993,908	-
CW	-	44.394.580		-	222.529,284
Panas Total	2.063.621,408				2.063.621,408

8. Reaktor Isomerisasi (RE-401)

Tabel 4.22. Neraca Energi Isomerisasi (RE-401)

Komponen	Panas Masuk				Panas Reaksi
	(kJ/ Jam)				(kJ/ Jam)
	Q ₁₅	Q ₁₆	Q ₁₇	CW	Q _{gen}
Dekstrin,(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	6.261,176	-	-	-	277.056,876
Air	1.279.3888,725	-	-	-	
a-amilase	1.017	-	-	-	
HCl	1,338	-	-	-	
Glukoamilase	1,046	-	-	-	
Glukosa (C ₆ H ₁₂ O ₆)	338.095,735	-	-	-	
NaOH	-	0,00000045		-	
Glukoisomerisasi	-	-	0,0001315	-	
CW				25.508,414	
Panas Total	2.071.213,544				

Panas Keluar (kJ/ Jam)	
Q₁₈	CW
6.261,176	
1.279.3888,725	
1,017	
1,338	
1,046	
280.495,780	
174.703,532	
-	127.861,758
2.071.213,544	

9. Reaktor Isomerisasi (RE-402)

Tabel 4.23. Neraca Energi Reaktor Isomerisasi (RE-402)

Komponen	Panas Masuk		Panas Reaksi	Panas Keluar	
	(kJ/ Jam)			(kJ/ Jam)	
	Q₁₈	CW	Q_{gen}	Q₁₉	CW
Dekstrin,(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	6.261,175	-	484.849,534	6.261.176	-
Air	1.279.3888,725	-	-	1.351.833,640	-
a-amilase	1,017	-		1,017	-
HCl	1,338	-		1,338	-
Glukoamilase	1.046	-		1,046	-
Glukosa (C ₆ H ₁₂ O ₆)	388.095,735	-		482.993,908	-
NaOH	0,00000045	-		-	-
Glukoisomerisasi	0,0001315	-		-	-
HFS	480.434,714	-		-	-
CW	-	1.100,258		-	5.515,007
Panas Total	2.109.699,873				2.109.699,873

8. Evaporator (EV-501)

Tabel 4.24. Neraca energi Evaporator (EV-501)

Aliran Panas	Panas	
	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q_f	1.378.504,28	0,000
$Q_{s\ in}$	11.254.888,53	0,000
Q_v	-	9.122.497
Q_L	-	3.510.895
Total	12.633.392,80	12.633.392,80

9. Cooler (CL-303)

Tabel 4.25. Neraca Energi Cooler (CL-501)

Komponen	Panas Masuk (kJ/ Jam)		Panas Keluar (kJ/ Jam)	
	Q_{20}	CW	Q_{21}	CW
Dekstrin, $(C_6H_{10}O_5)_{10}$	13.919,125		1.708,836	
Air	467.221,414		63.075,650	
Glukosa $(C_6H_{12}O_6)$	195.431,386		129.002,899	
HFS	480.434,714		158.889,407	
CW	-	220.5777,948	-	1.105.654,176
Panas Total	1.377.584,587		1.377.584,587	

BAB V
SPEKIFIKASI ALAT

5.1 Peralatan Proses

Peralatan proses Pabrik Sirup Fruktosa dengan kapasitas 33.000 ton/tahun terdiri dari :

1. *Solid Storage* (SS-106)

Tabel. 5.1. Spesifikasi *Solid Storage* (SS-106)

Alat	: <i>Solid Storage</i> (Bin)
Kode	: ST-106
Fungsi	: Untuk menyimpan bahan baku tapioka selama 30 hari.
Bahan	: <i>Stainless Steel</i> Tipe-316
Konstruksi	
Kondisi	
Temperatur	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Laju Alir	: 4.166,666 kg/jam
Kapasitas	: 37.835,762 ft ³ (1071,43 m ³)
Dimensi	
Tebal Atap	: 1/2 in
Diameter <i>Shell</i>	: 45ft = 15 m = 590,552 in
Tinggi <i>Shell</i>	: 48 ft = 18 m = 708,662 in
Tebal <i>Shell</i>	: 1/2in

Diameter Konis	: 11,250 ft = 3,750 m = 147,638 in
Tinggi Konis	: 9,737 ft = 2,968 m = 116,843 in
Tebal Konis	: 2 in

2. Tangki Enzim -amilase (ST-101)

Tabel. 5.2. Spesifikasi Tangki Enzim -amilase (ST-101)

Alat	Tangki Penyimpanan Enzim -amilase
Kode	ST-101
Fungsi	Menyimpan produk sebanyak 4.159,1935 kg
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i> .
Kapasitas	3,466 m ³
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 5,7979 ft Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 5,7979 ft Tebal <i>shell</i> (t _s) = 0,1875 in Tinggi atap = 1,2374 ft Tinggi total = 7,0354 ft
Tekanan Desain	16,9389 psi
Bahan	Carbon Steel SA-283 <i>Grade C</i>

3. Tangki Enzim Glukoamilase (ST-102)

Tabel. 5.3. Spesifikasi Tangki Enzim Glukoamilase (ST-102)

Alat	Tangki Penyimpanan Enzim Glukoamilase
Kode	ST-102
Fungsi	Menyimpan produk sebanyak 4.573,338 kg
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i> .
Kapasitas	4,9710 m ³
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 6,0698 ft Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 6,069 ft Tebal <i>shell</i> (t _s) = 0,188 in Tinggi atap = 1,308 ft Tinggi total = 7,378 ft
Tekanan Desain	18,678 psi
Bahan	Carbon Steel SA-283 <i>Grade C</i>

4. Storage Tank HCl (ST-104)

Tabel. 5.4. Spesifikasi Storage Tank HCl (ST-104)

Alat	Tangki Penyimpanan HCl
Kode	ST-104
Fungsi	Menyimpan produk sebanyak 37,785 kg
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i> .
Kapasitas	0,0336 m ³
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 1,2357 ft Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 1,2356 ft Tebal <i>shell</i> (t _s) = 0,1365 in Tinggi atap = 0,3953 ft Tinggi total = 1,6310 ft

Tekanan Desain	16,6265 psi
Bahan	Carbon Steel SA-283 <i>Grade C</i>

5. *Storage Tank NaOH (ST-105)*

Tabel. 5.5. Spesifikasi *Storage Tank NaOH (ST-105)*

Alat	Tangki Penyimpanan NaOH
Kode	ST-105
Fungsi	Menyimpan produk sebanyak 8,0730 kg
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i> .
Kapasitas	0,0038
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 0,5973 ft Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 0,5973 ft Tebal <i>shell</i> (t _s) = 0,1304 in Tinggi atap = 0,2857 ft Tinggi total = 0,8830 ft
Tekanan Desain	16,0909 psi
Bahan	Carbon Steel SA-283 <i>Grade C</i>

6. Storage Tank Produk (ST-601)

Tabel. 5.6. Spesifikasi *Storage Tank* Produk (ST-106)

Alat	Tangki Penyimpanan Produk
Kode	ST-601
Fungsi	Menyimpan produk sebanyak 1.052.602,6763 kg
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i> .
Kapasitas	660,3951 m ³
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 35 ft Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 24 ft Tebal <i>shell</i> (t _s) = 0,93 in Tinggi atap = 6,26 ft Tinggi total = 30,2601 ft
Tekanan Desain	34,5990 psi
Bahan	Carbon Steel SA-283 <i>Grade C</i>

7. Tangki Pencampuran (TP-101)

Tabel.5.7. Spesifikasi Tangki Pencampuran (TP-101)

Alat	:Tangki Pencampuran
Kode	: TP-101
Fungsi	: Mencampurkan hasil keluaran <i>Roller Crusher</i> (RC-101) yang telah hancur dengan air.
Jenis	: Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) serta <i>bottom</i> berbentuk <i>torispherical dished head</i> .
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kondisi	
Temperatur	: 30°C

Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 21.299,7533
<i>Dimensi Shell</i>	
Diameter	: 10 ft (3,048 m)
Tinggi	: 6 ft (1,828 m)
Tebal	: 1/4in
<i>Dimensi Head</i>	
Atas	: 1,9268 ft (0,587m)
Bawah	: 1,9268 ft (0,587m)
Tebal	: ¼ in (Atas dan Bawah)
<i>Dimensi Pengaduk</i>	
Jenis	: <i>Marine Propeller</i>
Diameter	: 3,4251 ft (1,0440 m)
Lebar	: 0,6850 ft (0,2088 m)
Tinggi	: 3,4251 ft (1,0440 m)
Jumlah	: 2 buah
Power	: 34,8320 hp
<i>Dimensi Baffle</i>	
Lebar	: 0,8563 ft (0,2610 m)
Tinggi	: 10,2754 ft (3,1320 m)
Jumlah	: 1 Buah

8. Tangki Gelatinasi (TG-101)

Tabel.5.8. Spesifikasi Tangki Gelatinasi (TG-101)

Alat	:Tangki Gelatinasi
Kode	: TG-101
Fungsi	: Memanaskan pati hingga menjadi gel.
Jenis	: Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) serta <i>bottom</i> berbentuk <i>torispherical dished head</i> .
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kondisi	
Temperatur	: 100°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 1.766,1045 L
Dimensi <i>Shell</i>	
Diameter	: 6,247 ft (1,9041 m)
Tinggi	: 6,247 ft (1,9041 m)
Tebal	: 3/16 in
Dimensi <i>Head</i>	
Atas	: 4,4408 (1,3535 m)
Bawah	: 4,4408 (1,3535m)
Tebal	:3/16 in (Atas dan Bawah)
Dimensi Pengaduk	
Jenis	: <i>Marine Propeller</i>
Diameter	: 2,0823 ft (0,6347m)
Lebar	: 0,4165 ft (0,1269 m)
Tinggi	: 2,0823 ft (0,6347 m)
Jumlah	: 2 buah
Power	: 2,8686 hp
Dimensi <i>Baffle</i>	
Lebar	: 0,5206ft (0,1587 m)

Tinggi	: 6,2468 ft (1,9041 m)
<i>Dimensi Coil</i>	
IPS	: 0,5 ft (0,152 m)
OD	: 0,552 ft (0,154 m)
ID	: 0,505 ft (0,154 m)
<i>Pitch</i>	: 1,5 ft (0,4572 m)
Panjang	: 378,330 ft (115,315 m)
Jumlah lilitan	: 3 buah lilitan
Jumlah	: 1 Buah

9. COOLER (CL-101)

Tabel.5.9. Spesifikasi *COOLER* (CL-101)

Fungsi	: Mendinginkan hasil keluaran Tangki Gelatinasi (TG-101) dari suhu 100 °C menjadi 90 °C.
Kode Alat	: CL-101
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel Tipe-321</i>
<i>Dimensi</i>	
<i>InnerPipe</i>	
IPS	: 1 1/4 in
Sch. No.	: 40
ID	: 0,364 in
OD	: 0,540 in
a"	: 0,435 ft ² /ft
<i>Annulus</i>	
IPS	: 2 in
Sch. No.	: 40
ID	: 2,067 in
OD	: 2,380 in

a''	: 0,622 ft ² /ft
Surface area	: 24,795 ft ²
Pressure drop	Inner pipe (P _p) : 0,006 psi Annulus (P _a) : 4,217 psi
Fouling factor	: 0,003 (hr)(ft ²)(°F)/Btu
Jumlah Hairpins	: 4 buah

10. Reaktor Likuifikasi (RE-201)

Tabel.5.10. Spesifikasi Reaktor Likuifikasi (RE-201)

Alat	:Reaktor Likuifikasi
Kode	:RE- 201
Fungsi	: Menguraikan Pati menjadi dekstrin.
Jenis	: Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) serta <i>bottom</i> berbentuk <i>torispherical dished head</i> .
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kondisi	
Temperatur	: 90°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 760,5450 L
Dimensi <i>Shell</i>	
Diameter	: 5,4758 ft (1,669 m)
Tinggi	: 5,4758 ft (1,669 m)
Tebal	: 3/16 in
Dimensi <i>Head</i>	
Atas	: 1,0710 (0,3264m)
Bawah	: 1,0710 (0,3264m)
Tebal	:3/16 in (Atas dan Bawah)

Dimensi Pengaduk

Jenis	: <i>Marine Propeller</i>
Diameter	: 1,8253ft (0,5564 m)
Lebar	: 0,4563ft (0,1391 m)
Tinggi	: 1,8253ft (0,5564 m)
Jumlah	: 2 buah
Power	: 1,4962 hp

Dimensi *Baffle*

Lebar	: 0,4563 ft (0,1391 m)
Tinggi	: 5,4756ft (1,6691 m)

Dimensi Jaket

Diameter	: 8,136 ft (2,479 m)
Tebal	: 3/8 in
Lebar	: 1,314 ft (0,401 m)
Jumlah	: 1 Buah

11. Reaktor Likuifikasi (RE-202)

Tabel.5.11. Spesifikasi Reaktor Likuifikasi (RE-202)

Alat	:Reaktor Likuifikasi
Kode	: RL-202
Fungsi	: Menguraikan Pati menjadi dekstrin.
Jenis	: Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) serta <i>bottom</i> berbentuk <i>torispherical dished head</i> .
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kondisi	
Temperatur	: 90°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 3.679,027 L
Dimensi <i>Shell</i>	
Diameter	: 5,4758 ft (1,669 m)
Tinggi	: 5,4758 ft (1,669 m)
Tebal	: 3/16 in
Dimensi <i>Head</i>	
Atas	: 1,0710 (0,3264m)
Bawah	: 1,0710 (0,3264m)
Tebal	:3/16 in (Atas dan Bawah)
Dimensi Pengaduk	
Jenis	: <i>Marine Propeller</i>
Diameter	: 1,8253ft (0,5564 m)
Lebar	: 0,4563ft (0,1391 m)
Tinggi	: 1,8253ft (0,5564 m)
Jumlah	: 2 buah
Power	: 1,4962 hp
Dimensi <i>Baffle</i>	
Lebar	: 0,4563 ft (0,1391 m)

Tinggi	: 5,4756ft (1,6691 m)
Dimensi Jacket	
Diameter	
Tebal	
Lebar	
	: 8,034 ft (2,4487 m)
	: 3/8 in
	: 1,263 ft (0,385 m)
Jumlah	: 1 Buah

12. Cooler (CL – 201)

Tabel.5.12. *Cooler (CL – 201)*

Alat	<i>Cooler</i>
Kode	CL – 202
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran Reaktor Likuifikasi (RL-101) sehingga memiliki temperatur yang sesuai sebelum dialirkan ke <i>Sentrifuse</i> (CE-101).
Bentuk	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Dimensi pipa	Luas Perpindahan panas = 211,915 ft ²
	OD <i>tube</i> = 0,75 in
	ID <i>shell</i> = 10 in
	<i>Baffle space</i> = 2 ft
	L = 16 ft
	Rd diperlukan = 0,023S
	Jumlah pipa = 52 buah
	P, <i>tube</i> = 6,271 psi
	P, <i>shell</i> = 0,528 psi
Jumlah	1 buah

13. *Centrifuse* (CE-201)

Tabel. 5.13. Spesifikasi *Centrifuse* (CE-201)

Kode	CE- 101
Fungsi	Memisahkan pati yang tidak bereaksi
Tipe	<i>Disk Nozzle Discharge Centrifuge</i>
Kapasitas	588,91434ft ³ /jam
Diameter	27 in
Kecepatan putar	4200 rpm
Kecepatan endap	11,9998 m/jam
Daya motor	29,071 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-516 70</i>
Jumlah	1 unit

14. Reaktor Sakarifikasi (RE-301)

Tabel.5.14. Spesifikasi Reaktor Sakarifikasi (RE-301)

Alat	:Reaktor Sakarifikasi
Kode	: RE-301
Fungsi	: Menguraikan dekstrin menjadi dekstrosa.
Jenis	: Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) serta <i>bottom</i> berbentuk <i>torispherical dished head</i> .
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kondisi	
Temperatur	: 60°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 13.576,9324 L
Dimensi <i>Shell</i>	
Diameter	: 10 ft (3,04 m)

Tinggi	: 6 ft (1,829 m)
Tebal	: 1/4 in
Dimensi <i>Head</i>	
Atas	: 1,9439ft (0.592 m)
Bawah	: 1,9439ft (0.592 m)
Tebal	:1/4 in (Atas dan Bawah)
Dimensi Pengaduk	
Jenis	: <i>Marine Propeller</i>
Diameter	: 3,3472ft (1,0202 m)
Lebar	: 0,8368ft (0,2551 m)
Tinggi	: 3,3472ft (1,0202 m)
Jumlah	: 2 buah
Power	: 25,22 hp
Dimensi <i>Baffle</i>	
Lebar	: 0,8368 ft (0,2551 m)
Tinggi	: 10ft (3,04 m)
Dimensi Jacket	
Diameter	: 11,354 ft (3,4607 m)
Tebal	: 3/8 in
Lebar	: 0,656 ft (0,200 m)
Jumlah	: 1 Buah

15. Reaktor Sakarifikasi (RE-302)

Tabel.5.15. Spesifikasi Reaktor Sakarifikasi (RE-302)

Alat	:Reaktor Sakarifikasi
Kode	: RL-202
Fungsi	: Menguraikan dekstrin menjadi dekstrosa.
Jenis	: Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) serta <i>bottom</i> berbentuk <i>torispherical dished head</i> .
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kondisi	
Temperatur	: 60°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 13.576,9324 L
Dimensi <i>Shell</i>	
Diameter	: 10 ft (3,04 m)
Tinggi	: 6 ft (1,829 m)
Tebal	: 1/4 in
Dimensi <i>Head</i>	
Atas	: 1,9439ft (0.592 m)
Bawah	: 1,9439ft (0.592 m)
Tebal	:1/4 in (Atas dan Bawah)
Dimensi Pengaduk	
Jenis	: <i>Marine Propeller</i>
Diameter	: 3,3472ft (1,0202 m)
Lebar	: 0,8368ft (0,2551 m)
Tinggi	: 3,3472ft (1,0202 m)
Jumlah	: 2 buah
Power	: 25,22 hp
Dimensi <i>Baffle</i>	
Lebar	: 0,8368 ft (0,2551 m)

Tinggi	: 10ft (3,04 m)
Dimensi Jacket	
Diameter	: 11,3005 ft (3,444 m)
Tebal	: 3/8 in
Lebar	: 0,482 ft (0,147 m)
Jumlah	: 1 Buah

16. Reaktor Isomerisasi (RE-401)

Tabel.5.16 Spesifikasi Reaktor Isomerisasi (RE-401)

Alat	: Reaktor Sakarifikasi
Kode	: RL-401
Fungsi	: Menguraikan Glukosa menjadi Fruktosa.
Jenis	: Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) serta <i>bottom</i> berbentuk <i>torispherical dished head</i> .
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kondisi	
Temperatur	: 60°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 89,2780 L
Dimensi <i>Shell</i>	
Diameter	: 10 ft (3,04 m)
Tinggi	: 12 ft (3,6576 m)
Tebal	: 1/4 in
Dimensi <i>Head</i>	
Tinggi	: 1,6353 ft (0.592 m)
Tebal	: 1/4 in (Atas dan Bawah)
Dimensi Pengaduk	
Jenis	: <i>Marine Propeller</i>

Diameter	: 3,3472ft (0,498 m)
Lebar	: 0,8368ft (0,2551 m)
Tinggi	: 3,3472ft (1,0202 m)
Jumlah	: 2 buah
Power	: 53,7309 hp
Dimensi <i>Baffle</i>	
Lebar	: 0,8368 ft (0,2551 m)
Tinggi	: 10,0417 ft (3,06 m)
Dimensi Jacket	
Diameter	: 10,362 ft (3,158 m)
Tebal	: 3/8 in
Lebar	: 0,656 ft (0,200 m)
Jumlah	: 1 Buah

17. Reaktor Isomerisasi (RE-402)

Tabel.5.17. Spesifikasi Reaktor Isomerisasi (RE-402)

Alat	: Reaktor Sakarifikasi
Kode	: RE-402
Fungsi	: Menguraikan Glukosa menjadi Fruktosa.
Jenis	: Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) serta <i>bottom</i> berbentuk <i>torispherical dished head</i> .
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Kondisi	
Temperatur	: 60°C
Tekanan	: 1 atm
Kapasitas	: 89,2780 L
Dimensi <i>Shell</i>	

Diameter	: 10 ft (3,04 m)
Tinggi	: 12 ft (3,6576 m)
Tebal	: 1/4 in
Dimensi <i>Head</i>	
Tinggi	: 1,6353 ft (0.592 m)
Tebal	: 1/4 in (Atas dan Bawah)
Dimensi Pengaduk	
Jenis	: <i>Marine Propeller</i>
Diameter	: 3,3472ft (0,498 m)
Lebar	: 0,8368ft (0,2551 m)
Tinggi	: 3,3472ft (1,0202 m)
Jumlah	: 2 buah
Power	: 53,7309 hp
Dimensi <i>Baffle</i>	
Lebar	: 0,8368 ft (0,2551 m)
Tinggi	: 10,0417 ft (3,06 m)
Dimensi Jacket	
Diameter	: 10,362 ft (3,158 m)
Tebal	: 3/8 in
Lebar	: 0,656 ft (0,200 m)
Jumlah	: 1 Buah

18. Adsorber Enzim(AD – 501)Tabel.5.18. *Adsorber Enzim(AD – 501)*

Alat	<i>Adsorber Enzim</i>
Kode	AD-501
Fungsi	Menghilangkan enzim -amilase dan glucoamilase dari keluaran Reaktor Sakarifikasi (RS-102)
Jenis	<i>Fixed Bed</i>
Kondisi	P = 3,906Psi = 0,26 atm
Tinggi menara	12 ft (3,657m)
ID menara	15 ft (4,572 m)
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11</i>
Jumlah	2 buah

19. Adsorber Ion Na(AD – 502 A/B)Tabel 5.19. *Adsorber Ion Na (AD – 302 A/B)*

Alat	Adsorber Ion Na
Kode	AD-302A/B
Fungsi	Menghilangkan ion Ca
Jenis	<i>Fixed Bed</i>
Tinggi menara	2,133 m
ID menara	4,5 m
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11</i>
Jumlah	2 buah

20. Adsorber Ion Cl (AD – 503 A/B)

Tabel 5.20. Adsorber Ion Cl (AD – 503 A/B)

Alat	Adsorber Ion Cl
Kode	AD-303 A/B
Fungsi	Menghilangkan ion klorida
Jenis	<i>Fixed Bed</i>
Tinggi menara	2,13 m
ID menara	4,572 m
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 11</i>
Jumlah	2 buah

21. Evaporator (EV-501)

Tabel.5.21. Spesifikasi Evaporator (EV-501)

Alat	: Evaporator
Kode	: EV – 501
Fungsi	: Menguapkan sejumlah air yang terkandung pada produk keluaran Reaktor.
Tipe	: <i>Shell and Tube Short Vertical Evaporator</i>
Kapasitas	: 18.922 kg/jam
Dimensi	Tinggi total evaporator = 1,04 m
	<u>Shell :</u>
	Diameter <i>shell</i> (ID) = 21,1673 ft= 0,53 m
	Tebal <i>shell</i> (t_s) = 0,14 in = 0,34 cm
	Tebal <i>head</i> (t_h) = 0,25 in
	<u>Tube :</u>
	OD <i>tube</i> = 0,08 in
	Panjang <i>tube</i> = 32 ft =9,75 m
	Jumlah <i>tube</i> = 260 <i>tubes</i>
<i>Pressure Drop</i>	$P_s = 0,0000384$ psi

<i>Dirt factor</i>	: 0,12 jam.ft ² °F/btu
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel</i> Tipe 316
Jumlah	: 1 buah

22. Pompa (PO-106)

Tabel.5.22. Spesifikasi Pompa (PO– 106)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan Pati dan air dari <i>Rotary Drum Vaccum Filter</i> (RDV-101) menuju ke Tangki Gelatinasi (TG-101)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Kapasitas	82,9234 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	3 hp
NPSHA	7,8741 m
NPSHR	1,5800 m

23. Pompa (PO-107)

Tabel.5.23 Spesifikasi Pompa (PO– 107)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan Pati dan air dari Tangki Gelatinasi (TG-101) menuju <i>Cooler</i> (CL-101).
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Kapasitas	78,5214 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in <i>Sch</i> = 40 in
Power motor	3 hp
NPSHA	7,965031 m
NPSHR	1,41674 m

24. Pompa (PO-201)

Tabel.5.24. Spesifikasi Pompa (PO– 201)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan Pati dan air <i>Cooler</i> (CL-101) menuju Reaktor Likuifikasi (RE-201)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Kapasitas	82,9234 gpm
Efisiensi Pompa	60%

Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	7,8741 m
NPSHR	1,5800 m

25. Pompa (PO-202)

Tabel.5.25. Spesifikasi Pompa (PO– 202)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Reaktor Likuifikasi (RE-202) menuju Reaktor Likuifikasi (RE-202).
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	78,5214 gpm
Efisiensi Pompa	65%2
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	7,9650 m
NPSHR	1,41674 m

26. Pompa (PO-203)

Tabel.5.26. Spesifikasi Pompa (PO– 203)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Reaktor Likuifikasi (RE-202) menuju <i>Cooler</i> (CL-201).
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i> <i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>

Bahan Konstruksi

Kapasitas	78,5214 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	7,9650 m
NPSHR	1,41674 m

27. Pompa (PO-204)

Tabel.5.27. Spesifikasi Pompa (PO– 204)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran <i>Cooler</i> (CL-201) menuju <i>Centrifuge</i> (CE-201).
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	78,5214 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	7,9650 m
NPSHR	1,4167 m

28. Pompa (PO-205)

Tabel.5.28. Spesifikasi Pompa (PO– 205)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran <i>Centrifuge</i> (CE-201) menuju Reaktor Sakarifikasi (RE-301).
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Kapasitas	78,5214 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	7,9650 m
NPSHR	1,4167 m

29. Pompa (PO-206)

Tabel.5.29 Spesifikasi Pompa (PO– 206)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Reaktor Sakarifikasi (RE-301) menuju Reaktor Sakarifikasi (RE-302).
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Kapasitas	76,0544 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	8,0137 m
NPSHR	1,3291 m

30. Pompa (PO-207)

Tabel.5.30. Spesifikasi Pompa (PO– 207)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Reaktor Sakarifikasi (RE-302) menuju Reaktor Isomerisasi (RE-401).
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	76,0625 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	8,0136 m
NPSHR	1,3293 m

31. Pompa (PO-401)

Tabel.5.30. Spesifikasi Pompa (PO– 401)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Reaktor Isomerisasi (RE-401) menuju Reaktor Isomerisasi (RE-402).
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	76,0625 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp

NPSHA	8,0136 m
NPSHR	1,3293 m

32. Pompa (PO-402)

Tabel.5.32. Spesifikasi Pompa (PO– 402)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Reaktor Isomerisasi (RE-402) menuju Adsorben Enzim (AD-501)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	76,0625 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	8,0136 m
NPSHR	1,3293 m

33. Pompa (PO-501)

Tabel.5.33. Spesifikasi Pompa (PO– 501)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Adsorben Enzim (AD-501) menuju Kation <i>Exchange</i> (KE-502).
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	76,1046 gpm
Efisiensi Pompa	65%

Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	8,0127 m
NPSHR	1,3308 m

34. Pompa (PO-502)

Tabel.5.34.Spesifikasi Pompa (PO– 502)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Kation <i>Exchange</i> (KE-502) menuju <i>Anion Exchange</i> (AE-503).
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	42,0723 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	8,5268 m
NPSHR	0,4067 m

35. Pompa (PO-503)

Tabel.5.35. Spesifikasi Pompa (PO– 503)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkankeluaran Anion <i>Exchange</i> (AE-503) menuju EV-501.
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Kapasitas	42,0723 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in <i>Sch</i> = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	8,5268 m
NPSHR	0,4067 m

36. Pompa (PO-601)

Tabel.5.36. Spesifikasi Pompa (PO– 601)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran EV-501 emnuju <i>Storage Tank</i> (ST-601).
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Kapasitas	76,0060 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	8,0147 m
NPSHR	1,3274 m

37. Pompa (PO-101)

Tabel.5.37. Spesifikasi Pompa (PO– 101)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Ezim Alpha amylase menuju Reaktor Likuifikasi (RE-201) dan Reaktor Likuifikasi (RE-202)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Kapasitas	60,9376 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in

Power motor	2 hp
NPSHA	8,1428 m
NPSHR	1,097 m

38. Pompa (PO-102)

Tabel.5.38. Spesifikasi Pompa (PO– 102)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan Ezim Glukoamilase menuju Reaktor Sakarifikasi (RE-301) dan Reaktor Sakarifikasi (RE-302)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	60,9376 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	8,1428 m
NPSHR	1,097 m

39. Pompa Proses (PO-103)

Tabel.5.39. Spesifikasi Pompa (PO– 103)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan Glukoisomerase menuju Reaktor Isomerisasi (RE-401) dan Reaktor Isomerisasi (RE-402)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	60,9376 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in <i>Sch</i> = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	8,1428 m
NPSHR	1,097 m

40. Pompa Proses (PO-104)

Tabel.5.40.Spesifikasi Pompa (PO– 104)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan HCL menuju Reaktor Sakarifikasi (RE-301) dan Reaktor Sakarifikasi (RE-302)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	60,9376 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in <i>Sch</i> = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	8,1428 m
NPSHR	1,097 m

41. Pompa Proses (PO-105)

Tabel.5.41. Spesifikasi Pompa (PO– 105)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan NaOH menuju Reaktor Isomerisasi (RE-401) dan Reaktor Isomerisasi (RE-402)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	60,9376 gpm
Efisiensi Pompa	65%
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in
Power motor	2 hp
NPSHA	8,1428 m
NPSHR	1,097 m

5.2 Alat Utilitas

1. Bak Sedimentasi (BS-401)

Tabel.5.42. Bak Sedimentasi (BS– 401)

Alat	: Bak Sedimentasi
Kode	: BS-410
Fungsi	: Mengendapkan lumpur dan kotoran di air sungai sebanyak 47,794 m ³ /jam dengan waktu tinggal 2 jam
Bentuk	: Bak <i>Rectangular</i>
Dimensi	Panjang : 8,907 m Lebar : 2,227 m Kedalaman : 3,658 m
Jumlah	: 1 Buah

2. Bak Penggumpal (BP-401)

Tabel.5.42. Bak penggumpal (BP– 401)

Alat	: Bak Penggumpal
Kode	: BP-401
Fungsi	: Menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap di bak sedimentasi dengan menambahkan alum $Al_2(SO_4)_3$, soda kaustik, dan kaporit.
Bentuk	: Silinder Tegak
Kapasitas	: 86,181 m ³
Dimensi Bak	Diameter : 5,332 m
	Tinggi : 5,332m
	Kedalaman : 6 m
Dimensi Pengaduk	Jenis : <i>Marine Propeller 3 Blades</i>
	Diameter : 1,777 m
Power	: 25 hp
Jumlah	: 1 Buah

3. *Storage Tank (ST-401)*

Tabel.5.43. *Storage Tank (ST- 401)*

Alat	: <i>Storage Tank</i>
Kode	: ST-401
Fungsi	: Menyimpan larutan alum 26% v/v selama 30 hari untuk diinjeksikan ke dalam BP-401.
Bentuk	: Silinder tegak (vertikal) dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas	: 47,121 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 15 ft (4,572m) Tinggi : 18 ft (35,486 m) Tebal : 1/3 in
Dimensi <i>Head</i>	Tinggi : 0,625 ft (0,205 m) Tebal : 1/3 inchi
Tinggi Tangki	: 18,938 ft (6,213 m)
Tebal Lantai	: 1/2 in
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283</i>
Jumlah	: 1 Buah

4. Storage Tank (ST-402)

Tabel.5.44. Storage Tank (ST– 402)

Alat	: <i>Storage Tank</i>
Kode	: ST-402
Fungsi	: Menyimpan larutan soda kaustik 48% v/v selama 30 hari untuk diinjeksikan ke dalam BP-401.
Bentuk	: Silinder tegak (vertikal) dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas	: 35,697 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 19 ft (5,801 m) Tinggi : 12 ft (3,657 m) Tebal : 1/4 in
Dimensi <i>Head</i>	Tinggi : 5,576 ft (1,829 m) Tebal : 3/16 in
Tinggi Tangki	: 12,625 ft (4,142 m)
Tebal Lantai	: 1/2 in
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283</i>
Jumlah	: 1 Buah

5. Storage Tank (ST-403)

Tabel.5.46. Storage Tank (ST- 403)

Alat	: <i>Storage Tank</i>
Kode	: ST-403
Fungsi	: Menyimpan larutan kaporit 30% v/v selama 14 hari untuk diinjeksikan ke dalam BP-401.
Bentuk	: Silinder tegak (vertikal) dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas	: 347,483 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 25 ft (7,620 m) Tinggi : 30 ft (9,144 m) Tebal : 1/2 in
Dimensi <i>Head</i>	Tinggi : 4,075 ft (1,337 m) Tebal : 3/16 in
Tinggi Tangki	: 34,075 ft (11,180 m)
Tebal Lantai	: 1/2 in
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283</i>
Jumlah	: 1 Buah

6. Klarifier (CL-401)

Tabel.5.47. Klarifier (CL- 401)

Alat	: Klarifier
Kode	: CL-401
Fungsi	: Mengendapkan gumpalan-gumpalan kotoran dari BP-401.
Bentuk	: Bak berbentuk <i>bottom</i> kerucut terpancung
Kapasitas	: 475,966 m ³
Dimensi Klarifier	Diameter : 10 ft (3,048 m)
	Tinggi : 12 ft (3,658 m)
	<i>Walkways</i> : 3 ft (1 m)
	<i>Platforms</i> : 8 x 8 ft (2,4 x 2,4 m)
Dimensi <i>Rake</i>	Tipe : <i>Beam rabble arms</i>
	Diameter : 10,45 ft (3,185 m)
Power	: 0,5 hp
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283</i>
Jumlah	: 1 Buah

7. Sand Filter (SF-401)

Tabel.5.48. Sand Filter (SF- 401)

Alat	: <i>Sand Filter</i>
Kode	: SF-401
Fungsi	: Menyaring kotoran-kotoran yang terbawa air.
Bentuk	: Silinder tegak (vertikal) dengan <i>head</i> dan <i>bottom</i> berbentuk <i>torispherical</i> dengan <i>multi media filter</i> .
Kapasitas tangki	: 118,992 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 10 ft (3,048 m) Tinggi : 8,617 ft (2,626 m) Tebal : 1/4 in
Dimensi <i>Head & Bottom</i>	Tebal : 3/8 in Tinggi : 1,913 ft (0,583 m)
Tinggi tangki	: 12,063ft (3,677 m)
Tekanan Desain	: 18,883 psi
Waktu <i>Backwash</i>	: 9,621 menit
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA 283</i>
Jumlah	: 2 buah

8. Filter Water Tank (FWT-401)

Tabel.5.49. Filter Water Tank (FWT- 401)

Alat	: Filter Water Tank
Kode	: FWT-401
Fungsi	: Menampung air keluaran <i>sand filter</i> sebanyak 86,181 m ³ /jam selama 12 jam.
Bentuk	: Silinder tegak (vertikal) dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas tangki	: 1.308,711 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 35 ft (10,668 m) Tinggi : 36 ft (10,973 m) Tebal : 3/4 in
Dimensi <i>Head</i>	Tinggi : 4,708 ft (1,544 m) Tebal : 5/16 in
Tinggi Tangki	: 40,708 ft (13,355 m)
Tebal Lantai	: 1/2 in
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 283
Jumlah	: 1 Buah

9. Domestic Water Tank (DOWT-401)

Tabel.5.50. *Domestic Water Tank* (DOWT- 401)

Alat	: <i>Domestic Water Tank</i>
Kode	: DOWT-401
Fungsi	: Menyimpan bahan baku air untuk keperluan umum dan sanitasi selama 1 hari.
Bentuk	: Silinder tegak (vertikal) dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas tangki	: 41,844 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 15 ft (4,572 m) Tinggi : 18 ft (5,486 m) Tebal : 1/4 in
Dimensi <i>Head</i>	Tinggi : 0,848 ft (0,278 m) Tebal : 5/16 in
Tinggi Tangki	: 18,848 ft (6,183 m)
Tebal Lantai	: 1/2 in
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283</i>
Jumlah	: 1 Buah

10. Hydran Water Tank (HWT-401)

Tabel.5.51. *Hydran Water Tank* (HWT-401)

Alat	: <i>Hydran Water Tank</i>
Kode	: HWT-401
Fungsi	: Menyimpan bahan baku air untuk keperluan pemadam kebakaran selama 2 hari.
Bentuk	: Silinder tegak (vertikal) dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas tangki	: 52,800 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 15 ft (4,572 m) Tinggi : 18 ft (5,486 m) Tebal : 1/4 in
Dimensi <i>Head</i>	Tinggi : 0,848 ft (0,278 m) Tebal : 5/16 in
Tinggi Tangki	: 18,848 ft (6,183 m)
Tebal Lantai	: 1/2 in
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283</i>
Jumlah	: 1 Buah

11. Hot Basin (HB-401)

Tabel.5.52. *Hot Basin* (HB-401)

Alat	: <i>Hot Basin</i>
Kode	: HB-401
Fungsi	: Menampung air yang akan didinginkan di <i>Cooling Tower</i>
Bentuk	: Bak <i>rectangular</i>
Kapasitas	: 87,263 m ³
Dimensi	Panjang : 12,274 ft (3,741 m) Lebar : 12,274 ft (3,741 m) Tinggi : 21,337 ft (6,503 m)
Jumlah	: 1 Buah

12. Cooling Tower (CT-401)

Tabel.5.53. *Cooling Tower* (CT-401)

Alat	: <i>Cooling Tower</i>
Kode	: CT-401
Fungsi	: Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dari temperatur 45°C menjadi 30°C dengan menggunakan media pendingin udara.
Tipe	: <i>Inducted Draft Counterflow Tower</i>
Kapasitas	: 57.191 m ³ /jam
Dimensi	Panjang : 15,9991 ft (4,874 m)

	Lebar	: 7,996 ft (2,437 m)
	Tinggi	: 19,685 ft (6 m)
<i>Power Motor</i>		: 6,553 hp
Bahan Konstruksi		: Beton
Jumlah		: 1 Buah

13. *Storage Tank (ST-404)*

Tabel.5.54. *Storage Tank (ST-404)*

Alat	:	<i>Storage Tank</i>
Kode	:	ST-404
Fungsi	:	Menyimpan larutan H ₂ SO ₄ konsentrasi 4% v/v selama 30 hari sebagai regeneran resin penukar kation dan injeksi ke <i>Cooling Tower</i> .
Bentuk	:	Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas	:	3,516 m ³
Dimensi <i>Shell</i>		Diameter : 10 ft (3,048 m)
		Tinggi : 12 ft (3,657 m)
		Tebal : 1/4 in
Dimensi <i>Head</i>		Tinggi : 0,625 ft (0,205 m)
		Tebal : 3/16 in
Tinggi Tangki	:	12,625 ft (4,142 m)
Tebal Lantai	:	1/2 in

Bahan	: <i>Stainless Steels Tipe 316</i>
Konstruksi	
Jumlah	: 1 Buah

14. *Storage Tank (ST-405)*

Tabel.5.55. *Storage tank (ST-405)*

Alat	: <i>Storage Tank</i>
Kode	: ST-405
Fungsi	: Menyimpan <i>dispersant</i> selama 7 hari untuk diinjeksikan ke <i>Cooling Tower</i> .
Bentuk	: Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas	: 88,166 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 15 ft (4,572 m) Tinggi : 18 ft (5,486 m) Tebal : 3/8 in
Dimensi <i>Head</i>	Tinggi : 0,848 ft (0,278 m) Tebal : 5/16 in
Tinggi Tangki	: 18,848 ft (6,183 m)
Tebal Lantai	: 1/2 in
Bahan	
Konstruksi	: <i>Stainless Steels Tipe 316</i>
Jumlah	: 1 Buah

15. *Storage Tank* (ST-406)

Tabel.5.56. *Storage Tank* (ST-406)

Alat	: <i>Storage Tank</i>
Kode	: ST-406
Fungsi	: Menyimpan inhibitor selama 30 hari untuk diinjeksikan ke <i>Cooling Tower</i> .
Bentuk	: Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas	: 29,787 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 10 ft (3,048 m) Tinggi : 12 ft (3,658 m) Tebal : 5/16 in
Dimensi <i>Head</i>	Tinggi : 0,625 ft (0,205 m) Tebal : 3/16 in
Tinggi Tangki	: 12,625 ft (4,142 m)
Tebal Lantai	: 1/2 in
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steels</i> Tipe 316
Jumlah	: 1 Buah

16. *Cation Exchanger* (CE-401)

Tabel.5.57. *Cation Exchanger* (CF-401)

Alat	: <i>Cation Exchanger</i>
Kode	: CE-401
Fungsi	: Menghilangkan ion-ion positif yang terlarut dan menghilangkan kesadahan air
Bentuk	: Silinder tegak dengan <i>head</i> dan <i>bottom</i> berbentuk <i>torispherical</i>
Kapasitas	: 17,404 m ³ /jam
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 2,892 ft (0,882m) Tinggi : 11,655 ft (3,553 m) Tebal : 3/16 in
Dimensi <i>Head</i> dan <i>Bottom</i>	Tebal : 3/16 in Tinggi : 0,503 ft (0,153 m)
Tinggi Tangki	: 13,359 ft (4,072 m)
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steels Tipe 316</i>
Jumlah	: 1 Buah

17. Anion Exchanger (AE-401)

Tabel.5.58. *Anion Exchanger* (AE-401)

Alat	: <i>Anion Exchanger</i>
Kode	: AE-401
Fungsi	: Menghilangkan ion-ion negatif yang terlarut dan menghilangkan kesadahan air
Bentuk	: Silinder tegak dengan <i>head</i> dan <i>bottom</i> berbentuk <i>torispherical</i>
Kapasitas	: 17,404 m ³ /jam
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 2,023 ft (0,617 m) Tinggi : 11,862 ft (3,616 m) Tebal : 3/16 in
Dimensi <i>Head</i> dan <i>Bottom</i>	Tebal : 3/16 in Tinggi : 0,400 ft (0,122 m)
Tinggi Tangki	: 13,096 ft (3,992 m)
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steels Tipe 316</i>
Jumlah	: 1 Buah

18. Demin Water Treatment (DWT-401)

Tabel.5.59. *Demin Water Treatment* (DWT-401)

Alat	: <i>Storage Tank</i>
Kode	: DWT-401
Fungsi	: Menyimpan air demin dari keluaran <i>anion exchanger</i> pada suhu 30°C selama 10 jam.
Bentuk	: Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas	: 17,404 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 15 ft (4,572 m) Tinggi : 18 ft (5,486 m) Tebal : 1/2 in
Dimensi <i>Head</i>	Tinggi : 1,418 ft (0,465 m) Tebal : 3/16 in
Tinggi Tangki	: 19,418 ft (6,370 m)
Tebal Lantai	: 1/2 in
Bahan	
Konstruksi	: <i>Stainless Steels Tipe 316</i>
Jumlah	: 1 Buah

19. Pompa Utilitas (PU-401)

Tabel.5.60. *Pompa Utilitas (PU-401)*

Alat	: Pompa Utilitas
Kode	: PU – 401
Fungsi	: Memompa air sungai ke Bak Sedimentasi (BS-401)
Jenis	: <i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 52,951 m ³ / jam
Efisiensi	: 78 %
Dimensi	NPS = 4 in Sch = 40
Power motor	: 10 hp
NPSH	: 3,8996 m
Jumlah	: 2 buah (1 cadangan)

20. Pompa Utilitas (PU-402)

Tabel.5.61. *Pompa Utilitas (PU-402)*

Alat	: Pompa Utilitas
Kode	: PU-402
Fungsi	: Memompa air keluaran dari bak sedimentasi (BS-401) menuju ke bak penggumpal (BP-401).
Jenis	: <i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 52,949 m ³ / jam
Efisiensi	: 70 %
Dimensi	NPS = 4 in Sch = 40
Power	: 2 hp
NPSH	: 3,899 m
Jumlah	: 2 buah (1 cadangan)

21. Pompa Utilitas (PU-403)

Tabel.5.62. *Pompa Utilitas (PU-403)*

Alat	: Pompa Utilitas
Kode	: PU-403
Fungsi	: Memompa air keluaran bak penggumpal (BP-401) menuju ke <i>Clarifier</i> (CL-401)
Jenis	: <i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 233,137 gal/min
Efisiensi	: 60 %
Dimensi	NPS = 4 in Sch = 40
<i>Power</i>	: 2 hp
NPSH	: 3,899 m
Jumlah	: 2 buah (1 cadangan)

22. Pompa Utilitas (PU-404)

Tabel.5.63. *Pompa Utilitas (PU-404)*

Alat	: Pompa Utilitas
Kode	: PU-404
Fungsi	: Memompa air keluaran CL-401 ke <i>sand filter</i> (SF-01)
Jenis	: <i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 233,137 gal/ jam
Efisiensi	: 60 %
Dimensi	NPS = 4 in Sch = 40 in
<i>Power</i>	: 1 hp
NPSH	: 3,899 m
Jumlah	: 2 buah (1 cadangan)

23. Pompa Utilitas (PU-405)

Tabel.5.64. *Pompa Utilitas (PU-405)*

Alat	: Pompa Utilitas
Kode	: PU-405
Fungsi	: Memompa air keluaran <i>sand filter</i> ke tangki air Filter (FWT-401)
Jenis	: <i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 233,137 gal/min
Efisiensi	: 40 %
Dimensi	NPS = 2 in <i>Sch</i> = 40 in
<i>Power</i>	: 20 hp
NPSH	: 3,899 m
Jumlah	: 2 buah (1 cadangan)

24. Pompa Utilitas (PU-406)

Tabel.5.65. *Pompa Utilitas (PU-406)*

Alat	: Pompa Utilitas
Kode	: PU-406
Fungsi	: Memompa air dari tangki air <i>filter</i> ke DOWT-401 dan HWT-401
Jenis	: <i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 210,397 gal/min
Efisiensi	: 78 %
Dimensi	NPS = 12 in <i>Sch</i> = 40 in
<i>Power</i>	: 5 hp
NPSH	: 1,355 m
Jumlah	: 2 buah (1 cadangan)

25. Pompa Utilitas (PU-407)

Tabel.5.66. *Pompa Utilitas (PU-407)*

Alat	: Pompa Utilitas
Kode	: PU-406
Fungsi	: Memompa air dari tangki air <i>filter</i> ke DOWT-401 dan HWT-401
Jenis	: <i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 210,397 gal/min
Efisiensi	: 78 %
Dimensi	NPS = 12 in Sch = 40 in
Power	: 5 hp
NPSH	: 1,355 m
Jumlah	: 2 buah (1 cadangan)

26. Pompa Utilitas (PU-408)

Tabel.5.67. *Pompa Utilitas (PU-408)*

Alat	: Pompa Utilitas
Kode	: PU-408
Fungsi	: Memompa air dari tangki <i>Hot Basin</i> ke <i>Cooling Tower (CT-401)</i>
Jenis	: <i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 48,903 gal/min
Efisiensi	: 70 %

Dimensi	NPS = 4 in
	Sch = 40 in
Power	: 2 hp
NPSH	: 1,637 m
Jumlah	: 2 buah (1 cadangan)

27. Pompa Utilitas (PU-409)

Tabel.5.68. *Pompa Utilitas (PU-409)*

Alat	: Pompa Utilitas
Kode	: PU-409
Fungsi	: Memompa air dari tangki air <i>filter</i> ke DOWT-401 dan HWT-401
Jenis	: <i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 210,397 gal/min
Efisiensi	: 78 %
Dimensi	NPS = 12 in
	Sch = 40 in
Power	: 5 hp
NPSH	: 1,355 m
Jumlah	: 2 buah (1 cadangan)

28. Daerator (DE-401)

Tabel.5.69. *Daerator* (DE-401)

Alat	: <i>Deaerator</i>	
Kode	: DE-401	
Fungsi	: Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, seperti: O ₂ dan CO ₂ , agar korosif dan kerak tidak terjadi, diinjeksikan <i>hydrazine</i> (O ₂ <i>scavanger</i>)	
Bentuk	: Tangki horizontal dengan <i>head</i> berbentuk <i>torrispherical</i> dilengkapi <i>sparger</i>	
Bahan Isian	Jenis	: <i>Raschig Ring</i> <i>Metal</i>
	Diameter <i>packing</i>	: 1 in
	Tinggi <i>bed</i>	: 3,281 ft (1 m)
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter	: 10 ft (3,048 m)
	Tinggi	: 12 ft (3,657 m)
	Tebal	: 5/16 in
Dimensi <i>Head & Bottom</i>	Tebal	: 3/8 in
	Tinggi	: 1,913 ft (0,583 m)
Tinggi Tangki	: 15,825 ft (4,824 m)	
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283</i>	
Jumlah	: 1 Buah	

29. Storage Tank (ST-407)

Tabel.5.70. *Storage Tank* (ST-407)

Alat	: <i>Storage Tank</i>
Kode	: ST-407
Fungsi	: Menyimpan hidrazin selama 30 hari untuk diinjeksikan ke <i>Deaerator</i> .
Bentuk	: Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas	: 55,391 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 14 ft (4,267 m) Tinggi : 12 ft (4,572 m) Tebal : 1/4 in
Dimensi <i>Head</i>	Tinggi : 0,625 ft (0,205 m) Tebal : 3/16 in
Tinggi Tangki	: 12,625 ft (4,142 m)
Tebal Lantai	: 1/2 in
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steels Tipe 316</i>
Jumlah	: 1 Buah

30. Boiler Feed Water Treatment (BFWT-401)

Tabel.5.71. Boiler Feed Water Treatment (BFWT-401)

Alat	: <i>Storage Tank</i>
Kode	: BFWT-401
Fungsi	: Menyimpan air untuk keperluan umpan boiler selama 12 jam.
Bentuk	: Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas	: 112,078 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 15 ft (4,572 m) Tinggi : 12 ft (3,658 m) Tebal : 5/16 in
Dimensi <i>Head</i>	Tinggi : 0,938 ft (0,308 m) Tebal : 3/16 in
Tinggi Tangki	: 12,938 ft (4,245 m)
Tebal Lantai	: 1/2 in
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steels Tipe 316</i>
Jumlah	: 1 Buah

31. Boiler (B-401)Tabel.5.60. *Boiler* (B-401)

Alat	: <i>Boiler</i>
Kode	: B-401
Fungsi	: Tempat menghasilkan <i>Saturated Steam</i> dengan temperatur 150°C dan tekanan 476 kPa.
Jenis	: <i>Fire Tube</i>
Kapasitas <i>Boiler</i>	: 15.489,020 Btu/jam (16.340,916 kJ/jam)
Jumlah Bahan Bakar	: 17039,9 lb/jam (7727,594 kg/jam)
Jumlah <i>Steam</i>	: 7.727,594 kg/jam
Daya <i>Boiler</i>	: 24 hp
Bahan Konstruksi	: <i>Cast Iron</i>
Jumlah	: 1 buah

32. Storage Tank (ST-408)

Tabel.5.73. *Storage Tank* (ST-408)

Alat	: <i>Storage Tank</i>
Kode	: ST-408
Fungsi	: Menyimpan bahan bakar untuk keperluan boiler selama 10 hari.
Bentuk	: Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head</i> berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas	: 21,438 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter : 15 ft (4,572 m) Tinggi : 18 ft (5,486 m) Tebal : 3/8 in
Dimensi <i>Head</i>	Tinggi : 1,418 ft (0,465 m) Tebal : 3/16 in
Tinggi Tangki	: 19,418 ft (6,370 m)
Tebal Lantai	: 1/2 in
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steels Tipe 316</i>
Jumlah	: 1 Buah

33. Generator (GS-401)Tabel.5.74. *Generator* (GE-401)

Nama Alat	: Generator
Kode	: GE-401
Fungsi	: Sebagai pembangkit tenaga listrik
Kapasitas	: 0,907 MW
Efisiensi	: 80 %
Bahan Bakar	: Solar
Kebutuhan Bahan Bakar	:85,962 L/jam
Jumlah	: 1 Buah

VI. UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH

6.1 Unit Pendukung Proses

Unit pendukung proses atau sering pula disebut unit utilitas merupakan sarana penunjang proses yang diperlukan pabrik agar dapat berjalan dengan baik. Pada umumnya, utilitas dalam pabrik proses meliputi air, kukus (*steam*), dan listrik. Penyediaan utilitas dapat dilakukan secara langsung dimana utilitas diproduksi di dalam pabrik tersebut, atau secara tidak langsung yang diperoleh dari pembelian ke perusahaan-perusahaan yang menjualnya.

Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik Sirup Fruktosa antara lain:

1. Unit Penyediaan Air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air sebagai berikut :

a. Air untuk penyediaan sarana umum dan sanitasi

Air untuk keperluan umum adalah air yang dibutuhkan untuk sarana dalam pemenuhan kebutuhan pegawai seperti untuk mandi, cuci, kakus (MCK) dan untuk kebutuhan kantor lainnya, serta kebutuhan rumah tangga. Air sanitasi diperlukan untuk pencucian atau pembersihan peralatan pabrik, utilitas, laboratorium dan lainnya.

Beberapa persyaratan untuk air sanitasi adalah sebagai berikut :

-) Syarat fisis; di bawah suhu kamar, tidak berwarna, tidak berasa, dan tidak berbau, tingkat kekeruhan $< 1 \text{ mg SiO}_2/\text{Liter}$.
-) Syarat kimia; tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air, logam-logam berat lainnya yang beracun.
-) Syarat biologis (bakteriologis); tidak mengandung kuman/bakteri terutama bakteri patogen.

Tabel 6.1. Kebutuhan Air Umum

No	Kebutuhan	Jumlah
1.	Air untuk karyawan & kantor untuk 50 L/orang/hari Jadi, untuk 182 orang diperlukan air sejumlah	9,10 m ³ /hari
2.	Air untuk Keperluan Umum (kebersihan, pertamanan, masjid, dll)	23,45m ³ /hari
3.	Air untuk Laboratorium	15,00 m ³ /hari
Total Kebutuhan Air Bersih		47,55 m³/hari
		1,981m³/jam
		1967,097kg/jam

b. Air Umpan *Boiler*

Air ini digunakan sebagai umpan *boiler* yang akan memproduksi *steam*.

Steam jenuh yang dihasilkan *boiler* merupakan *steam* memiliki suhu

115°C dengan tekanan 388,15 kPa.

Adapun peralatan-peralatan yang membutuhkan steam dapat dilihat pada

Tabel 6.2.berikut ini :

Tabel 6.2 Kebutuhan Air untuk Pembangkit *Steam*

No	Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
1	Tangki Gelatinasi	1875,368
2	Evaporator	5114,956
3	Reaktor Isomerisasi 1	12,6408
4	Reaktor Isomerisasi 2	22,12
Total Kebutuhan Air		7025,086
<i>Over Design 10%</i>		7727,594
<i>Make up</i>		702,509

Persyaratan umum air umpan *boiler* adalah :

-) Kandungan silika = 0,01 ppm maksimum
-) Konduktivitas = 1 (μ S/cm)
-) O₂ terlarut kurang dari 10 ppm
-) pH : 8,8 – 9,2

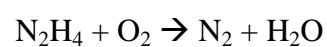
Proses pengolahan air umpan *boiler*

-) Air demin sebelum menjadi air umpan *boiler* harus dihilangkan dulu gas-gas terlarutnya terutama oksigen dan CO₂ melalui proses deaerasi.
-) Oksigen dan CO₂ dapat menyebabkan korosi pada perpipaan dan *tube-tube boiler*.
-) Proses deaerasi dilakukan dalam *daerator* dalam 2 tahap

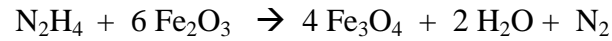
Mekanis : proses *stripping* dengan steam LS

dapat menghilangkan Oksigen sampai 0.007 ppm

Kimia : reaksi dengan N₂H₄ (hydrazine) dapat menghilangkan sisa oksigen

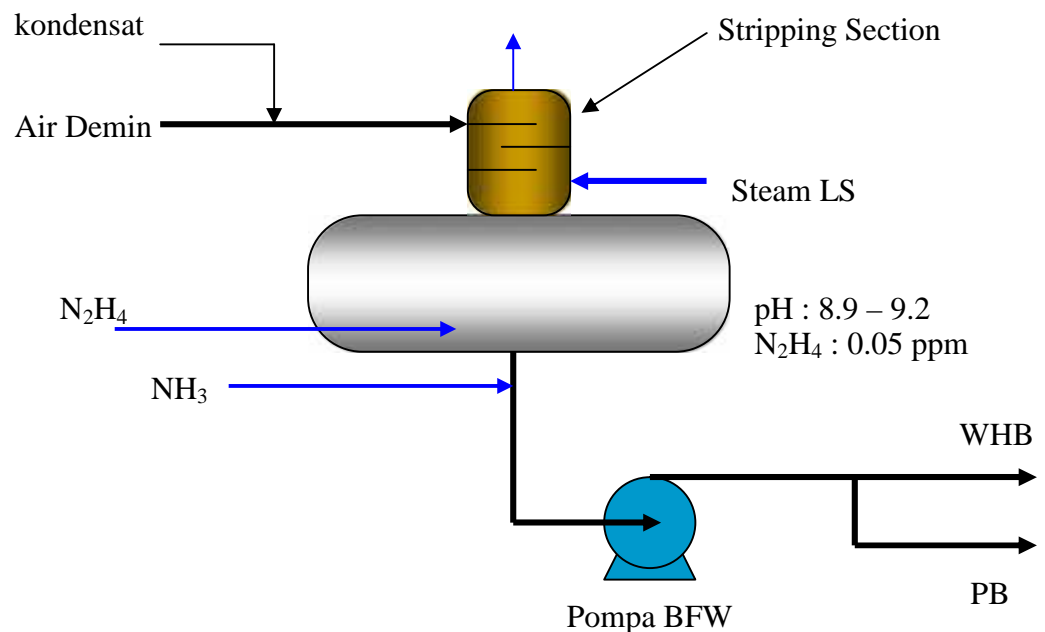


N₂H₄ juga bereaksi dengan besi:



) Proses Deaerasi

- ✓ Air demin + kondensat dihilangkan kandungan O_2 dan gas-gas terlarut (CO_2) melalui proses *stripping* dengan LS dan reaksi dengan *Hydrazine* (N_2H_4)
- ✓ pH dinaikkan menjadi 9.0 dengan injeksi NH_3
- ✓ Keluaran *deaerator* disebut *Boiler Feed Water* (BFW)



Gambar. 6.1. *Daerator*

c. Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan adalah air sungai yang diperoleh dari Sungai Way Sekampung yang letaknya cukup dekat dengan pabrik. Air pendingin merupakan air yang diperlukan untuk proses-proses pertukaran/perpindahan panas dalam *heat exchanger* dengan tujuan untuk memindahkan panas suatu zat di dalam aliran ke dalam air.

Hal-hal yang harus diperhatikan dalam penyediaan air pendingin adalah:

-) Kesadahan air yang dapat menyebabkan terjadinya *scale* (kerak) pada sistem perpipaan.
-) Mikroorganisme seperti bakteri, plankton yang tinggal dalam air sungai, berkembang dan tumbuh, sehingga menyebabkan *fouling* alat *heat exchanger* .
-) Besi, yang dapat menimbulkan korosi
-) Minyak, yang merupakan penyebab terganggunya *film corrosion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

Kualitas standar air pendingin yaitu :

-) *Ca hardness* sebagai CaCO_3 : Φ 150 ppm
-) *Mg hardness* sebagai MgCO_3 : Φ 100 ppm
-) Silika sebagai SiO_2 : Φ 200 ppm
-) Turbiditas : Φ 10
-) Cl^- dan SO_4^{2-} : Φ 1000 ppm
-) pH : 6 – 8
-) Ca^{2+} : max. 300 ppm
-) Silika : max. 150 ppm
-) TDS : max 2500 ppm

Total air pendingin yang diperlukan sebesar 71973,577 kg/jam. kg/jam. Peralatan yang menggunakan air pendingin tersebut dapat dilihat pada Tabel. 6.3 berikut :

Tabel 6.3. Kebutuhan Air Pendingin

No	Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
1	Reaktor Liquifikasi 1	5937,562
2	Reaktor Liquifikasi 2	5665,743
3	Reaktor Sakarifikasi 1	4127,543
4	Reaktor Sakarifikasi 2	2118,308
5	Cooler 1	6925,103
6	Cooler 2	20443,666
7	Cooler 3	10524,978
Total		71973,577
Over Design 10%		79170,935
Water Make Up		7917,093

Air pendingin diproduksi oleh menara pendingin (*cooling tower*). Unit air pendingin ini mengolah air dengan proses pendinginan dari suhu 45°C menjadi 30°C, untuk dapat digunakan lagi sebagai air untuk proses pendinginan pada alat pertukaran panas dari alat yang membutuhkan pendinginan.

Air pendingin yang keluar dari media-media perpindahan panas di area proses akan disirkulasikan dan didinginkan kembali seluruhnya di dalam *cooling tower*. Penguapan dan kebocoran air akan terjadi di dalam *cooling tower* ini. Oleh karena itu, untuk menjaga jumlah air pendingin harus ditambah air *make up* yang jumlahnya sesuai dengan jumlah air yang hilang. Maka *water make up* untuk *cooling tower* sebesar 7917,093kg/jam.

Sistem air pendingin terutama terdiri dari *cooling tower* dan basin, pompa air pendingin untuk peralatan proses, sistem injeksi bahan kimia, dan *induce draft fan*. Sistem injeksi bahan kimia disediakan untuk mengolah air pendingin untuk mencegah korosi, mencegah terbentuknya kerak dan pembentukan lumpur diperalatan proses, karena akan menghambat atau menurunkan kapasitas perpindahan panas.

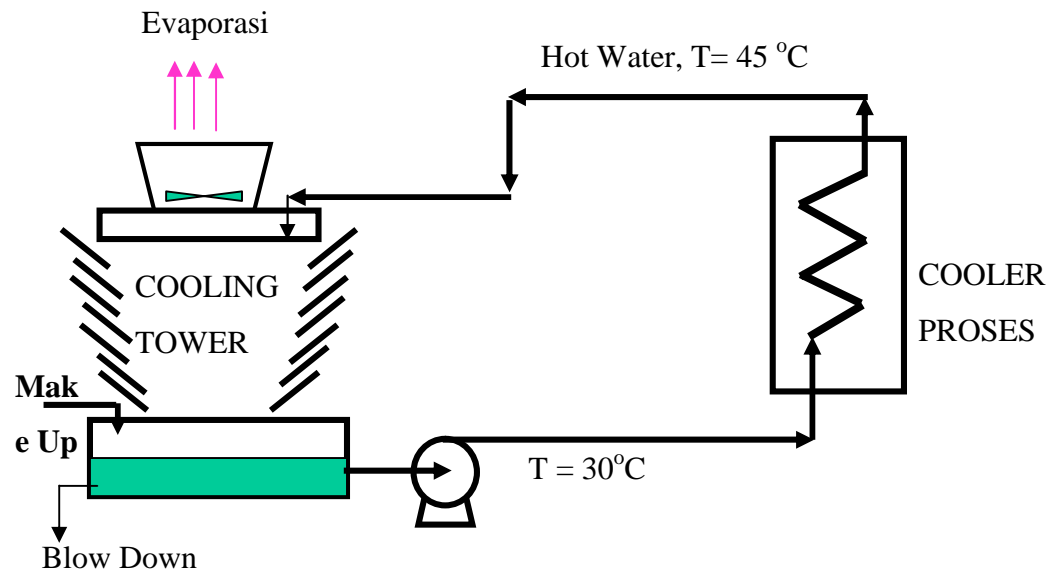
Pengolahan air pada *cooling tower* dilakukan dengan menginjeksikan zat kimia, yaitu:

-) *Scale inhibitor*, berupa *dispersant* yang berfungsi untuk mencegah pembentukan kerak pada peralatan yang disebabkan oleh senyawa-senyawa terlarut.
-) *Corrosion inhibitor*, berupa natrium posfat yang berfungsi untuk mencegah korosi pada peralatan.

Sistem resirkulasi yang dipergunakan bagi air pendingin ini adalah sistem terbuka. Sistem ini akan memungkinkan berbagai penghematan dalam hal biaya penyediaan utilitas khususnya untuk air pendingin. Udara bebas akan digunakan sebagai pendingin dari air panas yang terbentuk sebagai produk dari proses perpindahan panas.

Proses pendinginan di *cooling tower* :

-) *Cooling Water* yang telah menyerap panas proses pabrik dialirkan kembali ke *Cooling Tower* untuk didinginkan.
-) Air dialirkan ke bagian atas *Cooling Tower* kemudian dijatuhkan ke bawah dan akan kontak dengan aliran udara yang dihisap oleh *Induce Draft (ID) Fan*.
-) Akibat kontak dengan aliran udara terjadi proses pengambilan panas dari air oleh udara dan juga terjadi proses penguapan sebagian air dengan melepas panas laten yang akan mendinginkan air yang jatuh ke bawah.
-) Air yang telah menjadi dingin tersebut dapat ditampung di Basin dan dapat dipergunakan kembali sebagai *cooling water*
-) Air dingin dari Basin dikirim kembali untuk mendinginkan proses di pabrik menggunakan pompa sirkulasi *Cooling water*.
-) Pada proses pendinginan di *cooling tower* sebagian air akan menguap dengan mengambil panas laten, oleh karena itu harus ditambahkan air *make-up* dari *Water Treatment Plant*.



Gambar. 6.2. Diagram *Cooling Water System*

d. Air Proses

Tabel 6.4 Kebutuhan Air Proses

No	Kebutuhan	Jumlah
2.	<i>Mixing Tank 101</i>	9.676,144 kg/jam
3.	<i>Storage Tank 201</i>	250,00 kg/jam
Total Kebutuhan Air		9.920,144 kg/jam
<i>Over Design 10%</i>		10.643,758 kg/jam

Secara keseluruhan, total kebutuhan air adalah sebanyak 25.301,510 kg/jam, dengan rincian sebagai berikut:

Tabel 6.5 Kebutuhan Air Total

Penggunaan	Jumlah (kg/jam)
Air Keperluan Umum	1967,097
Air Umpan <i>Boiler</i>	702,509
Air Pendingin	12.955,244
Air Proses	10.643,758
<i>Hydrant</i>	1000,000
Total	25.301,510

Air yang digunakan dalam pabrik ini, seperti air proses, air umpan boiler, air pendingin dan lainnya diperoleh dari air sungai. Untuk mendapatkan spesifikasi air sesuai dengan kebutuhan dilakukan pengolahan dengan beberapa tahap. Pengolahan yang dilakukan setelah pemompaan dari sungai adalah penjernihan, penyaringan, desinfektasi, demineralisasi, dan deaerasi.

a. Penjernihan (*Clarification*)

Bahan baku air diambil dari air sungai. Air sungai dialirkan dari daerah terbuka ke *water intake system* yang terdiri dari *screen* dan pompa. *Screen* dipakai untuk memisahkan kotoran dan benda-benda asing pada aliran *suction* pompa. Air yang tersaring oleh *screen* masuk ke *suction* pompa dan dialirkan melalui pipa masuk ke unit pengolahan air.

Air masuk ke dalam bak sedimentasi untuk mengendapkan dan memisahkan lumpur yang mungkin terbawa, yang dapat menyebabkan gangguan *fouling* di dalam proses penyediaan air bebas mineral. Partikel yang besar dihilangkan dengan penyaringan, tetapi koloidal yang ada dilepas melalui proses klarifikasi dalam penetralan dan penggumpalan (*coagulation*) dan sebelum dikeluarkan dilakukan injeksi larutan alum,

soda kaustik, dan klorin. Jumlah aliran bahan kimia yang masuk dikontrol secara otomatis sebanding dengan jumlah air yang masuk.

Semua air mengandung bermacam-macam jenis dan jumlah pengotor.

Kotoran ini dapat digolongkan sebagai :

) Padatan yang terlarut

Zat-zat padat yang terlarut terdiri dari bermacam-macam komposisi mineral-mineral seperti kalsium karbonat, magnesium karbonat, kalsium sulfat, magnesium sulfat, silika, sodium klorida, sodium sulfat dan sejumlah kecil besi, mangan, florida, aluminium, dan lain-lain.

) Gas-gas yang terlarut

Gas-gas yang terlarut biasanya adalah komponen dari udara walaupun biasanya jarang, seperti hidrogen sulfida, metana, oksigen dan CO₂.

) Zat yang tersuspensi

Dapat berupa kekeruhan (*turbidity*) yang terjadi dari bahan organik, mikro organik, tanah liat dan endapan lumpur, warna yang disebabkan oleh pembusukan tumbuh-tumbuhan, dan lapisan endapan mineral seperti minyak

Untuk menyempurnakan proses flokulasi dan penjernihan, digunakan bahan kimia koagulasi yaitu :

) Larutan Alum (aluminium sulfat)

Berupa tepung berwarna putih, dapat larut dalam air, stabil dalam udara, tidak mudah terbakar, tidak dapat larut dalam alkohol dan dapat

dengan cepat membentuk gumpalan. Alum berfungsi sebagai bahan penggumpal (*floculant*) untuk menjernihkan air. Pembentukan flok terbaik pada PH 6,5 – 7,5. Jumlah alum yang diinjeksikan sebanyak 0,06% dari air umpan dengan konsentrasi 17% volum.

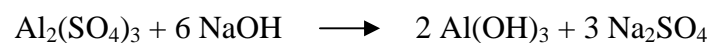
) Soda kaustik (NaOH)

Diinjeksikan untuk mengatur pH atau memberikan kondisi basa pada air sungai sehingga mempermudah pembentukan flok oleh alum karena air sungai cenderung bersifat asam. Jumlah soda abu yang diinjeksikan sebanyak 0,05% dari air umpan dengan konsentrasi 11% volum.

) Kaporit

Berfungsi untuk membunuh bakteri, jamur, dan mikroorganisme. Jumlah kaporit yang diinjeksikan sebanyak 1,2 % dari umpan dengan konsentrasi 33 % volum.

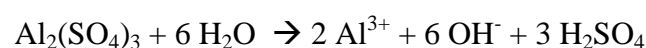
Reaksi yang terjadi :



Proses koagulasi , flokulasi, dan penjernihan :

) Zat-zat pengotor dalam bentuk senyawa suspensi koloidal tersusun dari ion-ion bermuatan negatif yang saling tolak-menolak.

) Aluminium Sulfat dalam air akan larut membentuk ion Al^{3+} dan OH^- serta menghasilkan asam sulfat sebagai berikut:



-) Ketika ion yang bermuatan positif dalam koagulan (Alum, Al^{3+}) bertemu / kontak dengan ion negatif tersebut pada kondisi pH tertentu maka akan terbentuk *floc* (butiran gelatin).
-) Butiran partikel *floc* ini akan terus bertambah besar dan berat sehingga cenderung akan mengendap ke bawah.
-) Pada proses pembentukan *floc*, pH cenderung turun (asam) karena terbentuk juga H_2SO_4 . Untuk mengontrol pH, diinjeksikan NaOH.
-) Untuk menjamin koagulasi yang efisien pada dosis bahan kimia yang minimal maka *koagulant* harus dicampur secara cepat dengan air.
-) Tahap selanjutnya adalah menjaga pembentukan *floc* (flokulasi) dan mengendapkan partikel *floc* sambil memperhatikan pembentukan lapisan lumpur (*sludge blanket*) dengan pengadukan pelan, sehingga air yang jernih akan terpisah dari endapan *floc*. Proses ini terjadi di *Clarifier / Flocculator*.
-) Lapisan lumpur juga berfungsi menahan *floc* yang baru terbentuk, oleh karena itu harus dijaga tetap ada.
-) Untuk menjaga supaya lumpur merata dan tidak terlalu padat dilakukan pengadukan lambat.
-) Level lapisan lumpur dijaga dengan melakukan *blowdown*

b. Penyaringan (*Filtration*)

-) Air yang dipersiapkan sebagai bahan baku untuk proses pertukaran ion (*ion exchanger*) harus disaring untuk mencegah *fouling* di penukar ion yang disebabkan oleh kotoran yang terbawa. Sejumlah kotoran

yang terbawa dikoagulasikan pada proses penjernihan. Bahan akan dihilangkan termasuk bahan organik, warna dan bakteri. Selama operasi dari *filter*, kotoran yang masih terbawa pada air setelah mengalami proses penjernihan akan terlepas oleh *filter* dan terkumpul pada permukaan *bed*.

-) Penyaringan ini menggunakan media pasir atau *sand filter* berbentuk silinder vertikal yang terdiri dari antrasit, *coarse sand*, *fine sand*, dan *activated carbon*. *Activated carbon* digunakan untuk menghilangkan klorin, bau dan warna. Bila *sand filter* ini telah jenuh maka perlu dilakukan regenerasi, dengan cara cuci aliran balik (*backwash*) dengan aliran yang lebih tinggi dari aliran filtrasi, hal ini dilakukan untuk melepaskan kotoran (*suspended matters*) dari permukaan *filter* dan untuk memperluas bidang penyaringan. Setelah di-*backwash* dan *filter* dioperasikan kembali, air hasil saringan untuk beberapa menit pertama dikirim ke pembuangan, hal ini dilakukan untuk membersihkan sistem dari benda-benda padat yang masih terbawa dan setelah itu dibuang.
-) *Backwash filter* secara otomatis terjadi bila hilang tekan tinggi (*high pressure drop*) tercapai atau waktu operasi (*duration time*) tercapai.

c. Demineralisasi

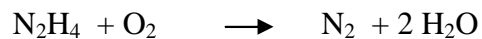
-) Fungsi dari demineralisasi adalah mengambil semua ion yang terkandung di dalam air. Air yang telah mengalami proses ini disebut air demin (*deionized water*). Sistem demineralisasi disiapkan untuk mengolah air filter dengan penukar ion (*ion exchanger*) untuk

menghilangkan padatan yang terlarut dalam air dan menghasilkan air demin sebagai air umpan ketel (*boiler feed water*) untuk membangkitkan steam tekanan 338,15 kPa dan temperatur 115 °C.

-) Untuk keperluan air umpan boiler, tidak cukup hanya air bersih, oleh karenanya air tersebut masih perlu diperlakukan lebih lanjut yaitu penghilangan kandungan mineral yang berupa garam-garam terlarut.
-) Garam terlarut di dalam air berikatan dalam bentuk ion positif (*cation*) dan negatif (*anion*). Ion-ion tersebut dihilangkan dengan cara pertukaran ion di alat Penukar Ion (*Ion Exchanger*).
-) Mula-mula air bersih (*Filtered Water*) dialirkan ke *Cation Exchanger* yang diisi resin *cation* yang akan mengikat *cation* dan melepaskan ion H^+ . Selanjutnya air mengalir ke *Anion Exchanger* dimana anion dalam air bertukar dengan ion OH^- dari resin anion.
-) Air keluar dari *Anion Exchanger* hampir seluruh garam terlarutnya telah diikat. Air demin yang dihasilkan kemudian disimpan di tanki penyimpanan (*Demin Water Storage*).
-) Setiap periode tertentu, resin yang dioperasikan untuk pelayanan akan mengalami kejenuhan dan tidak mampu mengikat *cation/ anion* secara optimal. Untuk itu perlu dilakukan penyegaran/ pengaktifan kembali dengan cara regenerasi.
-) Regenerasi resin dilakukan dengan proses kebalikan dari operasi *service*. Resin *cation* diregenerasi menggunakan larutan H_2SO_4 , sedangkan resin anion menggunakan larutan $NaOH$.

2. Unit Penyediaan *Steam*

Sistem penyediaan steam terdiri dari deaerator dan boiler. Proses deaerasi terjadi dalam deaerator berfungsi untuk membebaskan air bebas mineral (*demin water*) dari komponen udara melalui *spray*, *sparger* yang berkontak secara *couenter current* dengan steam. *Demin water* yang sudah bebas dari komponen udara ditampung dalam drum dari deaerator. Deaerator memiliki waktu tinggal 15 menit. Larutan hidrazin diinjeksikan ke dalam deaerator untuk menghilangkan oksigen terlarut dalam air bebas mineral dengan reaksi:



Kandungan oksigen keluar dari deaerator didesain tidak lebih besar dari 0,007 ppm.

Pembentukan steam terjadi di dalam boiler. Untuk pabrik Sirup Fruktosa dibutuhkan steam dengan 338,15 kPa dan temperatur 115 °C. Jenis boiler yang digunakan adalah *fire tube boiler*. dengan air umpan boiler melalui *tube* dan terjadi pembentukan steam pada *tube*. *Fire tube boiler* digunakan untuk membangkitkan *steam* dengan tekanan maksimal 18 bar dan temperatur 210 °C.

3. Sistem Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan tenaga listrik dipenuhi oleh generator yang digerakkan oleh turbin uap, dimana menggunakan *steam* yang dihasilkan dari *boiler*, hal ini bertujuan agar tidak diperlukan aliran listrik dari PLN, dan hal ini membuat

keefisienan energi pabrik ini menjadi lebih baik. Generator yang digunakan adalah generator bolak balik atas dasar pertimbangan sebagai berikut :

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

Kebutuhan listrik total sebesar 473,448 kW

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah bahan bakar cair yaitu solar (untuk generator) dan fuel oil (untuk boiler) yang diperoleh dari PERTAMINA atau distribusinya.

Pemilihan didasarkan pada pertimbangan bahan bakar cair:

-) mudah didapat
-) tersedia secara kontinyu
-) mudah dalam penyimpanannya

Kebutuhan bahan bakar :

Solar = 84,116 liter/jam

5. Unit Penyediaan Udara Tekan

Unit penyediaan udara tekan digunakan untuk menjalankan instrumentasi seperti untuk menggerakkan *control valve* serta untuk pembersihan peralatan pabrik. Udara instrumen bersumber dari udara di lingkungan

pabrik, hanya saja udara tersebut harus dinaikkan tekanannya dengan menggunakan *compressor*. Untuk memenuhi kebutuhan digunakan *compressor* dan didistribusikan melalui pipa-pipa.

6.2 Unit Pengolahan Limbah

Beberapa limbah yang dihasilkan dari pabrik Sirup Fruktosa sebagai berikut

1. Air buangan sanitasi

Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet di kawasan pabrik, pencucian, dan dapur dapat langsung dibuang ke pembuangan umum, sedangkan kotoran yang berasal dari toilet dibuang ke tempat pembuangan khusus *septic tank*.

2. Air buangan dari peralatan proses

Air buangan ini mengandung bahan organik yang mungkin disebabkan oleh:

-) Kebocoran dari suatu peralatan.
-) Kebocoran karena tumpah pada saat pengisian.
-) Pencucian atau perbaikan peralatan.

Air buangan yang mengandung bahan organik dilakukan pemisahan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Larutan organik di bagian atas dialirkan ke tungku pembakaran, sedangkan air di bagian bawah dialirkan ke penampungan akhir, yang kemudian dapat dibuang ke pembuangan umum.

3. Sisa Pati

Sisa pati yang tidak bereaksi dalam proses, dapat diberikan untuk pakan ternak.

6.3 Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produksi. Dengan data yang diperoleh dari laboratorium maka proses produksi akan selalu dapat dikendalikan dan kualitas produk dapat dijaga sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Disamping itu juga berperan dalam pengendali pencemaran lingkungan.

Laboratorium mempunyai tugas pokok antara lain :

1. Sebagai pengendali kualitas bahan baku dan pengendali kualitas produk.
2. Sebagai pengendali terhadap proses produksi dengan melakukan analisis terhadap pencemaran lingkungan yang meliputi polusi udara, limbah cair dan limbah padat yang dihasilkan unit-unit produksi.
3. Sebagai pengendali terhadap mutu air proses, air pendingin, air umpan *Boiler*, *Steam*, dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.

Laboratorium melaksanakan tugas selama 24 jam sehari dalam kelompok kerja *shift* dan *non-shift*.

1. Kelompok Non-Shift

Kelompok ini bertugas melakukan analisis khusus, yaitu Analisis yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan *reagen* kimia yang diperlukan oleh laboratorium. Dalam membantu kelancaran kinerja kelompok *shift*, kelompok ini melaksanakan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas-tugas antara lain :

-) Menyediakan reagen kimia untuk analisis laboratorium.
-) Melakukan Analisis bahan buangan penyebab polusi.
-) Melakukan penelitian/percobaan untuk membantu kelancaran produksi.

2. Kelompok *Shift*

Kelompok ini melaksanakan tugas pemantauan dan analisis-*analisis* rutin terhadap proses produksi. Dalam melaksanakan tugasnya, kelompok ini menggunakan sistem bergilir yaitu kerja *shift* selama 24 jam dengan masing-masing *shift* bekerja selama 8 jam.

Dalam pelaksanaan tugasnya, seksi laboratorium dikelompokkan menjadi :

a. Laboratorium Fisika

Bagian ini mengadakan pemeriksaan atau pengamatan terhadap sifat-sifat fisis bahan baku dan produk. Pengamatan yang dilakukan antara lain : *spesifik gravity*, viskositas kinematik dan kandungan air

b. Laboratorium Analitik

Bagian ini mengadakan pemeriksaan terhadap bahan baku dan produk mengenai sifat-sifat kimianya.

Analisis yang dilakukan antara lain :

-) Kadar impuritis pada bahan baku
-) Kandungan logam berat
-) Kandungan metal

c. Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini bertujuan untuk mengadakan penelitian, misalnya :

-) Diversifikasi produk

) Pemeliharaan lingkungan (pembersihan air buangan).

Disamping mengadakan penelitian rutin, laboratorium ini juga mengadakan penelitian yang sifatnya non-rutin, misalnya saja penelitian terhadap produk di unit tertentu yang tidak biasanya dilakukan penelitian, guna mendapatkan alternatif lain tentang penggunaan bahan baku.

d. Laboratorium Analisis Air

Pada laboratorium Analisis air ini yang di analisis antara lain :

) Bahan baku air

) Air demineralisasi

) Air pendingin

) Air umpan *boiler*

Parameter yang diuji antara lain warna, pH, kandungan klorin, tingkat kekeruhan, total kesadahan, jumlah padatan, total alkalinitas, kadar minyak, sulfat, silika dan konduktivitas air.

) Alat- alat yang digunakan dalam laboratorium Analisis air adalah :

) pH meter, digunakan untuk mengetahui tingkat keasaman / kebasaaan.

) Spektrometer, untuk menentukan konsentersasi suatu senyawa terlarut dalam air dengan syarat larutan harus berwarna.

) *Spectroscopy*, untuk menentukan kadar sulfat.

) *Gravimetric*, untuk mengetahui jumlah kandungan padatan dalam air.

) Peralatan titrasi , untuk mengetahui kandungan klorida, kasadahan dan alkalinitas.

) *Conductivity meter* , untuk mengetahui konduktivitas suatu zat yang terlarut dalam air.

Air terdeminerasasi yang dihasilkan unit terdemineralizer juga diuji oleh departemen ini. Parameter yang diuji antara lain pH, konduktivitas dan kandungan silikat (SiO_2). Sedangkan parameter air umpan *boiler* yang dianalisis antara lain kadar hidrazin, amonia dan ion fosfat.

e. Alat Analisis

Alat Analisis yang digunakan :

-) *Water Content Tester*, untuk menganalisis kadar air dalam produk.
-) *Viskometer Bath*, untuk mengukur viskositas produk keluar reaktor.
-) *Hydrometer*, untuk mengukur *specific gravity*.

6.4 Instrumentasi dan Pengendalian Proses

Dalam pengoperasian dan pengendalian alat-alat proses, diperlukan sistem instrumentasi yang dapat mengukur, mengindikasikan, dan mencatat variabel-variabel proses. Variabel proses itu antara lain temperatur, tekanan, laju alir, dan ketinggian. Pengendalian alat-alat proses dipusatkan di ruang kendali, walaupun dapat pula dilakukan langsung di lapangan. Pengendalian terhadap kualitas bahan baku dan produk dilakukan di laboratorium pabrik.

Sistem pengendalian di pabrik *caprolactam* ini menggunakan *Distributed Control System* (DCS). Sistem ini mempergunakan komputer mikroprosesor yang membagi aplikasi besar menjadi sub-sub yang lebih kecil. Data yang diperoleh dari elemen-elemen sensor diolah dan disimpan. Pengendalian dilakukan dalam *Programmable Logic Controller* dengan cara mengubah data-

data tersebut menjadi sinyal elektrik untuk pembukaan atau penutupan *valve-valve*. Untuk melakukan perhitungan matematis yang rumit dan kompleks dibutuhkan *Supervisor Control System (SCS)*.

Beberapa kemampuan yang dimiliki oleh SCS adalah :

1. Kalkulasi termodinamik.
2. Prediksi sifat/komposisi produk dan kontrol.
3. Menyimpan data dalam jangka waktu yang panjang.

Keempat tingkatan ini diperlihatkan pada Tabel 6.6.

Tabel 6.6.Tingkatan Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian.

Tingkatan	Fungsi
1. <i>Regulatory and Sequential Control</i>	Memantau, mengendalikan, dan mengatur berbagai aktuator dan perangkat lapangan yang berhubungan langsung dengan proses.
2. <i>Supervisory Control System</i>	- Mengkoordinasikan kegiatan satu atau lebih DCS - Menyediakan <i>plantwide summary</i> dan <i>plantwide process overview</i> .
4. Sistem informasi yang dibutuhkan oleh <i>Local Plant Management</i>	Pengaturan operasi hari ke hari, seperti penjadwalan produk, pemantauan operasi, laboratorium jaminan kualitas, akumulasi data produksi – biaya, dan <i>tracking shipment</i> .
4. <i>Management Information System</i>	Mengkoordinasikan informasi keuangan, penjualan, dan pengembangan produk pada tingkat perusahaan.

Pengendalian terhadap variabel proses dilakukan dengan sistem pengendali elektronik. Variabel-variabel yang dikendalikan berupa temperatur, tekanan, laju alir dan level cairan.

VII. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

7.1 Lokasi Pabrik

Lokasi perusahaan merupakan hal yang penting dalam menentukan kelancaran usaha. Kesalahan pemilihan lokasi pabrik dapat menyebabkan biaya produksi menjadi mahal sehingga tidak ekonomis. Hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi suatu pabrik meliputi biaya operasional, ketersediaan bahan baku dan penunjang, sarana dan prasarana, dampak sosial, dan studi lingkungan. Lokasi yang dipilih untuk pendirian Pabrik Fruktosa adalah di Provinsi Lampung, Kabupaten Tulang Bawang Barat. Pertimbangan alasan pemilihan lokasi ini antara lain :

1. Bahan Baku

Jumlah produksi singkong di Provinsi Lampung sejumlah 261.237 ton/ha. Ini menunjukkan pasokan singkong dapat memenuhi dari jumlah kebutuhan bahan baku yang diperlukan. Pasokan ini berasal dari beberapa daerah di Propinsi Lampung, seperti: Lampung Selatan, Tulang Bawang Barat, dan lain-lain.

2. Persediaan air

Kebutuhan air di Pabrik Fruktosa disuplai dari air sungai yang terlebih dahulu diproses di unit pengolahan air agar layak pakai. Air sungai tersebut

digunakan sebagai air proses, air pendingin, dan air sanitasi. Sungai yang mengalir di daerah ini adalah Sungai Tulang Bawang, yang memiliki debit aliran sebesar $216 \text{ m}^3/\text{s}$ (Atlas Lampung, 1999) dengan panjang 256 km dan daerah aliran sungai 1.270 km^2 .

3. Tenaga Kerja

Sama halnya dengan pabrik gula pada umumnya, Pabrik Fruktosa ini membutuhkan tenaga kerja yang cukup banyak. Tenaga kerja dapat direkrut dari penduduk sekitar.

4. Fasilitas Transportasi

Lampung merupakan wilayah yang strategis karena terletak di Sumatera bagian paling selatan dan merupakan wilayah pelabuhan (berbatasan dengan Selat Sunda). Sehingga berdekatan dengan kawasan industri Jabodetabek, yang merupakan pusat pengembangan industri nasional. Hal ini merupakan peluang yang menjanjikan bagi Lampung untuk memperluas jaringan pemasaran dan perdagangan antar-pulau/kota. Lokasi pabrik direncanakan pula dekat dengan jalan raya. Hal ini memudahkan dalam proses distribusi bahan baku maupun produk.

7.2 Tata Letak Pabrik

Dalam menempatkan peralatan pabrik, tata letak alat proses, penyimpanan bahan baku dan produk atau gudang, transportasi, laboratorium, kantor harus di susun sedemikian rupa sehingga diperoleh koordinasi kerja yang efisien. Beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam menata pabrik agar efisien antara lain :

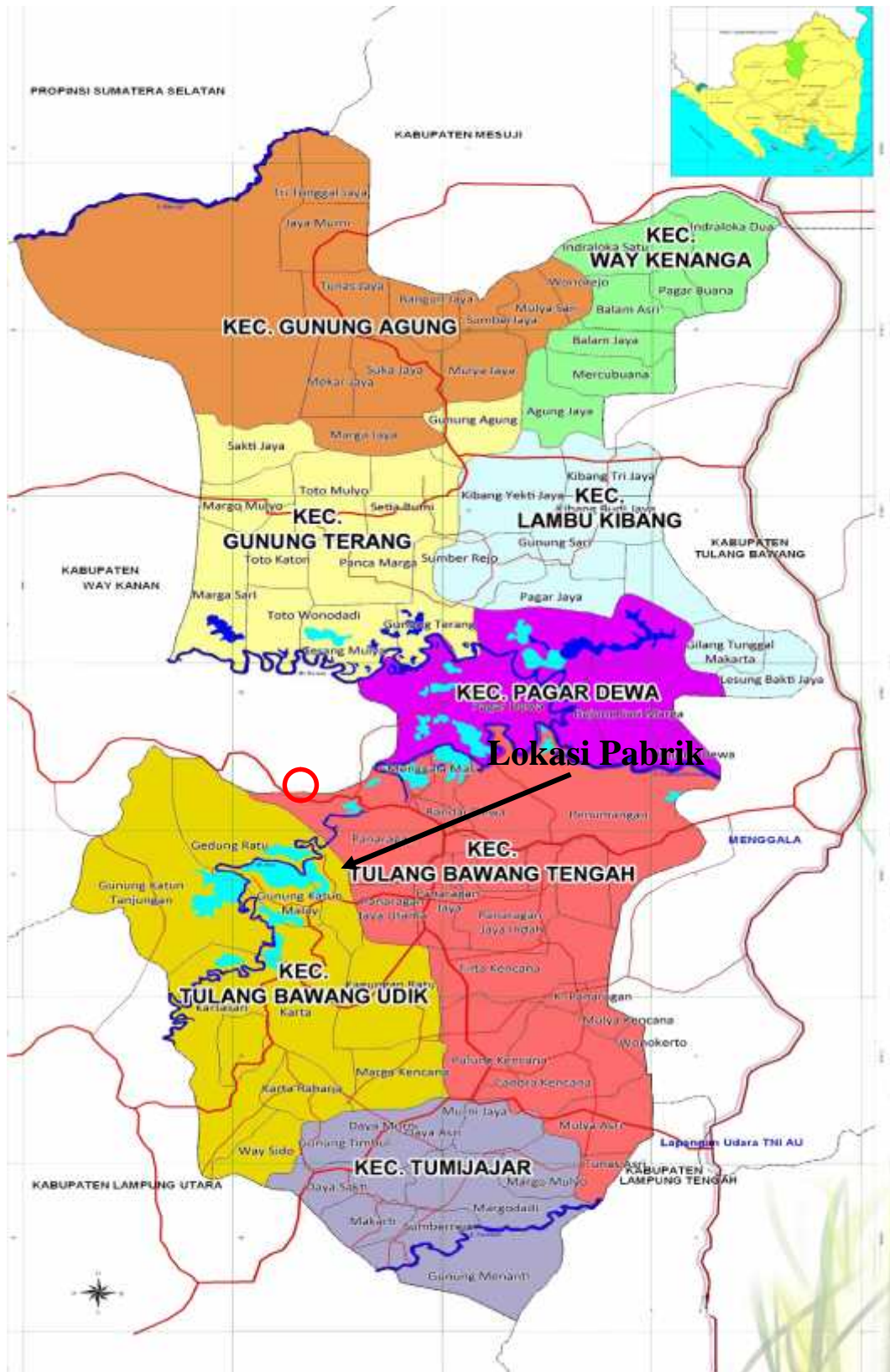
- a. Pemilihan lokasi memungkinkan untuk melakukan perluasan pabrik di masa yang akan datang.
- b. Distribusi utilitas yang tepat dan efisien
- c. Tata letak alat-alat pabrik disusun secara sistematis sehingga pengoperasian, pengawasan dan perbaikan mudah dilakukan.
- d. Buangan proses tidak mengganggu operasi pabrik dan masyarakat sekitarnya.
- e. Aspek keselamatan kerja yang lebih terjamin.
- f. Aspek estetika yang disesuaikan dengan lingkungan yang ada.

7.3 Prakiraan Area Lingkungan

Berdasarkan faktor-faktor yang telah diuraikan sebelumnya, maka direncanakan luas pabrik yang akan didirikan memerlukan luas lahan sebagai berikut :

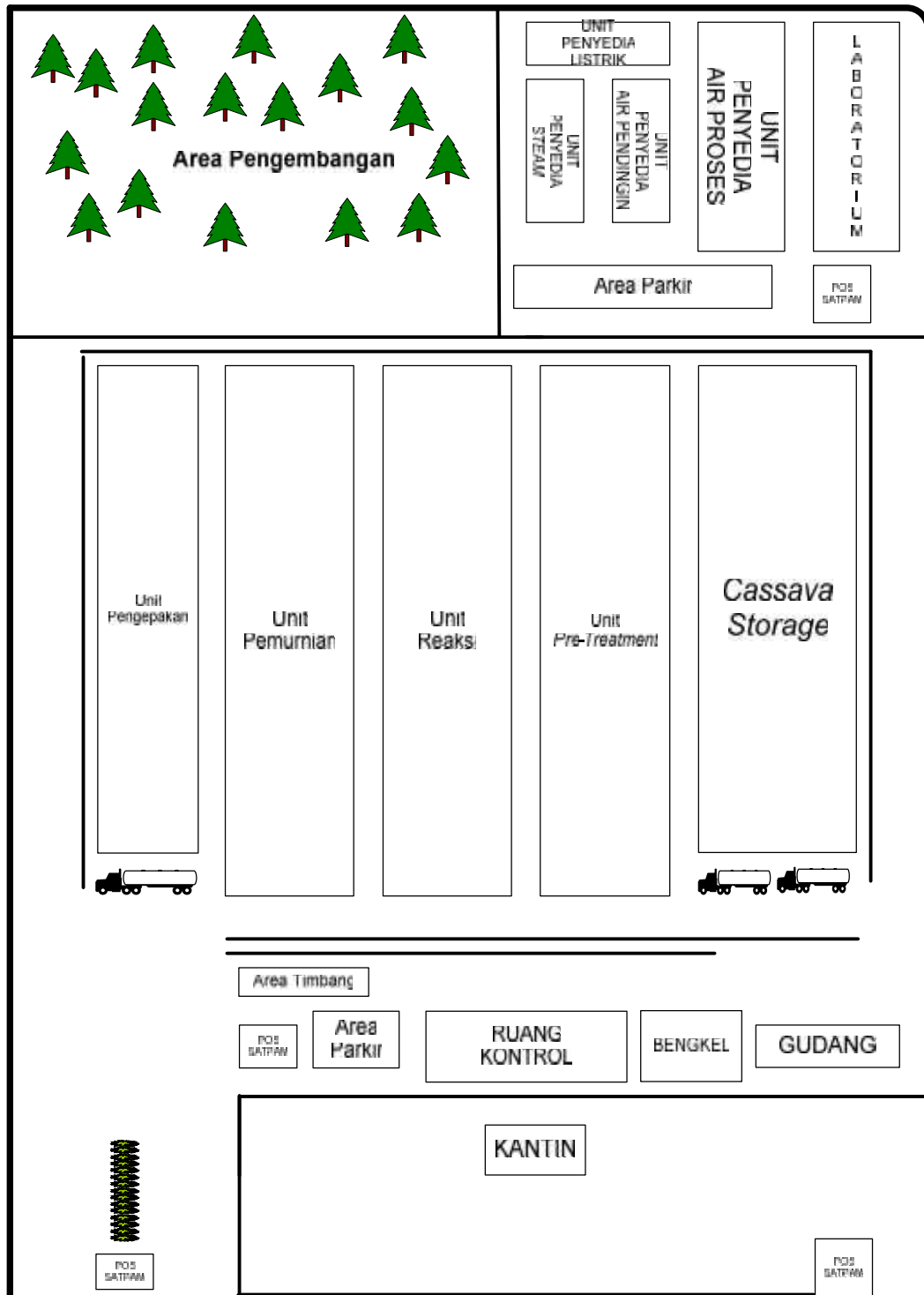
- a. Area pabrik 3,0 ha
- b. Area tanah untuk fasilitas penunjang 0,5 ha
- c. Area tanah untuk perluasan pabrik 0,5 ha

Untuk lebih jelasnya mengenai lokasi dan tata letak pabrik serta peralatan dapat di lihat pada gambar 7.1, 7.2, dan 7.3 sebagai berikut :




(Sumber: <http://www.maps.google.com>, diakses 5 Mei 2015)

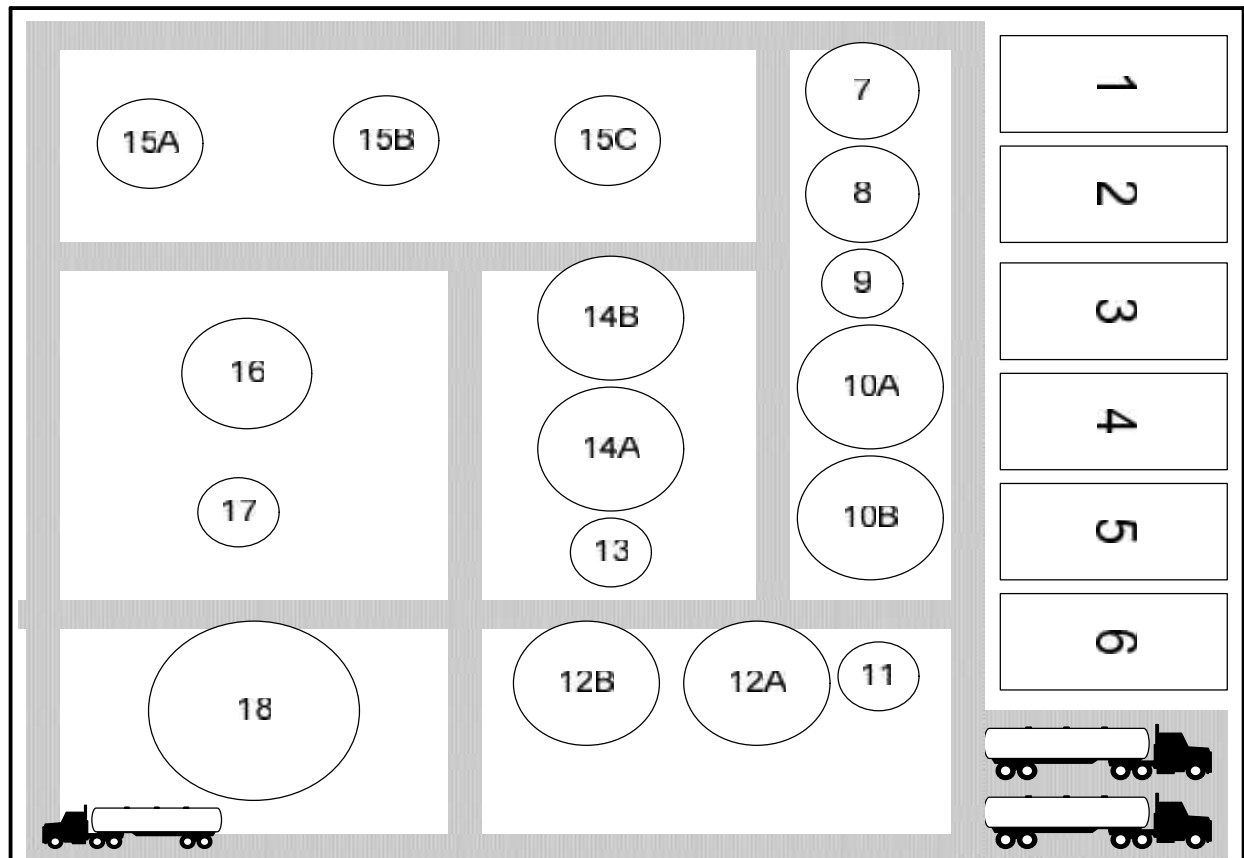
Gambar 7.1. Lokasi Pabrik Sirup Fruktosa



Gambar 7.2. Tata Letak Pabrik

Keterangan:

 = Hydrant



Gambar 7.3. Tata Letak Alat Proses

Keterangan:

1. Tangki Penyimpanan E.A.Amilase (ST-101)
2. Tangki Penyimpanan E.Gluukoamilase (ST-102)
3. Tangki Penyimpanan E.Gluukoisomerase (ST-103)
4. Tangki Penyimpanan HCL (ST-104)
5. Tangki Penyimpanan NaOH (ST-105)
6. Tangki Penyimpanan Tapioka (ST-106)
7. Tangki Pencampuran (TP-101)
8. Tangki Gelatinasi (TG-101)
9. *Cooler* (CL-101)
10. Reaktor Likuifikasi (RE-201)

11. *Cooler* (CL-201)
12. Reaktor Sakarifikasi (RE-301)
13. *Centrifuge* (CE-301)
14. Reaktor Isomerisasi (RE-401)
15. *Adsorber* (AD-501)
16. *Evaporator* (EV-501)
17. *Cooler* (CO-501)
18. *Storage Tank* (ST-601)

VIII. SISTEM MANAJEMEN DAN ORGANISASI PERUSAHAAN

8.1 Bentuk Perusahaan

Perusahaan adalah suatu unit kegiatan ekonomi yang diorganisasikan dan dioperasikan untuk menyediakan barang dan jasa bagi konsumen agar memperoleh keuntungan. Sistem pengelolaan (manajemen) organisasi perusahaan bertugas untuk mengatur, merencanakan, melaksanakan dan mengendalikan perusahaan dengan efektif dan efisien. Selain itu, untuk mendapatkan profit yang optimal juga harus didukung oleh pembagian tugas dan wewenang yang jelas dari setiap personil yang terlibat dalam perusahaan. Oleh karena itu untuk kelancaran jalannya perusahaan diperlukan pemilihan bentuk dan sistem manajemen organisasi yang sesuai dengan kapasitas dan tujuan perusahaan.

1. Perusahaan Perseorangan

Perusahaan Perseorangan yaitu badan usaha yang didirikan, dimiliki, dan dimodali oleh satu orang. Pemilik juga bertindak sebagai pemimpin. Pemilik bertanggung jawab penuh atas segala hutang/kewajiban perusahaan dengan seluruh hartanya, baik yang ditanamkan pada perusahaan maupun harta pribadinya.

2. Perusahaan Firma

Perusahaan Firma yaitu badan usaha yang didirikan dan dimiliki oleh beberapa orang dengan memakai satu nama (salah satu anggota atau lain) untuk kepentingan bersama. Semua anggota firma bertindak sebagai pemimpin perusahaan dan bertanggung jawab penuh atas segala kewajiban/hutang firma dengan seluruh hartanya, baik harta yang ditanamkan pada perusahaan maupun harta pribadinya.

3. Perusahaan Komanditer

Perusahaan Komanditer yaitu badan usaha yang didirikan oleh dua orang atau lebih dimana sebagian anggotanya duduk sebagai anggota aktif dan sebagian yang lain sebagai anggota pasif. Anggota aktif yaitu anggota yang bertugas mengurus, mengelola, dan bertanggung jawab atas maju mundurnya perusahaan. Anggota aktif bertanggung jawab penuh atas kewajiban perusahaan dengan seluruh harta bendanya, baik yang ditanamkan pada perusahaan maupun harta pribadinya. Sedangkan anggota pasif yaitu anggota yang hanya berperan memasukkan modalnya ke perusahaan.

4. Perseroan Terbatas (PT)

Perseroan Terbatas yaitu badan usaha yang modalnya didapatkan dari penjualan saham. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT. Setiap pemegang saham memiliki tanggung jawab pada sejumlah modal yang ditanamkan pada perusahaan dan setiap pemegang

saham adalah pemilik perusahaan. Bentuk usaha ini memiliki kapabilitas untuk dapat memiliki, mengatur dan mengolah kekayaannya sendiri serta dapat mengumpulkan modal secara efektif.

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada prarancangan Pabrik Sirup Fruktosa ini adalah Perseroan Terbatas (PT), dengan bidang usahanya adalah produksi Sirup Fruktosa dan berlokasi di Kabupaten Tulang Bawang Barat.

-) Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
-) Lapangan Usaha : Industri Sirup Fruktosa
-) Lokasi Perusahaan : Kabupaten Tulang Bawang Barat, Lampung

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas berdasarkan atas beberapa faktor :

1. Mudah mendapatkan modal 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 para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Lapangan usaha lebih luas karena suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha sehingga kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, manajer beserta *staff*-nya dan karyawan perusahaan.
5. Kepemilikan dapat berganti-ganti dengan jalan memindahkan hak milik dengan cara menjual saham kepada orang lain.

6. Efisiensi dari manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai Dewan Komisaris dan Direktur Utama yang cakap dan berpengalaman.

8.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Struktur organisasi yang sesuai untuk diterapkan pada perusahaan ini adalah sistem *line and staff*, mengingat pabrik ini merupakan perusahaan besar yang mempunyai ruang lingkup serta karyawan yang banyak sehingga membutuhkan staf ahli sebagai pemberi saran dalam bidangnya kepada pemimpin perusahaan.

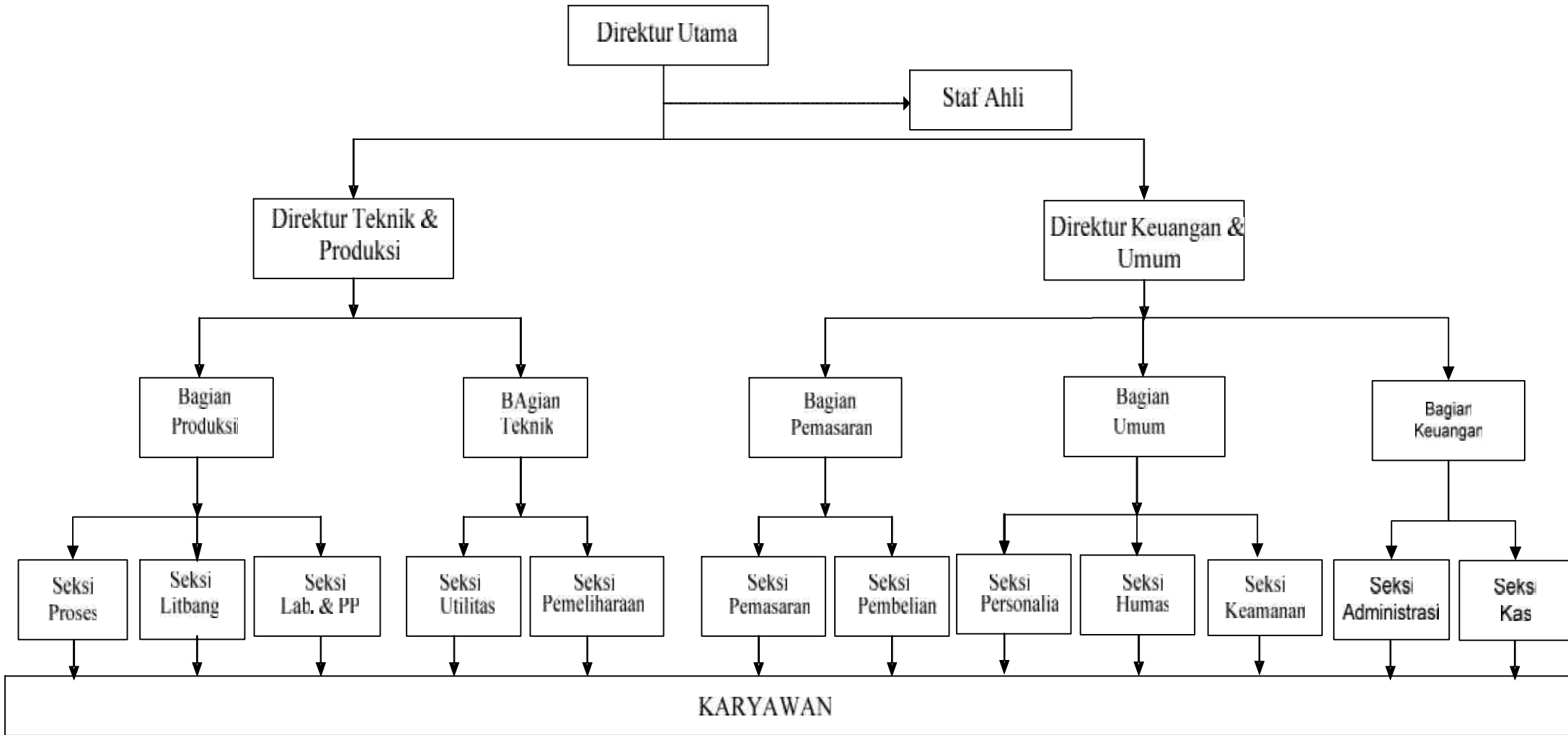
Pada sistem ini, masing-masing jabatan mempunyai tugas dan wewenang yang berbeda sesuai dengan bidangnya. Ada dua kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan *staff* ini, yaitu :

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

Sistem organisasi ini mempunyai kelebihan antara lain:

1. Dapat digunakan dalam organisasi skala besar dengan susunan organisasi yang kompleks dan pembagian tugas yang beragam.
2. Dapat menghasilkan keputusan yang logis dan sehat karena adanya pegawai yang ahli.
3. Lebih mudah dalam pelaksanaan pengawasan dan pertanggungjawaban.
4. Cocok untuk perubahan yang cepat (rasionalisasi dan promosi).
5. Memungkinkan konsentrasi dan loyalitas tinggi terhadap pekerjaan.

Bagan struktur organisasi dapat dilihat pada gambar berikut.



Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan

(Sumber : elearning.gunadarma.ac.id/docmodul/pengantar...umum/Bab_5.pdf)

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris yang dipimpin oleh presiden komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan direktur utama dibantu oleh direktur produksi serta direktur keuangan dan umum, dimana direktur produksi membawahi bagian teknik dan produksi. Sedangkan direktur keuangan dan umum membawahi bagian pemasaran, keuangan dan umum. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dan masing-masing kepala regu akan bertanggung jawab kepada kepala pengawas pada masing-masing seksi.

8.3 Tugas dan Wewenang

Secara khusus badan usaha Perseroan Terbatas diatur dalam Undang-Undang No. 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas (UUPT), yang secara efektif berlaku sejak tanggal 16 Agustus 2007. Adapun tugas dan wewenang dari organ-organ PT adalah :

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang :

- a. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
- b. Mengangkat dan memberhentikan dewan direksi.
- c. Mengesahkan hasil-hasil serta neraca perhitungan untung-rugi tahunan dari perusahaan.

2. Dewan Komisaris

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

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas direktur.
- c. Membantu direktur utama dalam tugas-tugas yang penting.

3. Dewan Direksi

a. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan.

Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan.

Direktur utama membawahi direktur produksi dan direktur keuangan dan umum. Tugas direktur utama antara lain :

- 1) Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
- 2) Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- 3) Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).
- 4) Mengkoordinir kerjasama dengan direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.

b. Direktur

Secara umum tugas direktur adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Direktur yang terdiri dari direktur teknik dan produksi, serta direktur keuangan dan umum bertanggung jawab kepada direktur utama. Tugas direktur teknik dan produksi antara lain :

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

Tugas direktur keuangan dan umum antara lain :

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

c. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. *Staff* ahli bertanggung jawab kepada direktur utama. Tugas dan wewenang *staff* ahli meliputi :

- 1) Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- 2) Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- 3) Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

d. 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 bertanggung jawab kepada direktur sesuai dengan bagiannya masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

1) Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi :

a) Seksi Proses

Tugas seksi proses meliputi :

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

b) Seksi Laboratorium & Pengendalian Proses (PP)

Tugas seksi laboratorium & pengendalian proses yaitu :

- Menangani hal-hal yang dapat membahayakan keselamatan kerja
- Mengurangi potensi bahaya yang ada.
- Mengawasi dan menganalisis mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisis produk.
- Mengawasi kualitas buangan pabrik.

c) Seksi Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Tugas dan wewenang litbang adalah :

- Mempertinggi mutu suatu produk dan mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat.

- Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat untuk pengembangan produksi.
- Mempertinggi efisiensi kerja.

2) Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik antara lain :

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

Kepala bagian teknik membawahi :

a) Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan meliputi :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- Memperbaiki peralatan pabrik.

b) Seksi Utilitas

Tugas seksi utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air, udara dan tenaga listrik.

3) Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi :

a) Seksi Pembelian

Tugas seksi pembelian antara lain :

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

b) Seksi Pemasaran

Tugas seksi pemasaran antara lain :

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

4) Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala Bagian Keuangan membawahi :

a) Seksi Administrasi

Tugas seksi administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

b) Seksi Kas

Tugas Seksi Kas antara lain :

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

5) Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala bagian umum membawahi :

a) Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain :

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

b) Seksi Humas

Tugas Seksi Humas adalah mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar.

c) Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain :

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

6) Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagiannya masing-masing sesuai dengan seksinya.

Karena bahan-bahan yang ada di pabrik diproses secara kimia, maka perusahaan menetapkan dasar bagi rekrutmen operator pabrik dengan modal pendidikan minimum adalah SMA. Karena masing-masing operator harus sudah memiliki bekal pengetahuan ilmu kimia yang baru diajarkan oleh sekolah kepada siswa SMA. Diharapkan dengan bekal ilmu pengetahuan yang sesuai, para karyawan mulai dari tingkat operator mempunyai kesadaran yang

tinggi tentang keselamatan kerja dan mengetahui bahaya dari bahan kimia yang dikelola oleh unit kerjanya.

Status Karyawan dan Sistem Penggajian

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

Menurut status karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut:

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Harian

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

c. Karyawan Borongan

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

8.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Sirup Maltosa direncanakan beroperasi 330 hari selama satu tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shutdown*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam 2 golongan, yaitu :

1) Karyawan Reguler

Karyawan reguler adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan reguler yaitu direktur, *staff* ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan reguler dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dan libur pada hari Sabtu, Minggu dan hari besar, dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

Jam kerja :

- Hari Senin – Jumat : jam 07.00 - 16.00

Jam istirahat :

- Hari Senin – Kamis : jam 12.00 – 12.30
- Hari Jumat : jam 11.30 – 13.00

2) Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* antara lain karyawan unit proses, utilitas, laboratorium, sebagian dari bagian teknis, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut :

Karyawan Produksi dan Teknik :

- *Shift* pagi : jam 07.00 – 16.00
- *Shift* siang : jam 16.00 – 23.00

- *Shift* malam : jam 23.00 – 07.00

Karyawan Keamanan :

- *Shift* pagi : jam 07.00 – 16.00
- *Shift* siang : jam 16.00 – 23.00
- *Shift* malam : jam 23.00 – 07.00

Karyawan *shift* terbagi dalam 4 regu dan dalam sehari terdapat 3 regu bekerja dan 1 regu libur dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Jadwal kerja masing-masing regu ditunjukkan pada tabel berikut.

Tabel 8.1. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

Hari/ Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M

Keterangan :

P = Pagi M = Malam

S = Siang L = Libur

Jadi untuk kelompok kerja *shift* pada hari ke 13, jam kerja *shift* kembali seperti hari pertama, maka waktu siklus selama 13 hari.

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karir para karyawan dalam perusahaan.

8.5 Penggolongan Karyawan dan Jumlah Karyawan

1. Penggolongan Jabatan

Rincian jabatan dan prasyarat yang harus dipenuhi terdapat pada tabel berikut.

Tabel 8.2. Perincian Tingkat Pendidikan

No.	Jabatan	Prasyarat
1.	Direktur Utama	Sarjana Semua Jurusan
2.	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3.	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi Akuntansi
4.	Staff Ahli	Sarjana Teknik/Ekonomi
5.	Sekretaris	Sarjana Muda Sekretaris
6.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Ekonomi
7.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi Manajemen
8.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi Akuntansi
9.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
10.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
11.	Kepala Seksi Personalia	Sarjana Hukum
12.	Kepala Seksi Humas	Sarjana Fisip
13.	Kepala Seksi Keamanan	SMU/Sederajat
14.	Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Ekonomi Manajemen
15.	Kepala Seksi Lab & Pengendalian Proses	Sarjana Teknik Kimia
16.	Kepala Seksi Litbang	Sarjana Teknik Kimia/Kimia Murni

17.	Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi Manajemen
18.	Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Ekonomi Manajemen
19.	Kepala Seksi Kas	Sarjana Ekonomi Akuntansi
20.	Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia
21.	Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
22.	Kepala Seksi Utilitas	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
23.	Karyawan Personalia & Humas	SMU/SMEA/Sederajat
24.	Karyawan Keamanan	SMU/SMP/Sederajat
25.	Karyawan Bagian Pemasaran	SMU/SMEA/Sederajat
26.	Karyawan Bagian Keuangan	SMU/SMEA/Sederajat
27.	Karyawan Bagian Produksi	SMU/STM/Sederajat
28.	Karyawan Bagian Teknik	SMU/STM/Sederajat
	Sopir, Pesuruh, <i>Cleaning</i>	
29.	<i>Service</i>	SMP/Sederajat

2. Perincian Jumlah Karyawan

Perhitungan jumlah karyawan *shift* (operator) dilakukan berdasarkan jumlah dan jenis alat. Perhitungannya ditetapkan menurut *operator requirements for various types of process equipment* (Timmerhaus, 2003). Rincian jumlah karyawan yang bekerja di pabrik Maltosa di tabel berikut:

Tabel 8.3. Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Proses

Alat Proses	Jumlah alat	Koefisien	Operator	Jumlah operator 4 shift
<i>Solid Storage</i>	1	0,0	0	0
<i>Storage</i>	5	0,1	1	5
<i>Mixing Tank</i>	1	0,3	1	4
<i>Gelatination Tank</i>	1	0,2	1	4
<i>Heat Exchanger</i>	3	0,1	1	4
<i>Reactor</i>	6	0,5	1	4
<i>Centrifuge</i>	1	0,5	1	4
<i>Adsorber</i>	3	0,2	1	4
<i>Evaporator</i>	1	0,3	1	4
Pompa Proses	16	0	0	0
Total			8	33

Tabel 8.4. Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat Utilitas

Alat Utilitas	Jumlah alat	Koefisien	Operator	Jumlah operator 4 shift
<i>Cooling Tower</i>	1	1	1	4
<i>Water Treatment</i>	1	2	2	8
<i>Boiler</i>	1	1	1	4
<i>Electricity</i>	1	3	3	12
<i>Water Demin</i>	1	0,5	1	4
<i>Storage Vessel</i>	8	0,2	2	8
Pompa Utilitas	23	0	0	0
Total			10	40

Jumlah Total Operator Alat Proses dan Utilitas = 33 + 40 = 73 orang

Tabel 8.5. Perincian Jumlah Karyawan Berdasarkan Jabatan

No.	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staff Ahli	2
5.	Sekretaris	8
6.	Kepala Bagian Umum	1
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1
8.	Kepala Bagian Keuangan	1
9.	Kepala Bagian Teknik	1
10.	Kepala Bagian Produksi	1
11.	Kepala Seksi Personalia	1
12.	Kepala Seksi Humas	1
13.	Kepala Seksi Keamanan	1
14.	Kepala Seksi Pembelian	1
15.	Kepala Seksi Lab & Pengendalian Proses	1
16.	Kepala Seksi Litbang	1
17.	Kepala Seksi Pemasaran	1
18.	Kepala Seksi Administrasi	1
19.	Kepala Seksi Kas	1
20.	Kepala Seksi Proses	1
21.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
22.	Kepala Seksi Utilitas	1
23.	Karyawan Personalia	3
24.	Karyawan Humas	3
25.	Karyawan Pembelian	3
26.	Karyawan Pemasaran	3
27.	Karyawan Administrasi	3
28.	Karyawan Keamanan	10
29.	Karyawan Kas	3
30.	Karyawan Proses	52

31.	Karyawan Lab & Pengendalian proses	10
32.	Karyawan Pemeliharaan	3
33.	Karyawan Utilitas	40
34.	Karyawan Litbang	3
36.	Sopir	4
37.	Pesuruh	4
38.	<i>Cleaning Service</i>	6
39.	Dokter	2
40.	Paramedis	4
Total		186

3. Penggolongan dan Gaji

Sistem gaji pada perusahaan dibagi menjadi tiga golongan, yaitu :

a. Gaji bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

b. Gaji harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

8.6 Kesejahteraan Karyawan

Salah satu faktor dalam meningkatkan efektifitas kerja pada perusahaan ini adalah kesejahteraan bagi karyawan. Kesejahteraan karyawan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa :

1. Gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
2. Tunjangan
 - a. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
 - b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
 - c. Cuti
 - 1) Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
 - 2) Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
 - d. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.
 - e. Pengobatan
 - 1) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

2) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

f. Jaminan Sosial Tenaga Kerja BPJS (Badan Penyelenggara Jaminan Sosial)

Asuransi tenaga kerja diberikan oleh perusahaan bila karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan Rp. 1.000.000,00 per bulan.

3. Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Dalam prarencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja harus diperhatikan. Kestinambungan suatu perusahaan dipengaruhi oleh keadaan karyawannya. Dengan adanya keselamatan kerja dari suatu perusahaan berarti adanya suatu usaha untuk menciptakan unjuk kerja yang aman, bebas dari kecelakaan, kebakaran, dan hal lain yang membahayakan. Ruang lingkup bagian keselamatan kerja secara umum meliputi:

- a. Mencegah dan mengurangi kecelakaan, kebakaran, bahaya bahan kimia, dan penyakit yang timbul akibat kerja.
- b. Mengamankan alat-alat instalasi, alat-alat produksi, dan bahan-bahan produksi.
- c. Menciptakan lingkungan kerja yang aman dan nyaman.

Jika kecelakaan kerja terjadi, maka hal ini dapat menimbulkan banyak kerugian, baik dari segi ekonomi maupun sosial. Usaha-usaha yang dilakukan untuk menjaga keselamatan kerja para karyawan dan pabrik itu sendiri antara lain:

- a. Membina dan memberikan keterampilan serta latihan keselamatan kerja bagi karyawan.
- b. Mengadakan pengawasan yang ketat bagi proses.
- c. Memberikan sanksi bagi yang melanggar ketertiban.

Pencegahan yang disebabkan oleh kondisi yang berbahaya, diprioritaskan sesuai dengan tingkatan bahaya yang terjadi, menghilangkan sumber bahaya, mengendalikan bahaya, dan memakai pelindung diri. Bahaya kecelakaan yang dapat terjadi pada pabrik metil isobutil keton ini adalah bahaya dari bahan kimia dan bahaya mekanis. Usaha-usaha dapat dilakukan untuk mencegah terjadinya tindakan ataupun kondisi yang membahayakan, namun tentunya harus disertai kesadaran dan disiplin yang tinggi dalam upaya menciptakan keselamatan kerja.

BAB IX

INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI

Suatu pabrik layak didirikan jika telah memenuhi beberapa syarat antara lain keamanan terjamin dan dapat mendatangkan keuntungan. Investasi pabrik merupakan dana atau modal yang dibutuhkan untuk membangun sebuah pabrik yang siap beroperasi termasuk untuk *start up* dan modal kerja. Suatu pabrik yang didirikan tidak hanya berorientasi pada perolehan *profit*, tapi juga berorientasi pada pengembalian modal yang dapat diketahui dengan melakukan uji kelayakan ekonomi pabrik.

9.1 Investasi

Investasi total pabrik merupakan jumlah dari *fixed capital investment*, *working capital investment*, *manufacturing cost* dan *general expenses*.

1. *Fixed Capital Investment* (Modal Tetap)

Fixed Capital Investment merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik secara fisik. FCI terdiri dari biaya langsung (*Direct Cost*) dan biaya tidak langsung (*Indirect Cost*). *Fixed capital investment* pada prarancangan pabrik Sirup Fruktosa ditunjukkan pada Tabel 9.1.

Tabel 9.1. *Fixed Capital Investment*

Jenis Pengeluaran	Biaya
1. <i>Direct Cost</i>	
- <i>Purchased equipment-delivered</i>	Rp 44.613.220.707,41
- <i>Purchased equipment installation</i>	Rp 11.153.305.176,85
- <i>Instrumentation dan controls</i>	Rp 6.691.983.106,11
- <i>Piping</i>	Rp 17.845.288.282,96
- <i>Electrical (installed)</i>	Rp 8.922.644.141,48
- <i>Buildings</i>	Rp 22.306.610.353,70
- <i>Yard improvement</i>	Rp 4.461.322.070,74
- <i>Service facilities</i>	Rp 13.383.966.212,22
- <i>Land</i>	Rp 6.800.000.000,00
	Rp
<i>Total Direct Cost</i>	136.178.340.051,48
2. <i>Indirect Cost</i>	
- <i>Engineering and supervision</i>	Rp 6.808.917.002,57
- <i>Construction expenses</i>	Rp 13.617.834.005,15
- <i>Contractor Fee</i>	Rp 2.723.566.801,03
- <i>Contingencies</i>	Rp 24.512.101.209,27
- <i>Plant start up</i>	Rp 20.426.751.007,72
	Rp
<i>Total Indirect Cost</i>	68.089.170.025,74
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	Rp 204.267.510.077,22
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	Rp 68.089.170.025,74
<i>Total Cost Investment (TCI)</i>	Rp 272.356.680.102,96

2. *Working Capital Investment* (Modal Kerja)

WCI industri terdiri dari jumlah total uang yang diinvestasikan untuk *stock* bahan baku dan persediaan; *stock* produk akhir dan produk semi akhir dalam proses yang sedang dibuat; uang diterima (*account receivable*); uang tunai untuk pembayaran bulanan biaya operasi, seperti gaji, dan upah; uang terbayar (*account payable*); dan pajak terbayar (*taxes payable*). WCI untuk prarancangan pabrik Sirup Fruktosa adalah Rp. **68.089.170.025,74**.

3. *Manufacturing Cost* (Biaya Produksi)

Modal digunakan untuk biaya produksi, yang terbagi menjadi tiga macam yaitu biaya produksi langsung, biaya tetap dan biaya tidak langsung. Biaya produksi langsung adalah biaya yang digunakan untuk pembiayaan langsung suatu proses, seperti bahan baku, buruh dan *supervisor*, perawatan dan lain-lain. Biaya tetap adalah biaya yang tetap dikeluarkan baik pada saat pabrik memproduksi maupun tidak, biaya ini meliputi depresiasi, pajak dan asuransi. Biaya tidak langsung adalah biaya yang dikeluarkan untuk mendanai hal-hal yang secara tidak langsung membantu proses produksi. Biaya produksi untuk pabrik Sirup Fruktosa ditunjukkan pada Tabel 9.2.

Tabel 9.2. *Manufacturing Cost*

<i>MANUFACTURING COST</i>	
1. <i>Direct manufacturing cost</i>	
- <i>Raw Material</i>	Rp.170.299.672.875,33
- <i>Utilitas</i>	Rp.33.558.193.550,64
- <i>Maintenance and repair cost</i>	Rp.16.341.400.806,18
- <i>Operating labor</i>	Rp.125.605.943.381,40
- <i>Direct Supervisory</i>	Rp.18.840.891.507,21
- <i>Operating supplies</i>	Rp.2.451.210.120,93
- <i>Laboratory charges</i>	Rp.12.560.594.338,14
Total <i>Direct manufacturing cost</i>	Rp.379.657.906.579,82
2. <i>Fixed Charges</i>	
- <i>Depreciation</i>	Rp.41.522.700.326,06
- <i>Local Taxes</i>	Rp.4.085.350.201,54
- <i>Insurance</i>	Rp.1.225.605.060,46
Total <i>Fixed Charges</i>	Rp.46.833.655.588,06
3. <i>Plant Overhead Cost (POC)</i>	Rp.31.806.359.166,02
Total <i>Manufacturing cost</i>	Rp.458.297.921.333,90

4. *General Expenses* (Biaya Umum)

Selain biaya produksi, ada juga biaya umum yang meliputi administrasi, *sales expenses*, penelitian dan *finance*. Besarnya *general expenses* pabrik Sirup Fruktosa ditunjukkan pada Tabel 9.3.

Tabel 9.3. *General Expenses*

<i>General Expenses:</i>	
<i>Administrative Cost</i>	Rp.12.172.000.000,00
<i>Roi Distribution and Selling Cost</i>	Rp.94.204.457.536,05
<i>Research and Development Cost</i>	Rp.18.840.891.507,21
<i>Financing (interest)</i>	Rp.13.617.834.005,15
<i>Total General Expenses</i>	Rp.138.835.183.048,41

5. *Total Production Cost* (TPC)

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{manufacturing cost} + \text{general expenses} \\ &= \mathbf{Rp.597.133.104.382,31} \end{aligned}$$

9.2 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi atau uji kelayakan ekonomi pabrik Sirup Fruktosa dilakukan dengan menghitung *return on investment* (ROI), *payout time* (POT), *break even point* (BEP), *shut down point* (SDP), dan *cash flow* pabrik yang dihitung dengan menggunakan metode *discounted cash flow* (DCF).

1. *Return On Investment* (ROI)

Return On Investment merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh per tahun didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap

yang diinvestasikan (Peters&Timmerhaus, 1991 : 298). Laba pabrik sebelum pajak adalah Rp. 271125515405,80 Laba pabrik setelah pajak adalah Rp. 216900412324,64 Pada perhitungan ROI, laba yang diperoleh adalah laba sebelum pajak. Nilai ROI_b adalah 39,82 % dan ROI_a adalah 31,85 %.

2. *Pay Out Time* (POT)

Pay out time merupakan waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang diinvestasikan atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah dengan penyusutan dan dihitung dengan menggunakan metode linier (Timmerhaus, hal 309). Waktu pengembalian modal Pabrik Sirup Fruktosa adalah 0,86 tahun. Angka 0,86 tahun menunjukkan lamanya pabrik dapat mengembalikan modal dimulai sejak pabrik beroperasi.

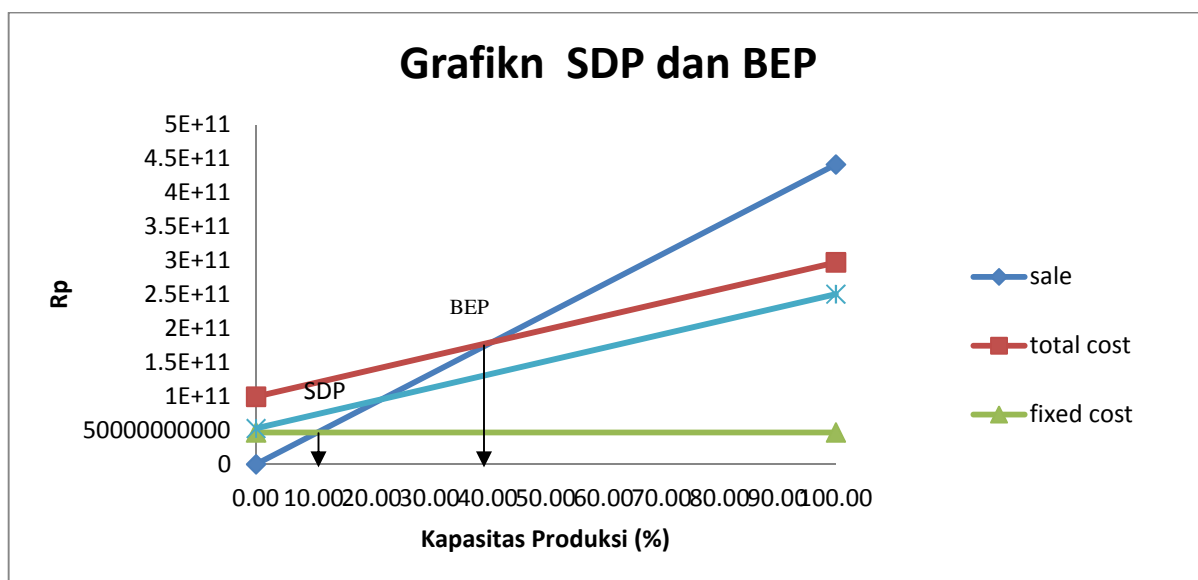
3. *Break Even Point* (BEP)

BEP adalah titik yang menunjukkan jumlah biaya produksi sama dengan jumlah pendapatan. Nilai BEP pada prarancangan pabrik Sirup Fruktosa ini adalah 39,99%. Nilai BEP tersebut menunjukkan pada saat pabrik beroperasi 39,99% dari kapasitas maksimum pabrik 100 %, maka pendapatan perusahaan yang masuk sama dengan biaya produksi yang digunakan untuk menghasilkan produk sebesar 39,99 % tersebut.

4. *Shut Down Point* (SDP)

Shut down point adalah suatu titik dimana pada kondisi tersebut jika proses dijalankan maka perusahaan akan mengalami kerugian sebesar *fixed cost* sehingga pabrik lebih baik tutup daripada beroperasi. Nilai SDP pada

prarancangan pabrik Sirup Fruktosa ini adalah 28,29 %, jadi pabrik Sirup Fruktosa akan mengalami kerugian jika beroperasi di bawah 28,29 % dari kapasitas produksi total. Grafik BEP, SDP ditunjukkan pada Gambar 9.1.



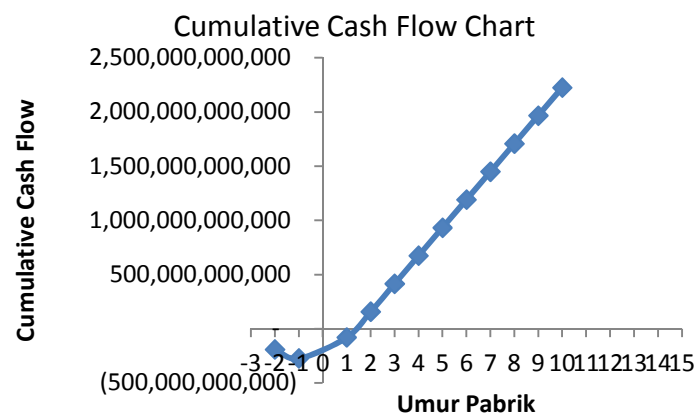
Gambar 9.1. Kurva *Break Even Point* dan *Shut Down Point*

9.3 Angsuran Pinjaman

Angsuran pembayaran pinjaman tiap tahun ditunjukkan pada Tabel *Discounted Cash Flow* (Lampiran E).

9.4 *Discounted Cash Flow* (DCF)

Metode *discounted cash flow* merupakan analisis kelayakan ekonomi yang berdasarkan aliran uang masuk selama masa usia ekonomi pabrik. Periode pengembalian modal secara *discounted cash flow* ditunjukkan pada Tabel E.10. dan Gambar E.2. *Payout time* pabrik Sirup Fruktosa adalah 0,86 tahun dan *internal rate of return* pabrik Sirup Fruktosa adalah 87%.



Gambar 9.2. Kurva *Cummulative Cash Flow* metode DCF

(Referensi : Biegler Lorenz T,1997)

Hasil evaluasi atau uji kelayakan ekonomi pabrik Sirup Fruktosa disajikan dalam Tabel 9.4.

Tabel 9.4. Hasil uji kelayakan ekonomi

No.	Analisa Kelayakan	Persentase (%)	Batasan	Keterangan
1.	ROI	31,85 %	Min. 15 %	Layak
2.	POT	0,86	Maks. 5 tahun	Layak
3.	BEP	39,99 %	Maks. 60%	Layak
4.	SDP	28,29 %	Maks. 30%	Layak
5.	DCF	87 %	Min. 15 %	Layak

X. SIMPULAN DAN SARAN

10.1 Simpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik Fruktosa dari Tapioka dengan kapasitas 33.000 ton/tahun dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. *Percent Return on Investment* (ROI) sesudah pajak sebesar 39,82 %.
2. *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak 0,86 tahun.
3. *Break Even Point* (BEP) sebesar 39,99 % dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 28,29 %, yakni batasan kapasitas produksi sehingga pabrik harus berhenti berproduksi karena merugi.
4. *Interest Rate of Return* (IRR) sebesar 87 %, lebih besar dari suku bunga bank saat ini, sehingga investor akan lebih memilih untuk menanamkan modalnya ke pabrik ini daripada ke bank.

10.2 Saran

Berdasarkan pertimbangan hasil analisis ekonomi di atas, maka dapat diambil kesimpulan bahwa Prarancangan Pabrik Fruktosa dari Tepung Tapioka dengan kapasitas 33.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dari segi proses maupun ekonominya.

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik, 2015, *Statistic Indonesia*, www.bps.go.id, Indonesia.
- Badger, P.C., 2002, *Ethanol from Cellulose: A General Review in Trends in New Crops and New Uses*, ASHS Press, Alexandria.
- Brown.G.George., 1950, *Unit Operation 6^{ed}*, Wiley&Sons, USA.
- Brownell.L.E. and Young.E.H., 1959, *Process Equipment Design 3^{ed}*, John Wiley & Sons, New York.
- Chemical Engineering Magazine, Ed. February 2015.
- Coulson.J.M. and Ricardson.J.F., 1983, *Chemical Engineering vol 6*, Pergamon Press Inc, New York.
- Fogler.A.H.Scott, 1999, *Elements of Chemical Reaction Engineering*, Prentice Hall International Inc, New Jersey.
- Geankoplis.Christie.J., 1993, *Transport Processes and unit Operation 3th^{ed}*, Allyn & Bacon Inc, New Jersey.
- Himmeblau.David., 1996, *Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering*, Prentice Hall Inc, New Jersey.
- Jayanti, R.T., 2011, *Pengaruh pH, Suhu Hidrolisis Enzim -Amilase dan Konsentrasi Ragi Roti untuk Produksi Etanol Menggunakan Pati Bekatul*, Universitas Sebelas Maret, Surakarta.
- Judoamidjojo, M., 1992, *Teknologi Fermentasi*, Rajawali Perss Jakarta, Jakarta.
- Kern.D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Kimball, John W., 1983, *Biology*, Addison-Wesley, Reading.
- Kirk, R.E and Othmer, D.F., 2006, *Encyclopedia of Chemical Technologi. 4nd ed.*, vol. 17., John Wiley and Sons Inc., New York.
- Levenspiel.O., 1972, *Chemical Reaction Engineering 2nd edition*, John Wiley and Sons Inc, New York.

- Lestari, P., Darwis, A.A., Syamsu, K., Richana, N., dan Damardjati, D.S., 2001, *Analisis Gula Reduksi Hasil Hidrolisis Enzimatis Pati Ubi Kayu oleh Enzim Amilase Dari Bacillus Stearothermophilus TII-12*, Mikrobiologi Indonesia. Indonesia.
- Lugraha, A., 2008, *Pemanfaatan Sukun (Artocarpus Altilis) sebagai Bahan Baku Pembuatan Gula Rendah Kalori Secara Enzimatis Menggunakan Enzim β -Amilase dari Kecambah Kacang Hiju*, Undip, Semarang.
- Manurung, A., 1996, *Profil Aktivitas dan Stabilitas Enzim Alpha-amilase yang Dihasilkan oleh Asperfillus Oryzae*, Universitas Sinta UKDW, Jogjakarta.
- McCabe.W.L. and Smith.J.C., 1985, *Operasi Teknik Kimia*, Erlangga, Jakarta.
- Megyesy.E.F., 1983, *Pressure Vessel Handbook*, Pressure Vessel Handbook Publishing Inc, USA.
- Perry.R.H. and Green.D., 1997, *Perry's Chemical Engineer Handbook 7th^{ed}*, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peter.M.S. and Timmerhause.K.D., 1991, *Plant Design an Economic for Chemical Engineering 3^{ed}*, McGraww-Hill Book Company, New York.
- Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, Mc Graw Hill Book Company, New York.
- Reid, C., Ed.4th, 1987, hal. 155, Tabel 6.1 Handbook of Physical-Chemical Properties and Environmental
- Scheper, T. and Kamnerdpetch, C., 2007, *An Improvement of Potato Pulp Protein Hydrolyzation Process by The Combination of Protease Enzyme Systems*, Enzyme Microb Technol, USA.
- Shi, Y., Wang, D., Bean, S., McLaren, J., Seib, P., Madl, R., Tuinstra, M., Lenz, M., Wu, X., and Zhao, R., 2008, *Grain Sorghum Is A Viable Feedstock for Ethanol Production*. J Ind Microbiol Biotechnol. China.
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 3^{ed}*, McGraww-Hill Inc, New York.
- Taherzadeh, M. J., and Karimi, K., 2007, *Process for Ethanol from Lignocellulosic Materials: Acid-Based Hydrolysis Process*. BioResources, USA.
- Tjokroadikoesoemo, P.S. 1986. HFS dan Industri Ubi Kayu Lainnya. PT Gramedia, Jakarta.

Treyball.R.E., 1983, *Mass Transfer Operation 3^{ed}*, McGraw-Hill Book Company, New York.

Triyono, A., 2008, *Mempelajari Pengaruh Katalis Asam dan Enzim dalam Proses Hidrolisi Pati*, Universitas Diponegoro, Semarang.

Uhlig, 1998, *Enzymes in Food and Beverage Processing*, New York

Ulmann, 2007. *Ulmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, VCH Verlagsgesell Scahft, Wanheim, Germany.

Ulrich.G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley & Sons Inc, New York.

US Patent No. 4780149 A. *Treating gelatinized starch with beta-amylase, then alpha-amylase*. United States Patent Office, USA.

Wahyu, 2010, *Proses Pengolahan Air*, www.zeofilt.wordpress.com, Indonesia

Wallas. S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, Butterworth Publishers, Stoneham USA.

Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, Mc Graw Hill Book Co., New York.

http://www.alibaba.com/Fruit-Vegetable-Processing-Machines_pid100006961,
5 Maret 2015.

<http://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi/Default.aspx>, 4 Maret
2015.

<https://www.bps.go.id/index.php/publikasi/343>

<http://www.djarumbeasiswaplus.org/artikel/content/22/Pemanfaatan-Pati-Manihot-Utilissima-sebagai-Bahan-Baku-Edible-Film/>

<http://www.indotara.co.id/product/416/cg-wheel-loader>, 4 Maret 2015.

<http://www.kemenkeu.go.id/sites/default/NK%20RAPBN%202015%20web.pdf>,
4 Maret 2016.

<http://www.litbang.deptan.go.id/download/one/104/>, 8 Agustus 2015.

<http://www.matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html>, 5 Maret 2015.

<http://produk.halal.or.id/?p=189>

[http:// www.purolie.com](http://www.purolie.com)

<http://www.scribd.com/doc/60296368/18/Kandungan-Nutrisi-pada-Tepung-Tapioka>

<https://www.scribd.com/doc/201120646/Perusahaan-Pengolahan-Ubikayu>

www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0168165600003540

<http://sisni.bsn.go.id/>