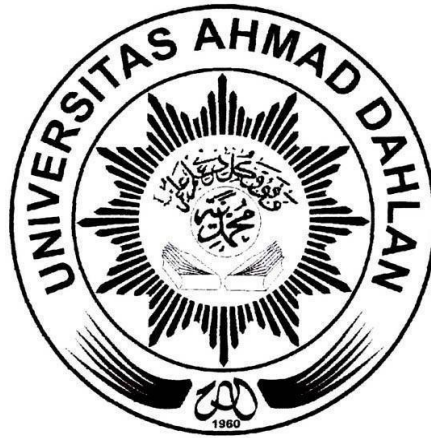


PRA-RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PATI TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIMATIS KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN

Laporan Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat
untuk mendapatkan gelar sarjana



Disusun Oleh :

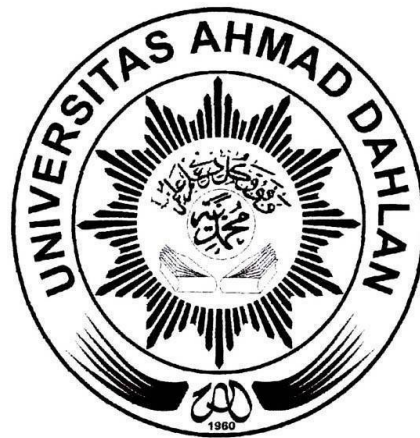
Yolanda Waldatul Marwa (2000020058)

Irene Enjeli Purba (2000020081)

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN
YOGYAKARTA**

2024

**PRE-DESIGNED GLUCOSE SYRUP PLANT FROM
TAPIOCA STARCH WITH ENZYMATIC HYDROLYSIS
PROCESS WITH A CAPACITY OF 130.000 TON/YEAR**



Composed By:

Yolanda Waldatul Marwa (2000020058)

Irene Enjeli Purba (2000020081)

**CHEMICAL ENGINEERING STUDY PROGRAM
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
AHMAD DAHLAN UNIVERSITY
YOGYAKARTA**

2024

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI

**PRA-RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PATI TAPIOKA
DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIMATIS KAPASITAS 130.000
TON/TAHUN**

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh :

Yolanda Waldatul Marwa (2000020058)

Irene Enjeli Purba (2000020081)



Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan

dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat gelar sarjana.

Dosen Pembimbing

(Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM)

NIPM. 197112111996010110730128

HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI

**PRA-RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PATI TAPIOKA
DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIMATIS KAPASITAS 130.000
TON/TAHUN**

Disusun oleh:

Yolanda Waldatul Marwa (2000020058)

Irene Enjeli Purba (2000020081)

**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji
Pada tanggal 19 Maret 2024 dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

Susunan Dewan Penguji:

Ketua : Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM
Anggota : 1. Maryudi, S.T., M.T., Ph.D., IPM
2. Prof. Dr. Ir. Zahrul Mufrodi, S.T., M.T., IPM



Yogyakarta, 19 Maret 2024

**Dekan Fakultas Teknologi Industri
Universitas Ahmad Dahlan**



(Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T.)

NIPM 196608121996010110784324

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : 1. Yolanda Waldatul Marwa (2000020058)
2. Irene Enjeli Purba (2000020081)
Program Studi : Teknik Kimia
Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa skripsi yang kami tulis ini dengan judul Pra-Rancangan Pabrik Sirup Glukosa Dari Pati Tapioka Dengan Proses Hidrolisis Enzimatis Kapasitas 130.000 Ton/Tahun benar-benar merupakan hasil karya sendiri, bukan merupakan pengambilan tulisan atau pikiran orang lain yang kami akui sebagai hasil tulisan atau pikiran kami sendiri.

Apabila dikemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan skripsi ini hasil karya jiplakan, maka kami bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Yogyakarta, 06 Maret 2024

Yang membuat pernyataan



(Yolanda Waldatul Marwa)



(Irene Enjeli Purba)

HALAMAN PERSEMBAHAN

PENULIS 1

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Alhamdulillahirabbil'alamin, segala puji dan syukur kepada Allah SWT atas rahmat, karunia serta hidayah-Nya yang telah memberikan kesempatan, kesabaran, kesehatan, kekuatan dan kelancaran dalam menyelesaikan skripsi ini. Shalawat dan salam selalu tercurahkan kepada Nabi Muhammad SAW serta kepada keluarganya sahabatnya, dan semoga kita mendapat syafa'atnya di hari akhir kelak. Tak terhingga pula terima kasih saya ucapkan kepada bapak Dedi Suhendi dan mamah Atun Rohmatun, yang telah memberikan cinta, dukungan, dan doa tiada henti sepanjang perjalanan hidup dan studi saya. Kalian adalah sumber inspirasi dan kekuatan yang tak tergantikan bagiku.

Tak lupa juga kepada parnert saya Irene yang sudah sabar berjuang untuk menyelesaikan skripsi ini. Tak lupa kepada Kakak saya tercinta Agna Nur Sofa yang selalu mendukung langkah-langkah saya, serta sahabat-sahabat saya, Yupi Mutiara, Wafa Amalia, Rini Sufia, Imam Mahdi, Mba Aulia, Mas Galih, Zinnia, Adi, idola saya Taeyong NCT dan teman-teman Angkatan 2020 yang selalu memberikan semangat, motivasi, dan support dalam setiap langkah yang saya ambil. Keberadaan kalian selalu menjadi penyejuk dan penguat di saat-saat sulit maupun bahagia.

Ucapan terima kasih saya sampaikan kepada dosen pembimbing Ibu Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM. yang telah memberikan bimbingan, arahan, dan masukan berharga dalam proses penulisan skripsi ini. Ilmu dan wejangan yang diberikan akan selalu menjadi bekal berharga bagi perjalanan hidup dan karier saya ke depan.

Skripsi ini tidaklah hanya sekadar kumpulan kata-kata dan angka-angka, melainkan sebuah perjalanan penuh perjuangan, pengorbanan, dan rintangan yang telah saya lalui dengan penuh keyakinan dan ketabahan. Semua pengalaman ini telah membentuk saya menjadi pribadi yang lebih kuat dan tangguh.

Akhir kata, saya mohon maaf yang sebesar-besarnya atas segala kekurangan dan kesalahan yang terdapat dalam skripsi ini. Semoga skripsi ini dapat diterima dengan baik dan menjadi awal dari perjalanan ilmiah yang lebih berarti dan bermakna di masa depan.

Terima kasih.

HALAMAN PERSEMBAHAN

PENULIS 2

Dengan penuh rasa syukur dan haru, saya Irene Enjeli Purba ingin mengucapkan terima kasih yang mendalam kepada Tuhan Maha Esa atas segala limpahan rahmat, karunia, dan petunjuk-Nya yang telah mengiringi perjalanan panjang penulisan skripsi ini. Tak terhingga pula terima kasih saya ucapkan kepada Bapak Masnur Purba dan mama Lenni Marlina Sitanggang, yang telah memberikan cinta, dukungan, dan doa tiada henti sepanjang perjalanan hidup dan studi saya. Kalian adalah sumber inspirasi dan kekuatan yang tak tergantikan bagiku.

Tak lupa juga kepada parnert saya Yolanda dan sahabat maupun teman saya Debby Haloho, Clarissa, Yohana, Gracia, Nzel, Indah, Uswatun, Aditya, Sekar, Deddy, Ahyar, Amal, Dzaki, Lia, Seila, Selina, Sari, Mariska, Ristika, Alliya, Ara, Zinia, dan teman-teman Angkatan 2020 yang selalu memberikan semangat, motivasi, dan support dalam setiap langkah yang saya ambil. Keberadaan kalian selalu menjadi penyejuk dan penguat di saat-saat sulit maupun bahagia.

Ucapan terima kasih saya sampaikan kepada dosen pembimbing Ibu Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM. yang telah memberikan bimbingan, arahan, dan masukan berharga dalam proses penulisan skripsi ini. Ilmu dan wejangan yang diberikan akan selalu menjadi bekal berharga bagi perjalanan hidup dan karier saya ke depan.

Skripsi ini tidaklah hanya sekadar kumpulan kata-kata dan angka-angka, melainkan sebuah perjalanan penuh perjuangan, pengorbanan, dan rintangan yang telah saya lalui dengan penuh keyakinan dan ketabahan. Semua pengalaman ini telah membentuk saya menjadi pribadi yang lebih kuat dan tangguh.

Akhir kata, saya mohon maaf yang sebesar-besarnya atas segala kekurangan dan kesalahan yang terdapat dalam skripsi ini. Semoga skripsi ini dapat diterima dengan baik dan menjadi awal dari perjalanan ilmiah yang lebih berarti dan bermakna di masa depan.

Terima kasih.

HALAMAN MOTTO

“Tuhanmu tidak meninggalkan engkau dan tidak pula membencimu”

(Q.S; Ad-Duha: 03)

“Aku memang tidak sempurna, tapi Tuhan berkata aku berharga dan layak”

(Irene Enjeli Purba)

“Jangan tinggalkan Tuhan mu dalam urusan pribadi mu, tapi libatkan Tuhan mu dalam setiap langkah mu“

(Irene Enjeli Purba)

“Let God Be With Me and Accompany Me”

(Irene Enjeli Purba)

“Tidak ada kata menyerah dalam hidup ku, kecuali nyawa ku sudah tidak ada di bumi ini”

(Irene Enjeli Purba)

“While you’re diligently taking a step forward, don’t forget to take some time looking up to the sky and see how it always opens for you”

(Lee Taeyong)

“Teruslah berjalan pada jalan yang kamu yakini, peganglah erat tujuan dari perjalanan ini, berusaha mencapai tujuanmu”

(Yolanda Waldatul Marwa)

KATA PENGANTAR

Puji serta rasa syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah memberikan rahmat serta hidayah-Nya kepada kita semua. Tak lupa sholawat beriring salam semoga selalu tercurahkan kepada Nabi besar kita Nabi Muhammad SAW. berkat rahmat serta karunia-Nya kami dapat menyusun dan menyelesaikan naskah tugas akhir dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Sirup Glukosa Dari Pati Tapioka Dengan Proses Hidrolisis Enzimatis Kapasitas 130.000 Ton/Tahun”**. Tugas akhir prarancangan pabrik ini disusun untuk melengkapi salah satu syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia S-1 pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta. Dalam penyusunan naskah ini, penyusun banyak mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung. Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Dr. Muchlas Arkanuddin, M.T. selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
2. Ibu Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
3. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
4. Ibu Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM , selaku dosen pembimbing skripsi atas bimbingannya, saran dan motivasinya.
5. Segenap Dosen dan Karyawan di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
6. Kedua orangtua seluruh keluarga tercinta atas doa, semangat, dan dukungannya, semoga Allah senantiasa melimpahkan Rahmat-Nya.
7. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2020 yang telah memberikan dukungan dan bantuan.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu baik secara moril maupun spiritual.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan naskah ini masih jauh dari kata sempurna dan masih banyak kekurangannya. Oleh karena itu penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan naskah ini. Akhir kata penyusun berharap laporan tugas akhir ini bermanfaat dan memberikan wawasan bagi penyusun khususnya dan bagi pembaca serta semua pihak pada umumnya.

DAFTAR ISI

HALAMAN PERSETUJUAN	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI	iii
HALAMAN PERSEMBAHAN	iv
HALAMAN PERSEMBAHAN	v
HALAMAN MOTTO	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR.....	xii
DAFTAR TABEL	xiii
ABSTRAK.....	xix
BAB I PENDAHULUAN.....	20
I.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	20
I.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	21
I.2.1 Data Impor	21
I.2.2 Kapasitas Pabrik yang sudah berdiri	21
I.3 Pemilihan Lokasi Pabrik	23
I.4 Tinjauan Pustaka.....	26
I.4.1 Dasar Reaksi	26
I.4.2 Pemilihan Proses.....	30
I.4.3 Tinjauan Kinetika	30
I.4.4 Tinjauan Termodinamika	32
BAB II URAIAN PROSES	33
II.1 Tahap Persiapan bahan baku.....	33
II.2 Pencampuran	33
II.3 Hidrolisis	34
II.3.1 Proses Liquifikasi	34
II.3.2 Proses Sakarifikasi	34
II.4 Tahap Permukiman Produk	35
II.5 Diagram Alir Kualitatif	35
BAB III SPESIFIKASI BAHAN	24
III.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	24
III.2 Spesifikasi Bahan Pembantu	25
III.3 Spesifikasi Produk.....	27
BAB IV NERACA MASSA.....	28
IV.1. Neraca Massa Alat.....	28

IV.1.1 Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-01).....	28
IV.1.2 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	28
IV.1.3 Neraca Massa Reaktor (R-02).....	28
IV.1.4 Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF-01).....	29
IV.1.5 Neraca Massa <i>Kation Exchanger</i> (KE-01).....	29
IV.1.6 Neraca Massa <i>Anion Exchanger</i> (AE-01).....	29
IV.1.7 Neraca Massa <i>Evaporator</i> (EV-01).....	30
IV.8 Neraca Massa Total	30
IV.9 Diagram Alir Kuantitatif.....	30
BAB V NERACA PANAS	32
V.1. Neraca Panas Alat	32
V.1.4 Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-01).....	32
V.1.1 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	32
V.1.2 Neraca Panas Reaktor (R-02).....	32
V.1.3 Neraca Panas <i>Evaporator</i> (EV-01).....	32
V.1.5 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01).....	33
V.1.6 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01).....	33
V.1.7 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02).....	33
V.1.8 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-03).....	33
V.1.9 Neraca Panas <i>Condensor</i> (CD-01).....	33
BAB VI SPESIFIKASI ALAT.....	34
VI.1. Tangki Penyimpanan.....	34
VI.2. <i>Mixer</i>	35
VI.3. Reaktor.....	35
VI.4 <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RDVF).....	37
VI.5. <i>Cation Exchanger</i>	37
VI.6 <i>Anion Exchanger</i>	38
VI.7 <i>Evaporator</i>	39
VI.8 <i>Heat Exchanger</i>	40
VI.9 <i>Cooler</i>	40
VI.10. <i>Condesor</i>	41
VI.11. Pompa	42
VI.13 <i>Warehouse</i>	44
VI.14. <i>Belt Conveyor</i>	45
VI.16. <i>Screw Conveyor</i>	45
VI.17. <i>Bin Hopper Enzim Amilase</i>	46
VI.17. <i>Silo</i>	47
BAB VII UTILITAS	48

VII.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	48
VII.1.1 Unit Penyedia Air.....	48
VII.1.2 Unit Pengolahan Air.....	50
VII.1.3 Kebutuhan Air	55
VII.1.4 Unit Pembangkit <i>steam</i>	57
VII.1.5 Unit Pembangkit Listrik	57
VII.1.6 Unit Penyediaan Bahan Bakar	58
VII.1.7 Unit Pengolahan Limbah	58
BAB VIII LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES.....	60
VIII.1. Lokasi Pabrik	60
VIII.2. <i>Layout</i> Pabrik	62
VIII.3 Layout Peralatan	65
BAB IX STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....	67
IX.1 Organisasi Perusahaan.....	67
IX.2 Struktur Organisasi	67
IX.3 Tugas dan Wewenang	70
IX.4. Pembagian Jam Kerja	75
IX. 5 Perincian Tugas dan Keahlian	76
IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	77
IX.6.1. Sistem Kepegawaian.....	77
IX.6.2 Sistem Gaji.....	77
IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	80
IX.8. Manajemen Perusahaan	81
X.1. Dasar Perhitungan	82
X.2 Perhitungan <i>Capital Investment</i>	87
X.3. Perhitungan Biaya Produksi	87
X.4. Analisis Kelayakan	89
X.4.1. Analisis Keuntungan	91
XI. 4.2. Analisis Kelayakan	91
BAB XI KESIMPULAN.....	94
DAFTAR PUSTAKA.....	95
LAMPIRAN.....	97
REAKTOR LIKUIFIKASI (R-01:R-05)	97
A. Tinjauan Kinetika Reaksi	97
B. Menghitung Konstanta Kecepatan Reaksi	97
C. Menghitung CA0	98
D. Optimasi Jumlah Reaktor	98
E. Neraca Massa Reaktor.....	100

F.	Perhitungan Volume Perancangan	100
G.	Menghitung Diameter dan Tinggi Tangki.....	100
H.	Menghitung Tebal <i>Shell</i> dan Tebal <i>Head</i>	101
I.	Menghitung Tinggi Total Reaktor.....	102
J.	Menghitung Dimensi Pengaduk.....	104
K.	Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki Reaktor	105
L.	Menghitung Kecepatan Pengadukan	105
M.	Menghitung Daya Pengadukan.....	105
N.	Neraca Panas Reaktor.....	106
O.	Perancangan Jaket Pendingin	107
	REAKTOR SAKARIFIKASI (R-01:R-05).....	112
A.	Tinjauan Kinetika Reaksi.....	112
B.	Menghitung Konstanta Kecepatan Reaksi	113
C.	Menghitung CAO	113
	EVAPORATOR (EV-01)	128

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Lokasi Pendiri Pabrik di Lampung Selatan	23
Gambar II.1	Diagram Kualitatif	21
Gambar VI.1	Diagram Kuantitatif	23
Gambar VII.1	Skema Pengolahan Air	23
Gambar VIII. 1	<i>Layout</i> Pabrik	64
Gambar VIII. 2	<i>Layout</i> Peralatan Pabrik	66
Gambar IX.1	Bagan Struktur Organisasi	69
Gambar X.1	Perkembangan Harga <i>Indeks</i>	84
Gambar 1.	Desain Reaktor Likuifikasi	111
Gambar 2	Desain Reaktor Sakarifikasi	127

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1 Data Impor Sirup Glukosa di Indonesia	21
Tabel I. 2 Kapasitas Pabrik Sirup Glukosa di Indonesia	22
Tabel I. 3 Pabrik yang Membutuhkan Sirup Glukosa.....	24
Tabel I. 4 Perbandingan Kondisi Operasi Pada Proses Hidrolisis	30
Tabel I. 5 Data Panas Pembentukan	32
Tabel III. 1 Sifat Fisis Bahan baku	25
Tabel III. 2 Sifat fisis bahan pendukung	26
Tabel III. 3 Sifat Fisik Produk	27
Tabel IV. 1 Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-01).....	28
Tabel IV. 2 Neraca Massa Reaktor (R-01)	28
Tabel IV. 3 Neraca Massa Reaktor (R-02)	28
Tabel IV. 4 Neraca Massa RDVF (RDFV-01)	29
Tabel IV. 5 Neraca Massa <i>Cation Exchanger</i> (KE-01)	29
Tabel IV. 6 Neraca Massa <i>Anion Exchanger</i> (AE-01)	29
Tabel IV. 7 Neraca Massa <i>Evaporator</i> (EV-01).....	30
Tabel IV. 8 Neraca Massa Total	30
Tabel V. 1 Tabel V.1 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	32
Tabel V. 2 Neraca Panas Reaktor (R-02).....	32
Tabel V. 3 Neraca Panas <i>Evaporator</i> (EV-01)	32
Tabel V. 4 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	32
Tabel V. 5 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> (HE-01)	33
Tabel V. 6 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01).....	33
Tabel V. 7 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02).....	33
Tabel V. 8 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-03).....	33
Tabel V. 9 Neraca Panas <i>Condensor</i> (CD-01).....	33
Tabel VI. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	34
Tabel VI. 2 Spesifikasi <i>Mixer</i>	35
Tabel VI. 3 Spesifikasi Reaktor	35
Tabel VI. 4 Spesifikasi <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	37
Tabel VI. 5 Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i>	37
Tabel VI. 6 Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i>	38
Tabel VI. 7 Spesifikasi <i>Evaporator</i>	39
Tabel VI. 8 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i>	40

Tabel VI. 9 Spesifikasi <i>Cooler</i>	40
Tabel VI. 10 Spesifikasi <i>Condesor</i>	41
Tabel VI. 11 Spesifikasi Pompa.....	42
Tabel VI. 12 Spesifikasi Pompa.....	43
Tabel VI. 13 Spesifikasi Pompa.....	44
Tabel VI. 14 Spesifikasi Alat <i>Warehouse</i>	44
Tabel VI. 15 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i>	45
Tabel VI. 16 Spesifikasi <i>Bin hopper Enzim Amilase</i>	46
Tabel VI. 17 Spesifikasi Silo	47
Tabel VII. 1Kebutuhan Air Steam	55
Tabel VII. 2 Kebutuhan Air Pendingin.....	55
Tabel VII. 3 Kebutuhan Air Domestik	56
Tabel VII. 4 Kebutuhan Air Kantor	56
Tabel VII. 5 Kebutuhan air sungai.....	56
Tabel IX. 1 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu	76
Tabel IX. 2 Syarat Jabatan Kepegawaian	76
Tabel X. 1Harga Indeks	83
Tabel X. 2 Harga Alat Proses	85
Tabel X. 3 Harga Alat Utilitas	86
Tabel X. 4 <i>Fixed Capital Investment</i>	87
Tabel X. 5 <i>Working Capital Invesment</i>	87
Tabel X. 6 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	88
Tabel X. 7 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	88
Tabel X. 8 Harga bahan baku dan Pendukung.....	88
Tabel X. 9 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	89
Tabel X. 10 <i>General Expense</i>	89
Tabel 1. Data Laju Alir Untuk Masing-Masing Bahan Baku	98
Tabel 2. Optimasi Jumlah Reaktor.....	98
Tabel 3. Batch Scheduling	98
Tabel 4. Neraca Massa Reaktor	100
Tabel 5. Data Kapasitas Panas	106
Tabel 6. Data Kenaikan Suhu Umpan.....	106
Tabel 7. Data Nilai Kenaikan Suhu Produk.....	107
Tabel 8. Neraca Panas Total	107

Tabel 1. Data Laju Alir Untuk Masing-Masing Bahan Baku	113
Tabel 2. Optimasi Jumlah Reaktor.....	114
Tabel 3 <i>Batch Scheduling</i>	115
Tabel 4. Neraca Massa Reaktor	116

DAFTAR LAMBANG

A	= Luas perpindahan panas, ft ² , in ² , m ²
AR	= Luas permukaan dinding reaktor, m ²
a	= Jari-jari dalam reaktor, m
BC	= <i>Belt conveyor</i>
BE	= <i>Bucket elevator</i>
BEP	= <i>Break Event Point</i>
BHP	= <i>Brake Horse Power</i> , Hp
BM	= Berat Molekul, Kg/kmol
C	= Faktor korosi, in
FA	= Konsentrasi zat A, Kmol/L
FAo	= Konsentrasi zat A mula-mula, Kmol/L
FB	= Konsentrasi zat B, Kmol/L
FBo	= Konsentrasi zat B mula-mula, Kmol/L
CD	= <i>Condensor</i>
CL	= <i>Cooler</i>
Cp	= Kapasitas panas, Btu/lb °F, Kkal/Kg °C
D	= Diameter, in, m
DMC	= <i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	= <i>Direct Plant Cost</i>
E	= <i>Efisiensi</i> pengelasan
Ea	= Harga alat dengan kapasitas a
Eb	= Harga alat dengan kapasitas b
EV	= <i>Evaporator</i>
Ex	= Harga alat untuk tahun x
Ey	= Harga alat untuk tahun y
FV	= Kecepatan volumetrik, m ³ /j, L/j
FC	= <i>Flow Controller</i>
FCI	= <i>Fixed Capital Investment</i>
Fa	= <i>Fixed Expense</i>
f	= <i>Allowable stresses</i>
f	= Faktor friksi

GE	= <i>General Expenses</i>
g	= Gravitasi, m ² /s
gpm	= Galon per menit
HE	= <i>Heater</i>
hi	= Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, Btu/j.ft.°F
hio	= Koefisien perpindahan panas, Btu/j.ft.°F
ID	= Diameter dalam, in, m, ft
IMC	= <i>Indirect Manufacturing Cost</i>
J	= Lebar <i>baffle</i> , m,in,ft
L	= Tinggi, m, in, ft
LC	= Level kontrol
Le	= Panjang <i>elbow</i> , ft
LI	= Level Indikator
m	= massa, Kg/j
M	= <i>Mixer</i>
Nre	= <i>Reynold Number</i>
Nt	= Jumlah <i>tube</i>
Nx	= Nilai <i>index</i> tahun x
Ny	= Nilai <i>index</i> tahun y
OD	= Diameter luar, m,in,ft
P	= Tekanan, atm
P	= Power motor, Hp
P-n	= Pompa
PEC	= <i>Purchased Equipment Cost</i>
POT	= <i>Pay Out Time</i>
Q	= Panas, Btu/j, Kkal/j, KJ/j
r	= Jari-jari, m
R	= Reaktor
RC	= <i>Ratio Controller</i>
RDVF	= <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
ROI	= <i>Return Of Investment</i>
Ra	= <i>Regulated Expenses</i>
SDP	= <i>Shut Down Point</i>
Sa	= <i>Sales Expense</i>

Sch	= <i>Shcedule</i>
T	= Suhu
T – n	= Tangki
t	= Waktu, detik, menit, jam
TC	= <i>Temperature Controller</i>
th	= Tebal dinding <i>head</i> , in
ts	= Tebal dinding <i>Shell</i> , in
WC	= <i>Working Capital</i>
X	= Konversi
Zl	= Tinggi cairan, in, m, ft
μ	= Viskositas, Cp
η	= Efisiensi pompa
π	= Jari-jari, in, m, ft
Σ	= Jumlah
ρ	= Densitas, Kg/m ³
ΔP	= <i>Pressure drop</i> , psi
ΔT	= Beda suhu

ABSTRAK

Sirup Glukosa adalah jenis gula yang termasuk kedalam monosakarida dengan rumus molekul $C_6H_{12}O_6$. Memiliki warna putih, manis, tidak berbau, dan dapat dibuat dari bahan berpati seperti tapioka, sagu, atau pati jagung. Kegunaan sirup glukosa adalah sebagai bahan baku pada industri makanan & minuman. Untuk memenuhi kebutuhan pasar, maka dirancang pabrik sirup glukosa dari pati tapioka dengan kapasitas 130.000 ton/tahun. Untuk pemilihan wilayah pendirian pabrik perlu diperhatikan beberapa faktor, antara lain penyediaan bahan baku, transportasi, tenaga kerja, pemasaran, serta utilitas, dengan pertimbangan tersebut dipilihlah lokasi pabrik yang cukup strategis yaitu di Lampung Selatan, Lampung.

Pabrik ini membutuhkan bahan baku pati tapioka sebesar 69373,45679 ton/tahun. Proses utama didalam pabrik ini adalah proses hidrolisis enzimatis pati tapioka menjadi Sirup Glukosa, didukung oleh enzim α -amilase dan enzim glukamilase. Pati Tapioka yang disimpan di gudang dialirkan kedalam *mixer* untuk mencampurkannya dengan suhu operasi 90°C. Kemudian *sludge* membentuk granula yang dialirkan menuju reaktor *liquifikasi* untuk penambahan enzim α -amilase dengan kondisi operasi sebesar 1 atm dan suhu 90°C. Lalu dialirkan lagi menuju ke reaktor sakarifikasi dengan penambahan enzim *glukoamilase* dengan kondisi operasi 1 atm dan suhu 60°C hingga terbentuk sirup glukosa. Setelah itu, sirup glukosa akan melewati *Rotary Drum Vacuum Filter* untuk dipisahkan dari inpuritis. Proses akhir dari pembuatan sirup glukosa adalah pengentalan dengan evaporator dengan hasil kemurnian produk 80%. Utilitas yang digunakan adalah steam sebanyak 5359,5592 kg/jam, air pendingin sebesar 16006,1136 kg/jam dan kebutuhan listrik sebanyak 916,3471 kW.

Hasil analisa ekonomi terhadap perancangan pabrik sirup glukosa dengan resiko pabrik rendah, diperoleh modal tetap yang dibutuhkan sebesar Rp. 291.708.607.249,20 T. *Working capital* yang dibutuhkan adalah sebesar Rp. 2.046.209.561.966,57 T. Dari hasil studi kelayakan bisa diperoleh hasil untuk ROI *before tax* 23,26% dan ROI *after tax* 16,28%. POT *before tax* sebesar 1,38 tahun dan POT *after tax* 1,86 tahun. BEP berada pada titik 49% dan *Shut Down Point* berada pada titik 39%. Untuk DCFR sendiri diperoleh nilai sebesar 55%. Secara keseluruhan dari hasil tersebut, pabrik ini layak untuk ditinjau lebih lanjut.

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia merupakan negara yang akan kaya sumber daya alam yang berlimpah terutama hasil pertanian. Produk pertanian juga menjadi andalan komoditas ekspor di Indonesia yang banyak diminati pasar internasional. Sebagai negara agraris, sektor pertanian mampu melestarikan sumber daya alam, memberi penghidupan, serta menciptakan lapangan pekerjaan. Produk singkong merupakan sumber pangan tinggi karbohidrat dengan manfaat yang digunakan sebagai bahan pengikat, pengental, dan *structure enhancers* dalam pangan (Dudu dalam Pasca et al., 2022). Saat ini, singkong hanya dimanfaatkan sebagai tepung, dan belum banyak referensi yang membahas pemanfaatannya secara lebih luas (Hidayat *et al.* 2009).

Tepung Tapioka atau sering disebut dengan patiubi kayu atau pati singkong merupakan salah satu polisakarida yang memiliki kandungan amilopektin yang tinggi tetapi lebih rendah dari pada ketan. Kandungan amilopektin pada pati singkong sebesar 83% dan amilosa 17% (Syaputra et al., 2020). Potensi produksi singkong (*Manihot Utilissima*) sangat besar untuk dimanfaatkan sebagai pendukung ketahanan pangan. Pengolahannya menjadi tepung memungkinkan lebih awet, lebih ringkas dan lebih mudah diangkut, serta lebih luwes untuk diolah (Wijayanti & Rahmadhia, 2021). Salah satu metode untuk meningkatkan daya saing produk tapioka adalah dilakukandengan cara produksi gula cair tapioka (sirup glukosa).

Sirup glukosa menurut (Badan Standarisasi Nasional, 1992), didefinisikan sebagai cairan kental dan jernih dengan komponen utama glukosa, yang diperoleh dari hidrolisis pati dengan cara kimia atau enzimatik. Sirup glukosa dapat diproduksi dengan memanfaatkan komoditi sumber pati seperti jagung, ubi (ketela), sagu, dan lain-lain. Penggunaan Sirup glukosa pada industri makanan digunakan sebagai pembuatan *monosodium glutamate*, penyedap rasa, *jelies*, *caramels*, *coffee whitener*, *pastilles*, *dessert powder*, *maltodextrins*, dan lain-lain. Selain itu glukosa juga banyak digunakan di dalam pabrik-pabrik farmasi antara lain untuk pembuatan larutan infus, serta pembuatan tablet-tablet sebagai lapisan luar sehingga berasa manis (Rosadi &Setiawan, 2022).

Perkembangan industri makanan dan farmasi akan bertambah pesat seiring berjalannya waktu. Selain itu, pertumbuhan tersebut sejalan dengan meningkatnya jumlah

penduduk dan semakin meningkatnya kesejahteraan penduduk tersebut. Hal mengakibatkan semakin tingginya konsumsi masyarakat terhadap barang-barang kebutuhan pokok seperti makanan dan minuman yang membutuhkan dekstrosa sebagai bahan pemanis, sehingga kebutuhan akan glukosa semakin meningkat.

I.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

I.2.1 Data Impor

Dalam proses penentuan kapasitas produksi yang dapat menghasilkan keuntungan digunakan beberapa pertimbangan, yaitu prediksi kebutuhan sirup glukosa di Indonesia dan ketersediaan bahan baku. Berikut merupakan data impor sirup glukosa tiap tahun berdasarkan data dari BPS (Badan Pusat Statistik) dapat dilihat dari tabel di bawah ini:

Tabel I. 1 Data Impor Sirup Glukosa di Indonesia

Tahun	Jumlah Impor (Ton)	Pertumbuhan (%)
2017	59.867,710	-
2018	118.134,397	97,3
2019	99.497,293	-15,7
2020	103.894,008	4,4
2021	56.566,355	-45,5
2022	71.975,155	27,2
Rata-rata		11,27

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2022)

I.2.2 Kapasitas Pabrik yang sudah berdiri

Faktor penentu kapasitas pabrik yang akan didirikan salah satunya berdasarkan kapasitas pabrik yang sudah ada di Indonesia maupun di luar negeri. Selain bertujuan untuk memenuhi kebutuhan sirup glukosa dalam negeri dan luar negeri, pabrik yang dirancang juga mampu bersaing dalam pasar luar negeri. Berikut merupakan daftar pabrik sirup glukosa yang sudah beroperasi di Dunia dengan kapasitas produksi setiap tahunnya sebagai berikut:

Tabel I. 2 Kapasitas Pabrik Sirup Glukosa di Indonesia

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Sari Pati Idaman	Jawa Tengah	72.500
PT. Suba Indah	Banten	82.500
PT. Permata Dunia Sukses	Banten	295.000
PT. Bungasari	Jakarta Selatan	410.000
Rajawali Nusantara Indonesia	Jakarta Selatan	340.000
PT. IGN Pabrik Gula Cepiring	Jawa Tengah	126.000

(Sumber: haihangchem)

Perkiraan kapasitas produksi pabrik sirup glukosa baru pada tahun 2028 dapat dilakukan dengan menghitung perkiraan nilai konsumsi sirup glukosa pada tahun 2028. Perkiraan nilai konsumsi dapat dilakukan dengan pendekatan perhitungan perkiraan nilai impor glukosa. Adapun perkiraan nilai impor glukosa dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$M = P (1 + I)^n$$

Dengan :

M : Perkiraan nilai impor, ekspor

P : Data terakhir nilai impor, ekspor

I : Pertumbuhan rata-rata pertahun

n : Selisih waktu perkiraan

Dengan rumus tersebut perkiraan kapasitas impor sirup glukosa pada tahun 2028 adalah :

$$\begin{aligned} M &= P (1 + I)^n \\ &= 71.975,155 (1 + 0,1127)^5 \\ &= 122.796,674 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Sehingga perkiraan konsumsi kapasitas sebesar 122.796,674 ton/tahun.

Dengan melihat pertimbangan pabrik sirup glukosa yang sudah didirikan di Indonesia, diketahui bahwa pabrik dengan kapasitas terendah adalah PT. Sari Pati Idaman yang berada di Jawa Tengah sebesar 72.500 ton/tahun, sedangkan pabrik dengan kapasitas terbesar yaitu PT Bungasari di Jakarta Selatan sebesar 410.000 ton/tahun. Apabila kebutuhan sirup glukosa diperkirakan pada tahun 2028 sebesar 122.796,674

ton/tahun dapat ditentukan bahwa kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 130.000 ton/tahun sehingga sirup glukosa yang tersisa nantinya dapat diekspor ke luar negeri.

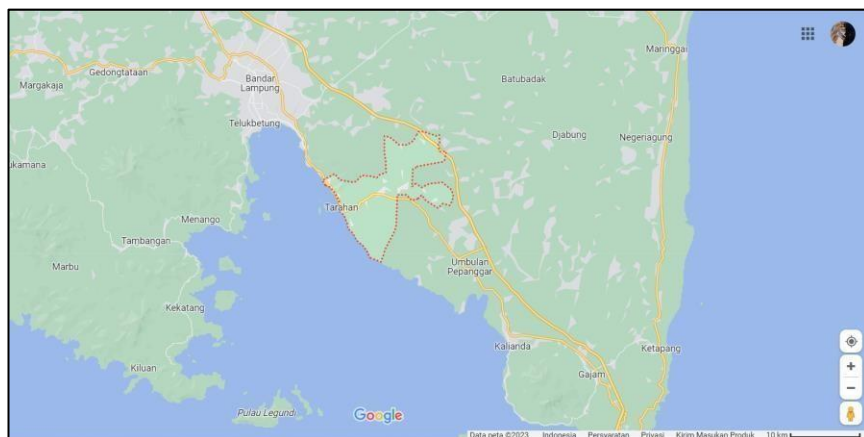
I.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik menjadi salah satu pertimbangan yang penting dalam proses perancangan pabrik. Pemilihan lokasi pabrik sangat berpengaruh terhadap keberadaan suatu industri baik dari segi komersial maupun kemungkinan dimasa mendatang. Banyak faktor yang harus dipertimbangkan dalam memilih lokasi pabrik antara lain ketersediaan bahan baku, transportasi, dan pemasaran, penyediaan air, kawasan industri dan tenaga kerja. Pendirian pabrik sirup glukosa dari pati tapioka dengan proses hidrolisis enzimatis kapasitas 130.000 ton/tahun ditempatkan di lokasi Kawasan Industri Katibung, Lampung Selatan.

Adapun beberapa faktor pertimbangan dalam pemilihan TanjungBintang sebagai lokasi pendiri pabrik ini antara lain:

1. Sumber bahan baku

Bahan baku pokok untuk membangun pabrik sirup glukosa yaitu pati tapioka. Penempatan pabrik yang dekat dengan bahan baku dapat mengurangi waktu dan biaya produksi. Daerah yang menghasilkan pati tapioka terbesar adalah Provinsi Lampung. Beberapa perusahaan yang memproduksi pati tapioka yaitu PT Berjaya Tapioka Indonesia (120.000 ton/tahun) yang terletak di Lampung Timur, Bangka Asindo Anggri (45.000 ton/tahun) di Bangka Belitung, Bayuansih Agro Mandiri (18.000 ton/tahun) di Palembang, Hamparan Bumi mas Abadi (48.000 ton/tahun). Untuk enzim α -amilase dan *glukoamilase* diperoleh impor dari Cina.



Gambar I. Lokasi Pendiri Pabrik di Lampung Selatan

2. Pemasaran produk

Pemasaran menjadi faktor penting karena mempengaruhi distribusi produk dan keuntungan yang diperoleh pabrik. Adapun beberapa hal yang harus diperhatikan dalam pemasaran, seperti wilayah pemasaran, persaingan usaha dan sarana transportasi untuk menjangkau wilayah pemasaran. Produk sirup glukosa yang dihasilkan akan difokuskan untuk memenuhi pasar dalam negeri, yang biasanya dapat digunakan untuk pembuatan permen, biskuit, *ice cream*, sirup, kecap, bumbu masak, dan sebagainya.

Tabel I. 3 Pabrik yang Membutuhkan Sirup Glukosa

No	Nama Perusahaan	Komoditi	Lokasi
1.	PT Indofood CBP "Sukses Makmur" FS	Kecap dan sirup	Jl. Tugurejo Km. 10,2, Semarang, Jawa Tengah
2.	PT Boga Indomakmur Abadi	Permen Lolipop	Boga Indomakmur Abadi Jalan Adiyaksa No 88, Bekasi, Jawa Barat
3.	PT Indo Van Houten	Ice cream	Jl. Kayu Besar 9 Blok H No. 4, Jakarta Barat, DKI Jakarta
4.	PT Maju Jaya Pohon Pinang	Sirup Pohon Pinang	Jl. Tanjung Morawa Km. 17,7, Deli Serdang, Sumatera Utara
5.	PT Suka Sari Mitra Mandiri	Sirup dan Kecap	Terboyo Industri 2 No. 2, Semarang, Jawa Tengah
6.	PT Buana Tirta Adijaya	Permen	Jl. Kabupaten Ds Cangkring Mng, Pasuruan, Jawa Timur
7.	PT Agel Langgeng	Permen dan biskuit	Jl. Raya Sultan Agung KM 27, Pondok Ungu Medan Satria, Bekasi Barat

8.	PT Diamond Cold Storage	Ice Cream	Kawasan Industri Mm 2100 Blok Ee -2, Bekasi, Jawa Barat
9.	PT Palur Raya	Monosodium Glutamat (MSG) dan Glutamic Acid (GA)	Palur, Karanganyar, Jawa Tengah
10.	PT Lasallefood Indonesia	Sirup dan Saus	Jl. Raya Jakarta-bogor Km. 31 Mekarsari, Depok, Jawa Barat

(Sumber: kemenperin)

3. Sarana transportasi

Sarana transportasi sebagai alat penunjang utama sangat penting dalam penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Lampung merupakan kawasan yang strategis karena dekat dengan pelabuhan dan memiliki akses yang mudah menuju Kawasan industri Jabodetabek yang merupakan pusat pengembangan industri sehingga memberikan peluang pemasaran produk sirup glukosa. Pabrik sirup glukosa sebaiknya berlokasi di dekat jalan raya utama untuk memudahkan penerimaan bahan baku dan pengiriman produk.

4. Penyedia Utilitas

Pabrik pembuatan sirup glukosa merupakan faktor penting untuk dipertimbangkan ketika memilih lokasi untuk bisnis. Dalam mengoperasikannya, pabrik membutuhkan pasokan air, energi (listrik), steam, dan kebutuhan utilitas lainnya untuk menunjang kebutuhan proses, pendingin, pemadam kebakaran, maupun kebutuhan rumah tangga pabrik. Berdasarkan hal tersebut, lokasi pabrik seharusnya dapat berdekatan dengan sumber air seperti sungai, laut, atau waduk sehingga dapat terjamin ketersediaannya. Selain itu, biaya produksi bisa menjadi lebih ekonomis. Kawasan industri Katibung, Lampung Selatan memiliki sumber air untuk memenuhi kebutuhan unit pendukung proses, yaitu air dari sungai Sekampung, sungai Kalibatu, dan sungai Way Galih. Untuk sumber energi utamanya yaitu energi listrik dapat dipenuhi dengan instalasi listrik bekerjasama dengan Perusahaan Listrik Negara (PLN).

5. Tenaga Kerja

Pendirian pabrik harus memperhatikan tenaga kerja yang meliputi tenaga kerja lokal serta tenaga kerja terampil dan berpengalaman di bidangnya. Jam kerja merupakan faktor penting dalam proses pembuatan. Produksi dapat berjalan lancar dengan pendidikan tinggi dan terampil tenaga kerja. Pengoperasian toko akan membutuhkan banyak pekerjaan. Untuk itu akan membuka lapangan kerja khususnya bagi masyarakat di sekitar pabrik. Sehingga hal ini dapat mengurangi angka pengangguran di wilayah Lampung.

I.4 Tinjauan Pustaka

I.4.1 Dasar Reaksi

Hidrolisis pati merupakan proses dekomposisi kimia yang memisahkan air ikatan kimia suatu zat dengan air. Hidrolisis pati adalah proses penguraian molekul pati menjadi bahan penyusun yang tepat, seperti glukosa, isomaltosa, maltosa dan dekstrin.

a. Hidrolisis Asam

Asam biasanya berfungsi sebagai katalisator dengan mengaktifkan air dari kadar asam yang encer. Pada hidrolisis asam, umumnya digunakan senyawa-senyawa seperti H_2SO_4 , HCl , dan $H_2C_2O_4$. Senyawa H_2SO_4 jarang dipakai karena harganya mahal, serta HCl lebih menguntungkan karena lebih reaktif dibandingkan H_2SO_4 , dan lebih volatil (Mastuti, 2013).

Hidrolisis pati dengan asam dilakukan dengan menambahkan larutan asam ke dalam larutan pati yang telah ditambahkan air. Zat asam digunakan untuk mengatur pH. Proses hidrolisis ini membutuhkan suhu antara 80-145 °C dengan waktu reaksi selama 48 jam dan konversi mencapai 30-55% (Rosadi & Setiawan, 2022), sehingga harus dilakukan pemanasan antara suhu tersebut untuk proses hidrolisis yang optimal.

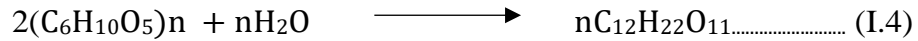
Setelah itu dilakukan proses netralisasi dengan larutan basa supaya pH mencapai 2,5. Larutan yang sudah netral kemudian dijernihkan dengan cara menambahkan larutan *bleaching agent* yaitu karbon aktif, koalin, dan lain-lain. Setelah itu dilakukan penyaringan untuk memisahkan kotoran. Untuk mendapatkan sirup glukosa dengan kepekatan yang diinginkan dapat dilakukan dengan cara pemekatan pada evaporator (Shenck & Herbeda, 1992).

Reaksi yang terjadi:

1. Reaksi utama asam



2. Reaksi samping asam



Miller dan Whistler (2009), bahan baku berupa pati dicampur dengan air ke dalam tangki dengan penambahans $CaCl_2$ sebagai aktivator. Selanjutnya larutan dipanaskan dengan suhu 140 - 160°C dan tekanan operasi 5,4 atm yang ditentukan hingga konversi yang diharapkan tercapai (>50%). Berikut merupakan kelebihan dan kekurangan dari proses hidrolisis asam :

Keuntungan

1. Bahan pembuatan (Asam) mudah didapatkan dan harganya murah.

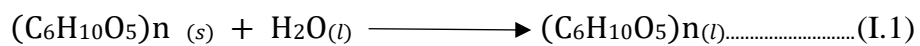
Kerugian

1. Penggunaan bahan pembuatan (Asam) beresiko besar terhadap Kesehatan pekerja dan lingkungan, serta mempunyai sifat eksplosif.
2. Biaya untuk pembuatan peralatan mahal, dikarenakan peralatan yang dibutuhkan harus tahan terhadap korosi (Kartika et al., 2019).

b. Hidrolisis Enzimatis

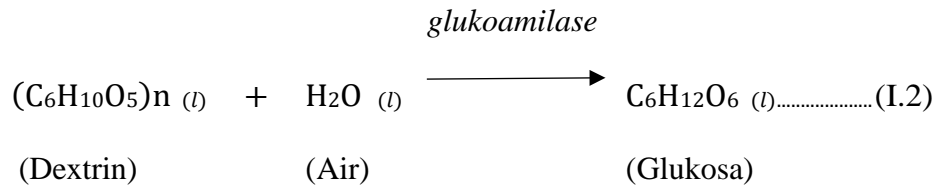
Hidrolisis enzim dilakukan menggunakan bantuan enzim α -amilase dan enzim *glukoamilase (amiloglukosidase)*. Enzim α -amilase digunakan pada proses likuifikasi, sedangkan enzim *glukoamilase* digunakan pada proses sakarifikasi (Risoyatiningsih. 2011). Likuifikasi merupakan pemutusan rantai polisakarida menjadi dextrin yang dibantu dengan enzim α -amilase dan katalisator berupa $CaCl_2$ dapat mencapai konversi 66,08 % sampai 98%. Sedangkan sakarifikasi merupakan proses hidrolisis dextrin menjadi glukosa yang bantu dengan enzim *glukoamilase (amiloglukosidase)* dan katalisator berupa HCl (Whitaker, 1996).

α -amilase



(Pati (Amilosa) (Air) (Dextrin)

Reaksi yang terjadi pada saat proses Sakarifikasi:



Pada proses hidrolisis enzimatis terdapat faktor yang mempengaruhi seperti suhu, pH, serta konsentrasi enzim dan substrat. Proses liqifikasi suhu yang diperlukan sebesar 105°C dengan transisi ke proses sakarifikasi 95°C dan proses sakarifikasi 60°C. Untuk pH yang diperlukan berkisar 4,5-6. Sedangkan konsentrasi substrat dan enzim yang tinggi akan mempengaruhi kecepatan reaksi dan yield yang dihasilkan, semakin tinggi konsentrasinya semakin cepat reaksi dan banyak *yield* glukosa dan fruktosa yang dihasilkan (Budiarti, 2016). Berikut merupakan kelebihan dan kekurangan dari proses hidrolisis enzimatis

Keuntungan hidrolisis enzim

1. Dekstrosa Ekuivalen (DE) yang dihasilkan mencapai 98%, dimana hasil ini lebih tinggi dibandingkan dengan menggunakan hidrolisis asam.
2. Dibandingkan dengan hidrolisis asam, kemurnian produk yang dihasilkan dengan menggunakan hidrolisis enzim lebih tinggi.
3. Sirup yang dihasilkan dengan hidrolisis enzim komposisinya lebih stabil
4. Tidak mudah mengakibatkan korosi pada peralatan.
5. Dibandingkan dengan menggunakan asam, proses lebih sederhana.
6. Operasinya tidak butuh tenaga banyak dikarenakan peralatan yang dipakai tidak rumit dan lebih sederhana.

Kerugian hidrolisis enzim:

1. Enzim yang dipakai harus impor.
2. Kondisi operasi berbeda untuk setiap enzim, supaya tercapai konversi produk yang diinginkan (Kartika et al., 2019).

c. Hidrolisis Asam-Enzim

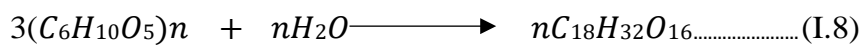
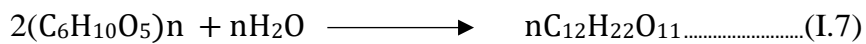
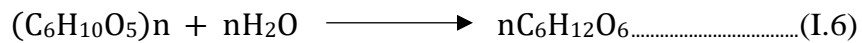
Pada metode ini, hidrolisis dilakukan secara parsial. Hidrolisis parsial merupakan reaksi penguraian sebagian komponen ion garam oleh air. Hidrolisis enzim dan asam pada pati merupakan hidrolisis yang mengkombinasikan enzim dan asam, dengan tahap awal menggunakan asam, dilanjutkan dengan proses

sakarifikasi menggunakan enzim *glukoamilase* dengan konversi sebesar 63% sampai 80% dengan waktu reaksi selama 72 jam. Pada pengoperasiannya proses hidrolisis enzim dan asam memerlukan control yang ekstra.

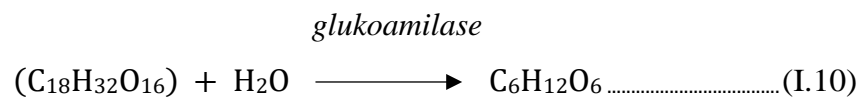
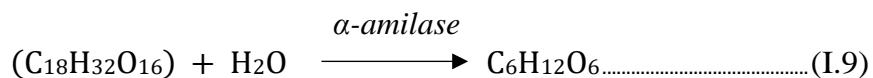
Hidrolisis pati dengan enzim dan asam membutuhkan pH dan suhu yang sesuai dalam pengoperasiannya. Konversi enzim dilakukan di pH 4,5-7 dan suhu optimum 50-60°C (Kirk-Othmer, 2000). Komposisi dari hidrosilat bergantung pada pengaturan dari kondisi mula-mula hidrolisis asam mula-mula, dan tipe enzim serta tingkat sakarifikasi enzim α -amilase dan enzim *glukoamilase*.

Reaksi yang terjadi:

1. Reaksi yang terjadi dengan menggunakan katalis asam:



2. Reaksi yang terjadi dengan menggunakan katalis enzim:



Pada hidrolisis asam-enzim suhu yang digunakan berkisar 60-140°C dengan tekanan sebesar 1-3 atm. Hal ini disebabkan adanya penggunaan asam di liquifikasi dan enzim pada proses sakarifikasi. Sehingga kondisi operasi menyesuaikan katalis yang digunakan (Tjockroadikoesoemo, 1986). Berikut merupakan kelebihan dan kekurangan dari proses hidrolisis enzim dan asam

Keuntungan:

1. Dekstrosa Ekuivalen (DE) yang dihasilkan bisa mencapai 90-92%.
2. Hidrolisa bisa berjalan lebih sempurna dikarenakan katalis yang dipakai yaitu 2 (asam dan enzim).

Kerugian:

1. Biaya produksi tinggi, dikarenakan memakai 2 katalis.
2. Kondisi operasi sulit tercapai, dikarenakan penyesuaian suhu dan pH optimum dari masing-masing katalis (Kartika et al., 2019).

I.4.2 Pemilihan Proses

Berdasarkan uraian di atas dapat disimpulkan perbandingan proses hidrolisis dengan metode asam, enzimatik dan asam-enzim dalam tabel sebagai berikut

Tabel I. 4 Perbandingan Kondisi Operasi Pada Proses Hidrolisis

(Tjockroadikoesoemo, 1986)

Uraian	Hidrolisis		
	Asam	Enzim-Enzim	Asam-Enzim
Aspek dari segi teknis			
1. Operasi			
- Tekanan (kg/cm ²)	5,4	1-2,5	1,3
- Suhu (°C)	80-145	30-140	60-140
- pH	2,3	4,5-6	4,5-7
2. Proses			
- Konversi	30%-55%	66,08%- 98%	63%-80%
- Waktu reaksi	48 jam	72 jam	72 jam
- Reaksi samping	Ada	-	Ada
- Daya korosi	Tinggi	Rendah	Tinggi
3. Aspek Ekonomi			
- Kebutuhan asam	Banyak	Sedikit	Banyak
- Biaya peralatan	Mahal	Murah	Mahal
- Energi	Besar	Kecil	Besar
- Investasi	Tinggi	Rendah	Tinggi

(Sumber :Rosadi & Setiawan, 2022)

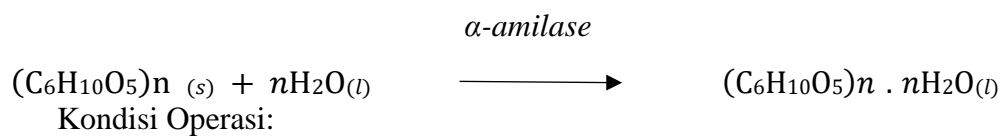
diketahui bahwa keuntungan dari menggunakan proses hidrolisis enzim-enzim dari pada hidrolisis yang lain yaitu:

1. Konversi yang dihasilkan dapat mencapai mencapai 98%, dimana hasil ini lebih tinggi dibandingkan dengan menggunakan hidrolisis yang lain.
2. Biaya energi lebih rendah dibandingkan menggunakan hidrolisis yang lain karena suhu operasi lebih rendah.
3. Tidak mengakibatkan korosi pada peralatan.
4. Tidak terjadi reaksi samping.

I.4.3 Tinjauan Kinetika

Reaksi hidrolisis pati berdasarkan hasil penelitian Yuniwati dkk, (2011) dengan suhu operasi 90°C dan tekanan 1 atm yaitu :

1. Reaksi liquifikasi



$$\text{Suhu} = 90^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

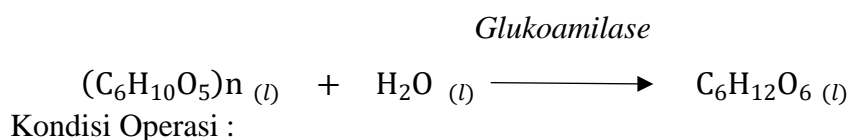
$$\text{Orde reaksi} = 0 \text{ (orde nol)}$$

$$\text{Konversi (XA)} = 71,55\%$$

$$\text{Waktu reaksi} = 2 \text{ jam}$$

(Muliadi & Zahra, 2020)

2. Reaksi Sakarifikasi



$$\text{Suhu} = 60^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Orde reaksi} = 0 \text{ (orde nol)}$$

$$\text{Konversi (XA)} = 97 \%$$

$$\text{Waktu reaksi} = 24 \text{ jam}$$

(Muliadi & Zahra, 2020)

Dari kedua reaksi diatas didapatkan nilai konstanta kecepatan reaksi (k) hidrolisis pati menjadi glukosa diperoleh harga k sebagai fungsi suhu adalah sebagai berikut :

$$k = 1,0106 \times \exp\left(-\frac{1844}{RT}\right)$$

Keterangan

k : konstanta kecepatan reaksi/1 menit

T: suhu reaksi

Maka persamaan reaksinya sebagai berikut :

$$r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A$$

$$-\int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{dt} = k \int_0^t dt$$

$$-\ln \frac{C_A}{C_{A0}} = kt$$

$$\frac{dX_A}{dt} = k(1 - X_A)$$

$$-\ln(1 - X_A) = kt$$

$$k = -\ln(1 - X_A)/t$$

Maka nilai k yang didapat untuk proses liquifikasi adalah 0,5487/jam dan pada proses sakarifikasi adalah 0,5193/jam.

I.4.4 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika dilakukan untuk mengetahui sifat reaksi yaitu eksotermis atau endotermis. Dimana cara menentukan sifatreaksi panas dapat menggunakan perhitungan standar (ΔH_f° pada P= 1 atm dan T=25°C) (Yaws, 1999).

Tabel I. 5 Data Panas Pembentukan

Komponen	ΔH_f° (kJ/kmol)
(C ₆ H ₁₀ O ₅)	-958,6
H ₂ O	-0,04427
(C ₆ H ₁₂ O ₆)	-1262,2

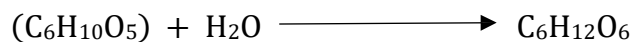
Sumber : Yaws, 1999

Panas Reaksi Standar (ΔH_R°)

Jika ΔH_R° = bernilai negative maka reaksi eksotermis

Jika ΔH_R° = bernilai positif maka reaksi endotermis

Maka ΔH_R° pada reaksi berikut yaitu :



$$\Delta H_R^\circ = \sum \Delta H_f^\circ (\text{produk}) - \sum \Delta H_f^\circ (\text{reaktan})$$

$$\Delta H_R^\circ = (\Delta H_f^\circ C_6H_{12}O_6) - (\Delta H_f^\circ C_6H_{10}O_5 + \Delta H_f^\circ H_2O)$$

$$\Delta H_R^\circ = (-1262,2) - (-958,6 + (-0,04427))$$

$$\Delta H_R^\circ = -1262,2 - (-958,6443)$$

$$\Delta H_R^\circ = -303,5557 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan perhitungan ΔH_{R298}° dari reaksi yang berlangsung menunjukkan hasil yang negatif, sehingga reaksi bersifat eksotermis.

BAB II

URAIAN PROSES

Pada proses pembuatan sirup glukosa dari pati tapioka menggunakan katalis enzim dengan air dilakukan dengan beberapa tahapan, antara lain:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap pencampuran
3. Tahap hidrolisis
4. Tahap permunian produk

II.1 Tahap Persiapan bahan baku

Tahap pertama yaitu persiapan bahan baku. Dalam persiapan bahan baku, hal yang dilakukan yaitu menentukan darimana bahan baku tersebut dibeli, jarak pengiriman, waktu pengiriman bahan baku tersebut, serta jumlah dari bahan baku yang diperlukan. Selain itu bahan baku perlu dilakukan pengujian terlebih dahulu sebelum masuk ke unit proses. Pengendalian kualitas bahan baku ini bertujuan agar bahan baku yang masuk unit proses sudah sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang dibutuhkan. Pengujian bahan baku ini dilakukan di laboratorium. Bahan baku yang akan diperlukan untuk proses produksi disimpan terlebih dahulu di gudang penyimpanan. Pati tapioka disimpan dalam gudang penyimpanan bahan baku pada kondisi suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Air yang digunakan dalam proses produksi sirup glukosa menggunakan air proses dari unit utilitas pada kondisi 30°C dan tekanan 1 atm yang dialirkan dari sistem pemipaan. Sedangkan untuk penyimpanan enzim *α-amilase* dan enzim *glukoamilase* disimpan di tangka penyimpanan dalam keadaan steril, kering, pada temperature 30°C dan tekanan 1 atm. Selain bahan baku, proses ini menggunakan bahan pembantu seperti CaCl₂ dan HCl dimana penyimpanan keduanya dalam kondisi suhu 30°C dan tekan 1 atm.

II.2 Pencampuran

Pada proses pencampuran, pati tapioka diangkut menggunakan *bucket elevator* menuju *mixer* selama 19 menit. Selanjutnya hasil pencampuran di *mixer* akan dialirkan menuju pemanas. Pemanasan dengan suhu yang tinggi akan menyebabkan pemecahan granula pati yang disebut sebagai proses gelatinisasi, sehingga saat interaksi air dengan enzim lebih mudah terjadi pada tahap berikutnya. Saat suhu mencapai 90°C, granula pati

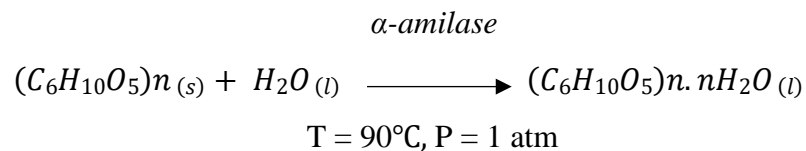
akan menyerap air dikarenakan melemahnya ikatan hidrogen yang ada. Granula yang menyerap air akan mengembang dan *slurry* menjadi kental sehingga akan terjadi proses hidrolisis pati oleh enzim α -amilase. Gelatinisasi ini memungkinkan enzim α -amilase untuk menghidrolisis pati. *Treatment* pada temperatur tinggi juga dapat berfungsi untuk sterilisasi bahan, sehingga bahan tersebut tidak mudah terkontaminasi (Uhlig, 1998).

II.3 Hidrolisis

Proses hidrolisis ini terdiri dari proses liquifikasi dan proses sakarifikasi.

II.3.1 Proses Liquifikasi

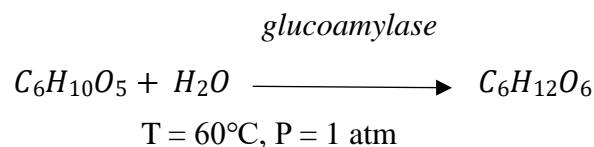
Liquifikasi adalah proses pemecahan pati menjadi gula kompleks (dekstrin) dengan bantuan enzim α -amilase. Parameter proses ini adalah larutan menjadi lebih encer dan viskositas lebih rendah sehingga akan memudahkan proses pembentukan glukosa oleh enzim *glukoamilase*. Pati yang telah tergelatinasi dialirkan ke reaktor liquifikasi dengan penambahan enzim α -amilase dengan rasio 0,5-0,8 L/metric ton of dry starch dan diaduk selama kurang lebih 2-3 jam untuk memecah rantai pati yang telah tergelatinasi menjadi dekstrin, *maltose*, dan glukosa. Suspensi pati diatur dan dijaga pada suhu 90°C, pH 6 dan tekanan 1 atm dengan konversi 95% (Uhlig, 1998).



II.3.2 Proses Sakarifikasi

Pada proses sakarifikasi pati yang keluar dari reaktor liquifikasi menjadi dekstrin didinginkan oleh *cooler* sampai suhu 60°C dengan pH 4,5-5 dan penambahan HCl dengan konsentrasi 1M yang merupakan kondisi optimum aktivitas enzim *glukoamilase*. Reaktor ini berfungsi mengkonversi dekstrin menjadi glukosa dengan bantuan enzim *glukoamilase* dengan dosis 0,6- 0,7 L/metric ton of dry starch. Reaksi berjalan selama 48-72 jam pada 60°C pada tekanan 1 atm dengan konversi 97-99% (Uhlig, 1998). Selanjutnya larutan sirup glukosa dipompa menuju *Rotary Drum Vacuum Filter* untuk proses purifikasi.

Reaksi yang terjadi pada proses Sakarifikasi:



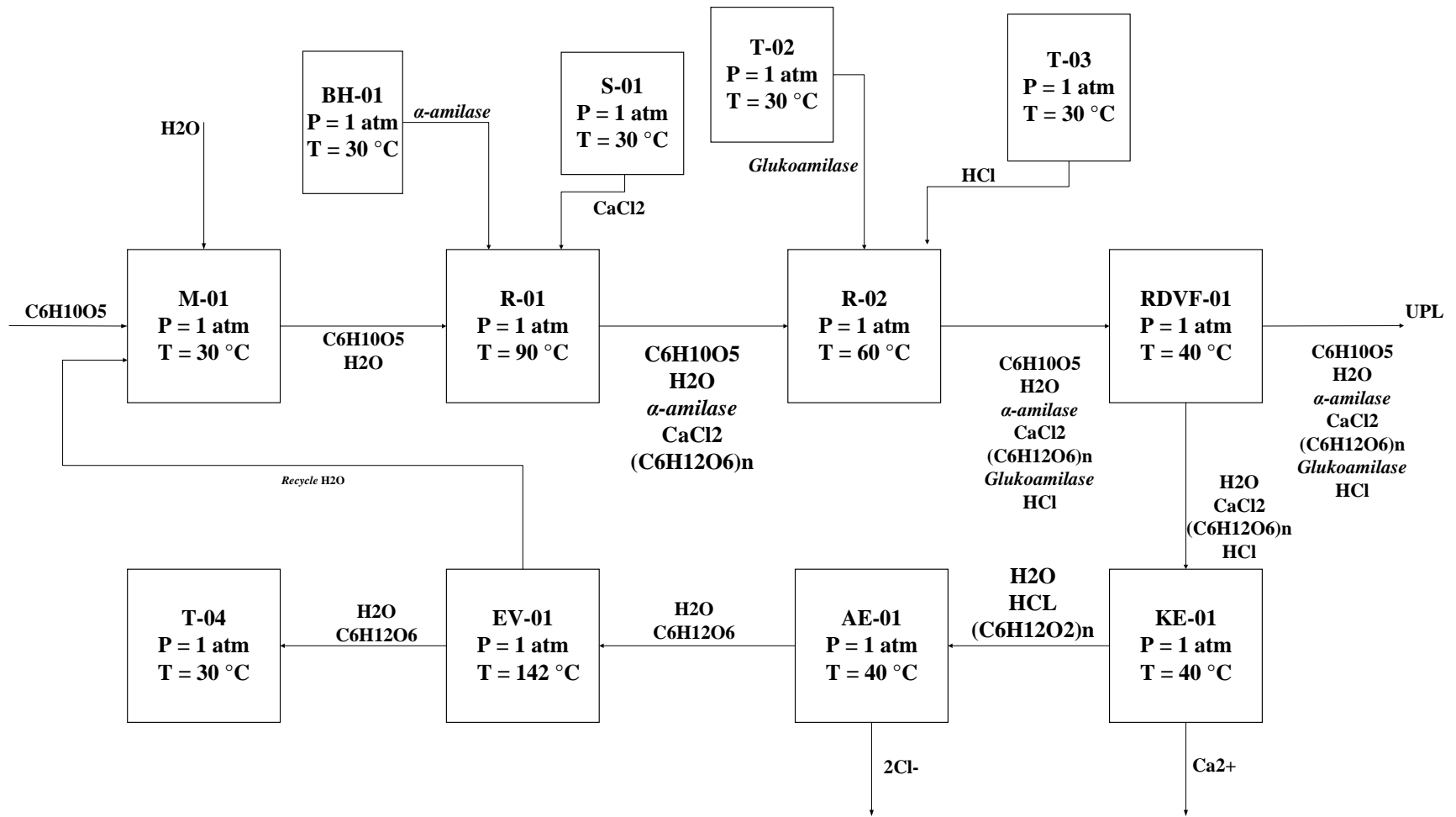
II.4 Tahap Permurnian Produk

Produk larutan glukosa kemudian diumpankan ke *Rotary Drum Vacuum Filter* dengan kondisi operasi suhu 40°C dan tekanan 1 atm. Proses ini bertujuan untuk menghilangkan enzim dan padatan yang masih bercampur dengan sirup glukosa. Menurut Mulder (1996), padatan tersuspensi dan pelarut dengan berat molekul tinggi tertahan, sedangkan airdan pelarut dengan berat molekul rendah melewati membran. Sehingga air dan pelarut dengan berat molekul rendah yaitu air, $CaCl_2$, glukosa dan HCl akan dialirkan ke *cation exchanger*. *Cation exchanger* berfungsi untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan yaitu memisahkan impuritis Ca^{2+} dari $CaCl_2$. Kemudian larutan dialirkan ke *anion exchanger* untuk menghilangkan ion-ion negatif yang berasal dari HCl. Karena HCl bersifat korosif maka HCl harus dihilangkan terlebih dahulu sebelum masuk *evaporator* agar tidak mengganggu proses pemurnian sirup glukosa. Kondisi operasi di dalam *cation exchanger* dan *anion exchanger* pada suhu 40°C.

Selanjutnya, sirup glukosa diumpankan ke *evaporator*. Di dalam *evaporator* terjadi proses evaporasi yang bertujuan untuk mengurangi kadarair sampai kadar glukosa mencapai 80%. Kondisi operasi pada tangkievaporasi yaitu pada suhu 142°C pada tekanan 2,5 atm. Kemudian sirupglukosa didinginkan dalam *cooler* hingga suhu 30°C lalu disimpan di tangkipenyimpanan produk. Tangki penyimpanan produk berfungsi untukmenyimpan produk sirup glukosa yang dihasilkan, dengan waktu penyimpanan 7 hari.

II.5 Diagram Alir Kualitatif

Diagram alir kuantitatif merupakan susunan blok yang berisi garis penghubung atau panah dan kotak yang mewakili alur kerja proses pembuatan sirup glukosa dari pati tapioka dan air. Pada setiap prosesnya dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir beserta data tekanan (P) dalam atm serta suhu (T) dalam °C.



Gambar II. 1 Diagram Kualitatif

BAB III SPESIFIKASI BAHAN

III.1 Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan dalam proses pembuatan sirup glukosa pada pabrik ini yaitu pati tapioka dan air. Adapun spesifikasi dari keduanya sebagai berikut:

A. Pati Singkong

Singkong sebagai sumber pati selama ini diketahui Masyarakat hanya sebagai sumber karbohidrat, sampai munculnya inovasi proses yang dapat memproses singkong menjadi berbagai produk lain salah satunya gula cair (Sutamihardja *et al.* 2017). Adapun sifat fisis patisingkong disajikan pada tabel III.1. Selanjutnya untuk sifat kimia dari patisingkong yaitu mengandung pati yang terdiri atas kadar air sekitar 60%, serat kasar 0,6%, kadar karbohidrat 34%, kadar protein 0,7%, kadar lemak 0,2% dan kadar abu 1% (Nuruliman, 2006). Singkong tergolong polisakarida yang mengandung pati dengan kandungan amilopektin yang tinggi yaitu amilopektin 83% dan amilosa 17% (Winarno, 2004).

B. Air

Air menjadi kebutuhan yang utama untuk pembuatan pati singkong dalam kehidupan industri pembuatan sirup glukosa. Pada kualitas air yang akan digunakan untuk proses produk sirup glukosa, harus memiliki kualitas air yang baik untuk uji kualitas secara fisika, kimia, dan biologi, sehingga apabila dikonsumsi tidak menimbulkan efek samping untuk Kesehatan (Renngiwur dkk, 2016). Adapun sifat kimia dari air yaitu sebagai berikut:

1. Air merupakan senyawa polar;
2. Air merupakan elektrolit lemah;
3. Air memiliki bentuk molekul hexagonal; dan

Air memiliki dua atom hydrogen yang terikat secara kovalen pada satu atom oksigen (Achmad, 2004).

Berikut merupakan spesifikasi sifat fisis bahan baku utama dalam pembuatan sirup glukosa di pabrik.

Tabel III. 1 Sifat Fisis Bahan baku

Sifat Fisis	Pati Singkong	Air
Rumus Kimia	(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	H ₂ O
Fase	Padat	Cair
pH	6,0-7,5	7
kelarutan	50g/L	Larut sempurna
Densitas	-	998,23 kg/m ³
Viskositas	-	1,002 cP
Titik Didih	-	100°C
Titik Lebur	-	0°C

Sumber: *(*Safety Data Sheet*, 2006)

**(*Safety Data Sheet*, 2012)

III.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Bahan-bahan pendukung yang digunakan dalam pembuatan sirup glukosa antara lain: asam klorida, enzim *α-amilase*, enzim *glukoamilase*, asam klorida, sukrosa, dan natrium hidroksida. Berikut merupakan spesifikasi bahan pendukung sebagai berikut:

a. Asam Klorida

Bahan baku ini diperoleh dari PT. Asahimas Chemical yang berada di Cilegon, Banten. Untuk spesifikasi sifat fisis dari asam klorida disajikan pada tabel III.2 sifat kimia asam klorida sebagai berikut:

1. Bersifat korosif
2. Asam klorida merupakan asam monoprotic yang apabila bereaksi dengan molekul air membentuk ion *hydronium*.
3. Larutan asam klorida adalah asam kuat dan jika bereaksi dengan senyawa asam seperti karbonat dan tembaga menghasilkan kloridaterlarut.
4. HCl akan sulit mengalami reaksi redoks.
5. HCl mengandung ion klorida yang tidak beracun dan tidak reaktif.

C. Kalsium klorida

Bahan baku ini diperoleh dari PT. *Camco Omya* Indonesia yang berada di Lamongan, Jawa Timur. Adapun spesifikasi sifat fisis dari kalsium klorida disajikan pada tabel III.2 sifat kimia kalsium klorida sebagai berikut:

1. Bersifat higroskopis.
2. Larut dalam asam asetat, etanol, dan aseton.
3. Kalsium klorida dapat bertindak sebagai sumber untuk ion kalsium dalam suatu larutan, tidak seperti senyawa kalsium lainnya yang tidak dapat larut, kalsium klorida dapat berdisosiasi.
4. Mempunyai rasa seperti garam sehingga dapat digunakan sebagai bahan untuk makanan.

Berikut merupakan spesifikasi sifat fisis bahan baku pendukung dalam pembuatan sirup glukosa di pabrik.

Tabel III. 2 Sifat fisis bahan pendukung

Sifat Fisis	Asam klorida*	Enzim α-amilase**	Enzim glukoamilase***	Kalsium Klorida****
Rumus Kimia	HCl	-	-	CaCl ₂
Berat Molekul	36,47 g/mol	53000 g/mol	36000 g/mol	110,99 g/mol
Fase	Cair	Padat	Padat	Gas
pH	<1	6-7	5	8-10
Densitas	1,18 g/ml	1,26 g/ml	1,17 g/ml	2,15 g/ml
Kelarutan	Dapat larut dalam air	Sulit larut dalam air: 1 g/100 ml	-	(g/100 g H ₂ O) : 74,5 gr (20°C)
Kemurnian	99%	100%	100%	94%

<i>Impurities</i> (pengotor)	H ₂ O	-	-	MgCl
Titik Didih	110°C	-	-	1670°C
Titik Lebut	-	-	-	772°C
Titik Beku	-30°C	-	-	-

Sumber: *(*Safety Data Sheet*, 2012)

**(*Safety Data Sheet*, 2012)

***(*Safety Data Sheet*, 2014)

****(*Safety Data Sheet*, 2020)

III.3 Spesifikasi Produk

Pada pabrik sirup glukosa dari pati tapioka dengan proses hidrolisis asamkuat 130.000 ton/tahun ini dihasilkan produk utama yaitu glukosa. Adapun sifat tisis glukosa yaitu sebagai berikut:

Tabel III. 3 Sifat Fisik Produk

Sifat Fisis	Glukosa
Rumus kimia	$C_6H_{12}O_6$
Berat Molekul	180,16 g/mol
Fase	Cair
Kemurnian	70%-80%
Densitas	1,54 g/cm ³
Kapasitas panas	218,6J/kmol
Titik lebur	146°C
Entropi molar standar	209,2 J/kmol
Entalpi pembentukan	-1271 kJ/mol
Entalpi pembakaran standar	-2805 kJ/mol

Sumber: (*Safety Data Sheet*, 2009)

BAB IV
NERACA MASSA

IV.1. Neraca Massa Alat

IV.1.1 Neraca Massa Mixer (M-01)

Tabel IV. 1 Neraca Massa Mixer (M-01)

Komponen	INPUT		OUTPUT
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
C6H10O5		69.373,45679	69.373,4568
H2O	23.124,4856		23.124,4856
Subtotal	23.124,4856	69.373,45679	92.497,94239
Total	92.497,94239		92.497,94239

IV.1.2 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel IV. 2 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	INPUT			OUTPUT
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
C6H10O5	69.373,45679			52.800,13796
H2O	23.124,4856		0,003	21.283,00873
α - amilase		69,928444		69,92844444
CaCl ₂			0,00000021	0,00000021
(C ₆ H ₁₂ O ₆) _n				18.414,7987
Subtotal	92.497,94239	69,9284	0,0030002	92.567,87383
Total	92.567,87383			92.567,87383

IV.1.3 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Tabel IV. 3 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Komponen	INPUT			OUTPUT
	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
C6H10O5	52.800,13796			359,040938
H2O	21.283,00873	6,8465		15.463,0667
α - amilase	69,92844444			69,92844444
CaCl ₂	0,000000200			0,0000002
(C ₆ H ₁₂ O ₆) _n	18.414,7987			76.682,6843
Glukoamilase			50,5946762	50,5946762
HCl		0,3421		0,3421
Subtotal	92.567,87383	7,1886	50,5946762	92.625,65711
Total	92.625,65711			92.625,65711

IV.1.4 Neraca Massa *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-01)

Tabel IV. 4 Neraca Massa *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDFV-01)

Komponen	INPUT		OUTPUT	
	Arus 9	Arus 10 (<i>Cake</i>)	Arus 11 (<i>Filtrat</i>)	
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	
C6H10O5	359,040938	359,0409381	0	
H2O	15.463,0667	7,567590783	15.455,49908	
α - amilase	69,9284444	69,92844444	0	
CaCl2	0,0000002	0,0000000004	0,00000020	
(C6H12O6)n	76.682,6843	150,1133474	76.532,57093	
Glukoamilase	50,5946762	50,5946762	0	
HCl	0,3421	0,000669692	0,341430308	
Subtotal	92.625,65711	659,948439	91.965,70867	
Total	92.625,65711	92.625,65711		

IV.1.5 Neraca Massa *Kation Exchanger* (KE-01)

Tabel IV. 5 Neraca Massa *Kation Exchanger* (KE-01)

Komponen	INPUT		OUTPUT	
	Arus 11	Resin di bed	Tertinggal di bed	Arus 12
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
H2O	15.455,49908			15.455,49908
CaCl2	0,00000020			0
(C6H12O6)n	76.532,57093			76.532,5709
HCl	0,341430308			0,34143031
Resin H+		0,000000399		0
Ca2+			0,00000798	0
Subtotal	91.965,70867	3,98818E-07	0,00000798	91.965,70867
Total	91.965,70867		91.965,70868	

IV.1.6 Neraca Massa *Anion Exchanger* (AE-01)

Tabel IV. 6 Neraca Massa *Anion Exchanger* (AE-01)

Komponen	INPUT		OUTPUT	
	Arus 12	Resin di bed	Tertinggal di bed	Arus 13
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
H2O	15.455,49908			15.455,49908
(C6H12O6)n	76.532,5709			76.532,5709
HCl	0,3414			0
Resin OH-		0,1590		0
Cl-			0,3321	0
Subtotal	91.965,70868	0,159029115	0,332090211	91.965,53562
Total	91.965,86771		91.965,86771	

IV.1.7 Neraca Massa *Evaporator* (EV-01)

Tabel IV. 7 Neraca Massa *Evaporator* (EV-01)

Komponen	INPUT		OUTPUT	
	Arus 13	Arus 14 (<i>recycle</i>)	Arus 15	
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	
H ₂ O	15.455,49908	14.105,09268	1.350,574781	
(C ₆ H ₁₂ O ₆) _n	76.532,57093		76.532,57093	
Subtotal	91.965,53562	14.105,09268	77.883,14571	
Total	91.965,53562		91.965,53562	

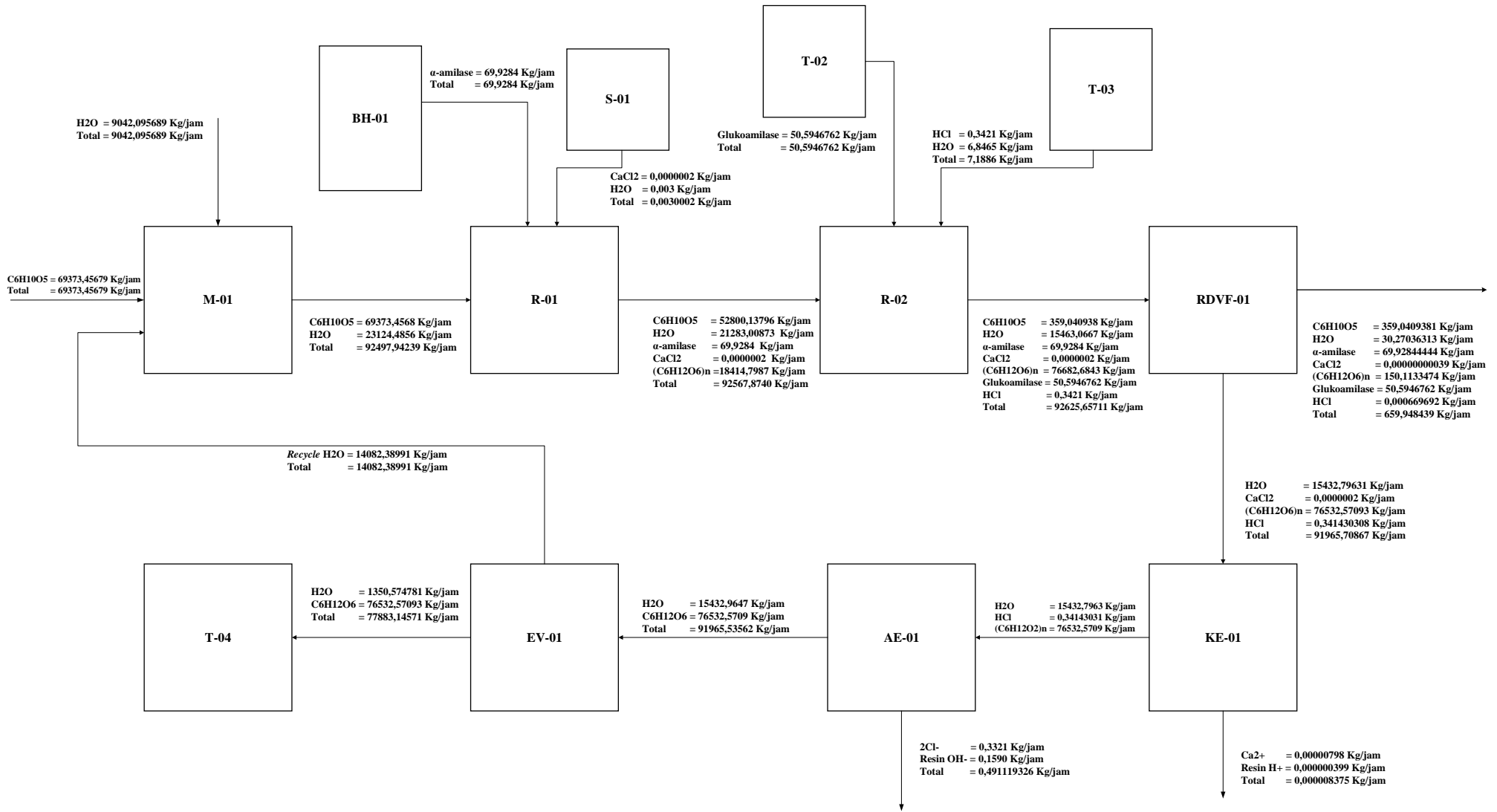
IV.8 Neraca Massa Total

Tabel IV. 8 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk							Keluar		
	Arus 1	Arus 2	Arus 4	Arus 5	Arus 7	Arus 8	Di bed	Arus 11 (<i>Cake</i>)	Tertinggal di bed	Arus 15
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
C ₆ H ₁₀ O ₅		69373,46						359,04		
H ₂ O	23124,48			0,00	6,85			7,57		1350,57
α - amilase			69,93					69,93		
CaCl ₂				0,00				0,00		
(C ₆ H ₁₂ O ₆) _n								150,11		76532,57
Glukoamilase						50,59		50,59		
HCl					0,34			0,00		
Resin H ⁺							0,00			
Resin OH ⁻							0,16			
Ca ²⁺									0,00	
Cl ⁻									0,33	
Subtotal	9042,10	69373,46	69,93	0,00	7,19	50,59	0,16	637,25	0,33	77883,15
Total					78520,72					78520,72

IV.9 Diagram Alir Kuantitatif

Diagram alir kuantitatif merupakan susunan blok yang berisi garis penghubung atau panah dan kotak yang mewakili alur kerja proses pembuatan sirup glukosa dari pati tapioka dan air. Pada setiap prosesnya dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir beserta data tekanan (P) dalam atm serta suhu (T) dalam °C.



Gambar IV. 1 Diagram Kuantitatif

BAB V
NERACA PANAS

V.1. Neraca Panas Alat

V.1.4 Neraca Panas Mixer (M-01)

Tabel V. 1 Neraca Panas *mixer* (M-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	216,1558944	
Produk		2.824,470273
Pemanas	2.608,314379	
Total	2.824,470273	2.824,470273

V.1.1 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel V. 2 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	Kkal/jam	Kkal/jam
Umpan	3.198.488,9288	
Reaksi standar	25.566.350,7038	
Produk		3.038.005,8845
Pendingin		25.726.833,7482
Total	28.764.839,6326	28.764.839,6326

V.1.2 Neraca Panas Reaktor (R-02)

Tabel V. 3 Neraca Panas Reaktor (R-02)

Komponen	Masuk	Keluar
	Kkal/jam	Kkal/jam
Umpan	1.636.717,6904	
Reaksi standar	492.538.834,7248	
Produk		1.363.151,4054
Pendingin		492.812.401,0098
Total	494.175.552,4152	494.175.552,4152

V.1.3 Neraca Panas Evaporator (EV-01)

Tabel V. 4 Neraca Panas *Evaporator* (EV-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	Kkal/jam	Kkal/jam
Umpan	1.320.398,8092	
<i>Steam</i>	8.990.485,6812	
Produk Vapor		158.683,0521
Produk Liquid		10.152.201,4383
Total	10.310.884,49	10.310.884,49

V.1.5 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

Tabel V. 1 Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	433,1168	
Produk		2.381,9046
Pemanas	1.948,7877	
Total	2.381,9046	2.381,9046

V.1.6 Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

Tabel V. 2 Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	1.488.089,845	
Produk		744.423,0153
Pendingin		743.666,8295
Total	1.488.089,845	1.488.089,845

V.1.7 Neraca Panas *Cooler* (CL-02)

Tabel V. 3 Neraca Panas *Cooler* (CL-02)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	1.003.791,435	
Produk		232.219,7211
Pendingin		771.571,7141
Total	1.003.791,435	1.003.791,435

V.1.8 Neraca Panas *Cooler* (CL-03)

Tabel V. 4 Neraca Panas *Cooler* (CL-03)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	1.003.791,435	
Produk		232.219,7211
Pendingin		771.571,7141
Total	1.003.791,435	1.003.791,435

V.1.9 Neraca Panas *Condensor* (CD-01)

Tabel V. 5 Neraca Panas *Condensor* (CD-01)

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	6.627.442,39	
Produk		3.313.721,195
Pendingin		3.313.721,195
Total	6.627.442,39	6.627.442,39

BAB VI
SPESIFIKASI ALAT

VI.1. Tangki Penyimpanan

Spesifikasi tangki penyimpanan dapat dilihat pada Tabel VI.1. Tabel

Tabel VI. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Keterangan	Tangki A	Tangki B	Tangki C	Tangki D	Tangki D
Kode Alat	T-01	T-02	T-03	TI-01	TI-01
Fungsi	Menyimpan produk HCl sebanyak 114,9456 kg selama 14 hari.	Menyimpan produk enzim <i>glukoamilase</i> sebanyak 8499,906 kg selama 7 hari.	Menyimpan produk Sirup Glukosa sebanyak 2709840,781 kg selama 7 hari.	Menyimpan sementara keluaran R-01	Menyimpan sementara keluaran R-02
Jenis	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>torispherical</i>	<i>Flat bottom, conical, roof, dan cylindrical vassel</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical head</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>torispherical</i>	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>torispherical</i>
Kapasitas (Kg)	50,5947	8499,906	2709840,781	31102805,61	31122220,79
Suhu desain	30°C	30°C	30°C	90°C	60°C
Tekanan desain	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Spesifikasi:					
Diameter <i>shell</i>	2,271 m	2,924 m	6,4008 m	13,0480 m	12,6120 m
Tinggi atap	0,6172 m	0,0798 m	2,7694 m	0,6172 m	0,6949 m
Tinggi Total	4,2748 m	6,7374 m	13,4374 m	17,351 m	17,638 m
Ketebalan <i>shell</i>	0,0048 m	0,0048 m	0,1875 m	0,0079 m	0,0079 m
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167 type 316</i>	<i>Stainless Steel AISI type 316</i>	<i>Stainless Steel AISI type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 type 316</i>

VI.2. Mixer

Berikut adalah spesifikasi *mixer* dapat dilihat pada table VI.2.

Tabel VI. 2 Spesifikasi *Mixer*

Keterangan	Mixer
Kode Alat	M-01
Fungsi	Melarutkan pati tapioca dengan air
Jenis	Tangki silinder tegak berpengaduk
Kapasitas	5696,2281 galon
Suhu desain	30°C
Tekanan desain	1 atm
Waktu Tinggal	19 menit
Spesifikasi:	
Tebal <i>shell</i>	3,16 in
OD	80 in
Dt	79,6250 in
Tinggi <i>mixer</i>	6,7010 m
Lebar Pengaduk	0,0674 m
Tebal <i>head</i>	3/16 in
Tinggi <i>head</i>	15,8743 in
Daya	0,5 Hp
Jumlah	1 buah

VI.3. Reaktor

Berikut ini adalah spesifikasi alat Reaktor dapat dilihat pada Tabel VI.3

Tabel VI. 3 Spesifikasi Reaktor

Keterangan	Reaktor A	Reaktor B
Kode Alat	R-01	R-02
Fungsi	Tempat berlangsungnya proses Liquifikasi	Tempat berlangsungnya proses Sarafikasi
Jenis	Reaktor kontiniu	Reaktor kontiniu
Kapasitas	30,0848 m^3	228,2892 m^3

Suhu desain	90°C	60°C
Tekanan desain	1 atm	1 atm
Waktu reaksi	2 Jam	24 Jam
Spesifikasi:		
Diameter <i>shell</i>	3,1833 m	6,2554 m
Tinggi <i>shell</i>	3,9866 m	7,9574 m
Tinggi atap	0,6019 m	1,1090 m
Tinggi total	5,1904 m	10,1754 m
Ketebalan <i>shell</i>	0,0048 in	0,0064 m
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167</i> TP 316	<i>Stainless Steel SA 167</i> TP 316
Jumlah	5 buah	5 buah
Pengaduk:		
Jenis pengaduk	<i>Six bladed axial flow turbine in baffle tank</i>	<i>Six bladed axial flow turbine in baffle tank</i>
Diameter	1,0611 m	2,0851 m
Lebar pengaduk	1,0611 m	2,0851 m
Panjang	0,2653 m	0,5213 m
Daya	10 Hp	50 Hp
Kecepatan pengaduk	141,3722 rpm	128,7039 rpm
Jumlah	5 buah	5 buah
Spesifikasi jaket dan koil:		
Jenis pendingin	Air pendingin	Air Pendingin
Suhu masuk	30°C	30°C
Suhu keluar	35°C	65°C
Diameter	4,0603 m	5,0043 m
Tebal <i>shell</i> /OD	3,9333 m	6,2554 m
Tinggi/ID	0,3750 m	0,7047 m
Tinggi <i>shell</i> jaket/Panjang	2,7217 m	9,3830 m
Jumlah	5 buah	5 buah

VI.4 Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF)

Berikut ini adalah spesifikasi alat *rotary drum vacuum filter* dapat dilihat pada Tabel VI.4.

Tabel VI. 4 Spesifikasi *Rotary Drum Vacuum Filter*

Keterangan	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
Kode Alat	RDVF-01
Fungsi	Memisahkan padatan yang tidak larut dari <i>slurry</i> keluaran Reaktor-02 (R-02)
Jenis	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>
Bahan media filter	Kanvas
Jumlah	1 buah
Suhu	40°C
Tekanan	1 atm
Volume <i>filtrat</i>	69692,78655 m ³ /Jam
Porositas <i>cake</i>	0,3781
Periode putar	1 menit
Diameter <i>drum</i>	5,3433 m
Panjang <i>drum</i>	10,6865 m

VI.5. Cation Exchanger

Berikut ini adalah spesifikasi alat *cation exchanger* dapat dilihat pada Tabel VI.5.

Tabel VI. 5 Spesifikasi *Cation Exchanger*

Keterangan	<i>Cation Exchanger</i>
Kode Alat	KE-01
Fungsi	Menjerapkan ion Ca ²⁺ dari sirup glukosa dan menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam larutan
Jenis	Tangki silinder vertikal dengan isian butir-butir resin
Bahan resin	<i>Polystyrene sulfonat</i>

Bahan	<i>Carbon Steel Plate SA-285 grade C</i>
Suhu	40°C
Tekanan	1 atm
Jumlah	2 buah
Waktu operasi	10 hari
Volume	0,0146 m ³
<i>Dimensi Ion Exchanger:</i>	
Diameter	0,4814 m
Tinggi	0,8248 m
Tebal <i>shell</i>	0,7897 in
<i>Head and Bottom</i>	
Tipe	<i>Torispherical</i>
Tebal	0,1875 in
Tinggi	0,1099 m

VI.6 Anion Exchanger

Berikut ini adalah spesifikasi alat *anion exchanger* dapat dilihat pada table VI.6.

Tabel VI. 6 Spesifikasi *Anion Exchanger*

Keterangan	<i>Anion Exchanger</i>
Kode Alat	AE-01
Fungsi	Menjerapkan ion Cl ⁻ dari sirup glukosa
Jenis	Tangki silinder vertikal dengan isian butir-butir resin
Bahan resin	<i>Polystyrene sulfonat</i>
Bahan	<i>Carbon Steel Plate SA-285 grade C</i>
Suhu	40°C
Tekanan	1 atm
Jumlah	2 buah
Waktu operasi	10 hari
Volume	0,0582 m ³

<i>Dimensi Ion Exchanger:</i>	
Diameter	0,9628 m
Tinggi	0,8481 m
Tebal <i>shell</i>	0,15794 in
<i>Head and Bottom</i>	
Tipe	<i>Torispherical</i>
Tebal	0,1875 in
Tinggi	0,1099 m

VI.7 Evaporator

Berikut ini adalah spesifikasi alat *evaporator* dapat dilihat pada table VI.7

Tabel VI. 7 Spesifikasi *Evaporator*

Keterangan	<i>Evaporator</i>
Kode Alat	EV-01
Fungsi	Mengurangi kandungan air dalam larutan $C_6H_{12}O_6$ dengan cara memekatkan produk hingga kekentalan mencapai 80%
Jenis	<i>Vertical Short Tube Evaporator</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless steel SA-167 type 316</i>
Suhu desain	142°C
Waktu tinggal	0,5 jam
Laju alir umpan	91965,536 kg/jam
Laju alir uap	971,483 kg/jam
Spesifikasi:	
Diameter <i>shell</i>	0,8382 m
Tinggi <i>shell</i>	6,7412 m
Tinggi atap	0,3965 m
Tinggi total	7,1377 m
Jumlah <i>tube</i>	0,1911 m
Jenis <i>tube</i>	2 buah
Ketebalan <i>shell</i>	¼ in
Tinggi <i>tube</i>	5,4864 m
Jumlah <i>tube</i>	240 buah
Jenis <i>tube</i>	16 BWG dengan ID <i>shell</i> 1,2 in

Suhu umpan	145 °C
Suhu keluar	145°C
Suhu <i>steam</i>	150°C

VI.8 Heat Exchanger

Berikut ini adalah spesifikasi alat *heat exchanger* dapat dilihat pada table VI.8

Tabel VI. 8 Spesifikasi *Heat Exchanger*

Keterangan	<i>Heat Exchanger B</i>
Kode alat	HE-02
Fungsi	Meningkatkan suhu umpan masuk <i>evaporator</i> dari 40°C ke 107°C
Jenis	<i>Shell and tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Plate Steel SA. 283 Grade C</i>
Spesifikasi:	
ID	12 in
OD	0,7500 in
A	104,9990 ft ²
Rd	0,0073 (jam. ft ² . °F)/Btu
ΔPs	173305,2809 psi
ΔP	332,1879 psi

VI.9 Cooler

Berikut ini adalah spesifikasi alat *cooler* dapat dilihat pada table VI.9.

Tabel VI. 9 Spesifikasi *cooler*

Keterangan	<i>Cooler A</i>	<i>Cooler B</i>	<i>Cooler C</i>
Kode Alat	CL-01	CL-02	CL-03
Fungsi	Mendinginkan keluaran reaktor 1	Mendinginkan keluaran reaktor 2	Mendinginkan keluaran bawah

	dari 90°C menjadi 60°C sebelum masuk reaktor 2	dari 60°C menjadi 40°C sebelum masuk RDVF	<i>evaporator</i> dari 145°C menjadi 30°C sebelum masuk ke tangka penyimpanan
Jenis	<i>Shell and Tube Cooler</i>	<i>Shell and Tube Cooler</i>	<i>Shell and Tube Cooler</i>
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>
Spesifikasi:			
ID	2,0670 in	2,0670 in	2,0670 in
OD	2,3800 in	3,8000 in	3,8000 in
A	161,9234 ft ²	3,6927 ft ²	60,8335 ft ²
Rd	0,0032 (jam. ft ² . °F)/Btu	0,0121 (jam. ft ² . °F)/Btu	0,0059 (jam. ft ² . °F)/Btu

VI.10. *Condesor*

Berikut ini adalah spesifikasi alat *condesor* dapat dilihat pada table VI.10.

Tabel VI. 10 Spesifikasi *Condesor*

Keterangan	<i>Condesor A</i>
Kode Alat	CD-01
Fungsi	Mengkondensasi hasil dari produk atas <i>evaporator</i>
Jenis	<i>Shell and Tube Cooler</i>
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>
Spesifikasi:	
ID	1,38 in
OD	2,469 in
A	798,4249 ft ²
Rd	0,0104 (jam. ft ² . °F)/Btu

VI.11. Pompa

Berikut ini adalah spesifikasi alat pompa dapat dilihat pada tabel VI.11.

Tabel VI. 11 Spesifikasi Pompa

Keterangan	Pompa A	Pompa B	Pompa C	Pompa D
Kode alat	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan keluaran R-01 menuju TI-01	Mengalirkan keluaran TI-01 menuju R-02	Mengalirkan keluaran T-02 menuju R-02	Mengalirkan keluaran T-01 menuju R-02
Jenis	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Spesifikasi:				
Efisiensi				
Pompa	75%	75%	80%	80%
Motor	70%	70%	89%	85%
<i>Power</i>				
Pompa	2,7 HP	2,7 HP	0,2 HP	0,3 HP
Motor	3,9 HP	3,9 HP	0,5 HP	0,5 HP
OD	6,6250 in	6,6250 in	6,6250 in	6,6250 in
ID	5,7610 in	5,7610 in	5,7610 in	5,7610 in
<i>Head</i>	16,7971 m	16,7971 m	8,0839 m	8,0839 m
<i>Flow area</i>	26,1058 in ²	26,1058 in ²	0,0576 in ²	14,1408 in ²
<i>Sch. Number</i>	80	80	80	80
Kecepatan Alir	4,4262 ft/s	4,4262 ft/s	0,0124 ft/s	0,0058 ft/s

Tabel VI. 12 Spesifikasi Pompa

Keterangan	Pompa E	Pompa F	Pompa G	Pompa H	Pompa H
Kode alat	P-05	P-06	P-07	P-08	P-09
Fungsi	Mengalirkan keluaran R-02 menuju TI-01	Mengalirkan keluaran TI-02 menuju RDVF-01	Mengalirkan keluaran RDVF-01 menuju KE-01	Mengalirkan keluaran KE-01 menuju AE-01	Mengalirkan keluaran AE-01 menuju EV-01
Jenis	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>	<i>Centrifugal Pumps</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Spesifikasi:					
Efisiensi					
Pompa	80%	80%	80%	78%	75%
Motor	85%	85%	85%	88%	80%
<i>Power</i>					
Pompa	3 HP	3 HP	3 HP	5 HP	3,6 HP
Motor	5 HP	5 HP	5 HP	6 HP	4,5 HP
OD	3,5 in	3,5 in	3,5 in	4,5000 in	3,4 in
ID	3,068 in	3,068 in	3,068 in	3,8260 in	3,8 in
<i>Head</i>	2 m	2 m	2 m	3,8 m	8,0839 m
<i>Flow area</i>	11,5201 in ²	11,5201 in ²	11,5201 in ²	11,5201 in ²	11,5201 ft ²
<i>Sch. Number</i>	80	80	80	80	40,0000
Kecepatan Alir	10,1250 ft/s	10,1250 ft/s	10,1250 ft/s	12,1125 ft/s	9,8982 ft/s

VI.13 Warehouse

Berikut ini adalah spesifikasi alat *warehouse* dapat dilihat pada tabel VI.13

Tabel VI. 13 Spesifikasi Alat *Warehouse*

Keterangan	<i>Warehouse</i>
Kode Alat	WH-01
Fungsi	Meyimpan bahan baku pati untuk operasi selama 30 hari
Tipe	Penyimpanan <i>in door</i> (Gudang)
Bahan konstruksi <i>roof</i>	<i>Comercial steel</i>
Jumlah	1 unit
Waktu operasi	30 hari
Volume bahan	33299,2592 m ³
Volume Gudang (VG)	33299,2592 m ³
Kondisi operasi:	(Jam.ft ² . °F)/Btu
suhu	30 °C
tekanan	1 atm
Dimensi:	
Panjang	8,859 m
Lebar	8,859 m
Tinggi	11,000 m
Tebal <i>Head</i>	0,1146 in

VI.14. *Belt Conveyor*

Berikut ini adalah spesifikasi alat *belt conveyor* dapat dilihat pada tabel VI.14.

Tabel VI. 14 Spesifikasi *Belt Conveyor*

Keterangan	<i>Belt Conveyor</i>
Kode Alat	BC-01
Fungsi	Mengangkut Pati tapioca ke <i>mixer</i>
Jenis	<i>Belt conveyor</i> <i>Continuous Closed</i>
Spesifikasi:	
Lebar <i>belt</i>	14 in
Panjang <i>belt</i>	23,9440 m
Power motor	8,4477 Hp
Kapasitas	69373,45679 kg/jam
Jumlah	1 buah

VI.15. *Bucket Elevator*

Berikut ini adalah spesifikasi alat *bucket conveyor* dapat dilihat pada tabel VI.15.

Tabel VI. 15 Spesifikasi *Belt Elevator*

Keterangan	<i>Bucket Elevator</i>
Kode Alat	BE-01
Fungsi	Mengangkut Pati dari BC-01
Jenis	<i>Centrifugal Discharge Belt</i>
Spesifikasi :	
Ukuran <i>bucket</i>	6 x 4 x 4 ¼ in ³
Jarak antara <i>bucket</i>	12 in
Lebar <i>bucket</i>	7 in
Kecepatan <i>bucket</i>	41 rpm
Power motor	1,25 HP
Kapasitas	69373,45679 kg/jam
Jumlah	1 buah

VI.16. *Screw Conveyor*

Berikut ini adalah spesifikasi alat *screw conveyor* dapat dilihat pada tabel VI.16

Tabel VI. 16 Spesifikasi *Screw Conveyor*

Keterangan	<i>Screw Conveyor</i>
Kode Alat	SC-01
Fungsi	Mengangkut umpan dari M-01 ke R-01
Jenis	<i>Inclined Screw Conveyor</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-316 Grade-C</i>
Panjang	30 ft
Diameter	14 in
Kecepatan <i>Screw</i>	50 rpm
Power	1,5 HP

VI.17. *Bin Hopper Enzim Amilase*

Berikut ini adalah spesifikasi alat *bin Bin hopper Enzim Amilase*
hopper Enzim Amilase dapat dilihat pada table VI.17.

Tabel VI. 17 Spesifikasi

Keterangan	<i>Bin Hopper Enzim Amilase</i>
Kode Alat	BH-01
Fungsi	Menyimpan enzim α -amilase sebanyak 69,9284 kg/jam selama 30 hari
Jenis	<i>Bin Hopper Enzim Amilase</i>
Suhu	30°C
Tekanan	1 atm
Bahan	Padat
Spesifikasi:	
Diameter	13,0798 m
Tinggi	19,6197 m
Kapasitas	69,9284 kg/jam selama 30 hari
Jumlah	1 buah

VI.17. Silo

Berikut ini adalah spesifikasi alat *silo* dapat dilihat pada table VI.18.

Tabel VI. 18 Spesifikasi Silo

Keterangan	Silo
Kode Alat	S-01
Fungsi	Penyimpanan CaCl ₂
Jenis	<i>Vertical Tank, Flat head, with conical bottom</i>
Kapasitas	0,00000021 kg/jam selama 30 hari
Suhu desain	30°C
Tekanan desain	1 atm
Spesifikasi:	
Diameter <i>shell</i>	1,3654 m
Tinggi Silo	2,6034 m
Tebal <i>head</i>	0,1875 in
Bahan	padat
Jumlah	1 buah

BAB VII

UTILITAS

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi di dalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Power Generation*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Limbah
6. Unit Laboratorium

VII.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

VII.1.1 Unit Penyedia Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air danau, air sungai maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Sirup Glukosa ini, sumber air yang dapat digunakan berasal dari Sungai Wai Galih, Sungai Sekampung, dan Sungai Kali Batu. Adapun penggunaan air sungai tersebut sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif lebih murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biayanya umumnya lebih besar.
2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibandingkan dengan air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

1. Air Pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerapkan jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam Batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

2. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Berapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- a. Zat yang dapat menyebabkan korosi Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O₂ dan Co₂. Oksigen tergolong penyebab korosi karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.
- b. Zat yang menyebabkan kerak (*Scale Foaming*)

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat atau silika.

- c. Zat yang menyebabkan *Foaming*

Air yang diambil Kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi padaalkalitas tinggi.

3. Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium dan masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu yaitu:

- a. Syarat fisika meliputi:

1. Suhu: dibawah suhu uara.

2. Warna: jernih.
 3. Rasa: tidak berasa.
 4. Bau: tidak berbau.
- b. Syarat kimia meliputi:
1. Tidak mengandung zat organik yang terlarut dalam air.
 2. Tidak mengandung bakteri.

Air permukaan Sungai yang akan digunakan sebagai air pendingin, air minum, air umpan, *boiler*, dan air proses harus diproses terlebih dahulu sebelum digunakan. Untuk air umpan boiler harus digunakan terlebih dahulu dengan proses demineralisasi, dearasi, dan penambahan senyawa kimia tertentu untuk menghilangkan kesadiahannya. Secara sederhana pengolahan air meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan dearasi.

VII.1.2 Unit Pengolahan Air

Untuk memenuhi syarat air yang layak maka kebutuhan air pabrik yang berasal dari Sungai harus diolah terlebih dahulu dengan beberapa tahapan-tahap pengolahan air sebagai berikut:

4. Penghisapan

Air yang diambil dari Sungai perlu melalui pemompaan yang nantinya akan dialirkan menuju alat penyaringan untuk menghilangkan partikel-kotoran yang cukup besar. Pemisahan tersebut dilakukan dengan caramelawatkan air Sungai melalui kisi-kisi besi, dengan tujuan supaya air bersih dari kotoran fisik berupa kayu, sampah, dan lain-lain.

5. Penyaringan (*Screening*)

Air yang telah melewati proses *clarifier* akan dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menyaring partikel solid yang lolos pada proses *clarifier*. Setelah melalui proses sand filter, air dengan *turbidity* yang berkisar pada 2 ppm akan dialirkan ke dalam tangki penampung (*filterwater reservoir*). Air dari tangki penampung didistribusikan ke menara air dan 61 unit demineralisasi. Untuk proses penyaringan menggunakan sand filter perlu adanya regenerasi secara periodik dengan metode *backwashing* karena kemampuan penyaringannya

yang terus berkurang.

6. Penampungan (*Reservoir*)

Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari Sungai dengan proses sedimentasi. Kotoran kasar yang terdapat dalam air akan mengalami pengendapan yang terjadi karena gravitasi.

7. Flokulasi

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat menggunakan sumber air yang ada di daerah sekitar dengan mengolah terlebih dahulu sumber air tersebut agar memenuhi syarat untuk dapat digunakan. Pengolahan tersebut meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan desinfektan atau penggunaan ion *exchanger*. Pertama *raw water* diumpangkan ke dalam tangki untuk diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ dan Na_2CO_3 yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku kemudian dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya dengan menginjeksikan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur PH. Air baku ini kemudian dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk menggunakan agitator. Air bersih akan keluar melalui pinggir *clarifier* secara *overflow* sedangkan sludge (flok) akan mengendap karena gravitasi dan di *blowdown* secara berkala sesuai waktu yang ditentukan. Setelah melalui proses ini air diharapkan mencapai kondisi *turbidity* < 10 ppm dari kondisi awalnya berada pada nilai ± 4 ppm.

8. Penyaringan (*Sand filter*)

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* yang bertujuan untuk menahan atau menyaring partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Pada tahap ini air akan melewati penyaringan yang berbentuk *bed* yang terisi pasir dan kerikil. Air yang keluar dari *sand filter* ditampung di dalam bak penampung air bersih. Setelah melalui bagian ini, air siap didistribusikan ke setiap bagian unit sesuai dengan keperluannya. Untuk keperluan kantor, perumahan dan

poliklinik air dalam bak penampung akan ditambah dengan gas *chlorine* untuk membunuh kuman. Sementara air yang digunakan untuk air proses dan air pendingin reaktor dapat langsung dialirkan dari bak penampung menuju proses.

9. Bak Penampung Air Bersih

Air yang melalui tahap filtrasi sudah bisa disebut dengan air bersih. Nantinya air keluaran proses filtrasi akan ditampung pada bak penampung air bersih. Air bersih keluaran proses filtrasi akan ditampung pada bak penampung air bersih. Air bersih yang ditampung dapat langsung digunakan untuk air layanan umum (*service water*). Selain itu air bersih ini juga digunakan untuk *domestic water*, air pendingin dan *boiler feed water*, namun air harus disinfektanisasi terlebih dahulu menggunakan resin untuk menghilangkan mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , dengan tujuan agar menghasilkan air demin melalui proses demineralisasi.

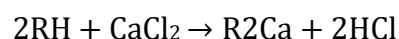
10. Demineralisasi

Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung dalam *filtered water* sehingga konduktivitasnya $< 0,3$ Ohm dan kandungan silica $< 0,02$ ppm. Air murni ini dibutuhkan untuk keperluan umpan ketel (*boiliter*). Proses demineralisasi air untuk keperluan *boiler* terbagi menjadi tahapan berikut:

11. *Cation Exchanger*

Cation Exchanger berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation yang terkandung di dalam air diganti dengan anion Ca^{2+} . Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion Ca^{2+} yang ditunjukkan dalam reaksi berikut:

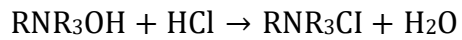
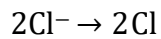
Reaksi



12. *Anion Exchanger*

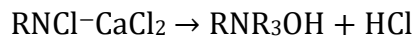
Anion Exchanger berfungsi untuk mengikat ion negatif (*anion*) yang terlarut dalam air, dengan resin yang digunakan bersifat basa, sehingga anion seperti 2Cl^- akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



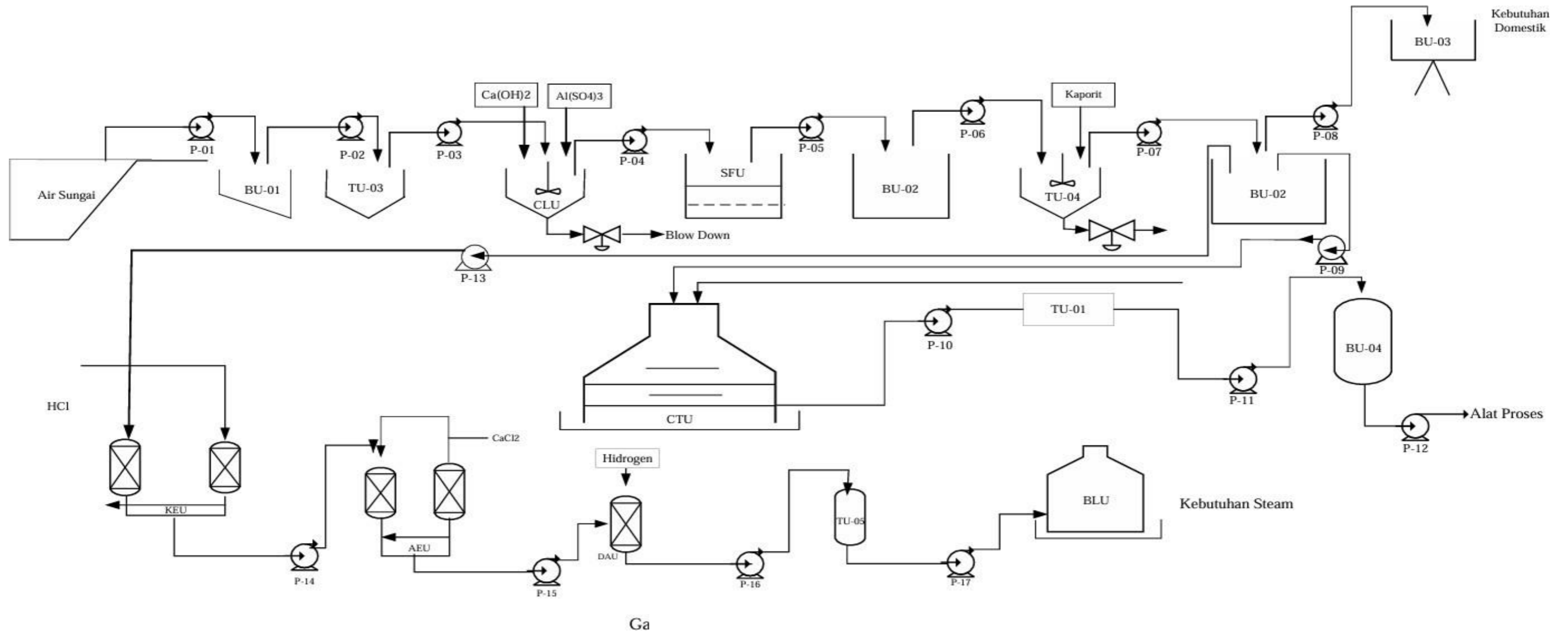
Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan dengan larutan CaCl_2 .

Reaksi:



13. Deaerator

Unit deaerator bertujuan untuk membebaskan air umpan boiler dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi dipompa menuju deaerator dan akan diinjeksi *hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.



Keterangan:

- 1. BU-01: Bak Pengendapan Awal
- 2. BU-02: Bak Penampung Sementara
- 3. BU-03: Bak Distribusi
- 4. BU-04: Bak Air Pendingin
- 5. TU-01: Tangki Penyimpanan Air Pendingin

- 6. TU-02: Tangki Air Domestik
- 7. TU-03: Premix Tank
- 8. TU-04: Tangki Klorinator
- 9. TU-05: Tangki Air Umpan Boiler
- 10. CLU : Clarifier
- 11. SFU: Sand Filter

- 12. CTU: Cooling Tower
- 13. KEU: Cation Exchanger
- 14 AEU: Anion Exchanger
- 15. DAU: DAerator
- 16. bl: Boiler

Gambar VII.1 Skema Pengolahan Air

VII.1.3 Kebutuhan Air

a. Air umpan boiler

Air umpan boiler digunakan untuk alat proses yang membutuhkan *steam*, seperti: *heater* dan *evaporator*.

Tabel VII. 1 Kebutuhan Air Steam

Nama Alat	Jumlah (Kg/jam)
HE-01	1859,4591
HE-02	1389,2846
EV-01	19082,7530
Total	22331,4967

Didapatkan perkiraan air yang hilang pada saat *blowdown* 20% dari kebutuhan air untuk membuat *steam*.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air } \textit{blowdown} \text{ boiler} &= 20\% \times 22331,4967 \text{ kg/jam} \\ &= 5359,5592 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan pendingin, seperti: *cooler* dan jaket pendingin.

Tabel VII. 2 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Jumlah (Kg/jam)
CL-01	37137,2410
CL-02	39607,8168
CL-03	4860,6519
R-01	11310,0996
R-02	22009,2280
M-01	21746,72397
Total	136671,7613

Didapatkan perkiraan air yang hilang pada saat *makeup* 20% dari kebutuhan air untuk membuat *steam*.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air } \textit{makeup} \text{ pendingin} &= 20\% \times 136671,7613 \text{ kg/jam} \\ &= 164006,1136 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Air Domestik

Kebutuhan air domestik terdiri kebutuhan air untuk tempat tinggal area *mess* dan kebutuhan air karyawan. Menurut standar WHO kebutuhan air untuk 1 orang adalah

100-120 liter/hari.

Tabel VII. 3 Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan	Air yang dibutuhkan (Kg/jam)
Karyawan	834
<i>Mess</i>	11520
Total	12354

d. Air Kantor

Kebutuhan air kantor dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel VII. 4 Kebutuhan Air Kantor

Kebutuhan	Air yang dibutuhkan (Kg/jam)
Air Karyawan	10000
Bengkel dan Pos Satpam	300
Poliklinik dan Kantor	500
Laboratorium	1000
Pemadam Kebakaran	5000
Katin, masjid dan Kebu	2000
Total	18800

Maka kebutuhan air total dapat dilihat pada tabel VII.5 berikut:

Tabel VII. 5 Kebutuhan air sungai

Jenis Kebutuhan	Kebutuhan (Kg/jam)
<i>Process water</i>	23124,4856
<i>Cooling Water</i>	164006,1136
<i>Steam Water</i>	26797,7961
<i>Service Water</i>	1500,0000
<i>Domestic Water</i>	18800,0000
Total	234228,3952

Didapatkan perkiraan air yang *overdesign* sebanyak 10% dari kebutuhan air untuk kebutuhan dalam lokasi pabrik.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air } \textit{overdesign} &= 10\% \times 234228,3952 \text{ kg/jam} \\ &= 23422,8395 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

VII.1.4 Unit Pembangkit *steam*

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan katel uap (*boiler*) dengan spesifikasi sebanyak berikut: Kapasitas

: 22331,4967 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Dengan kondisi operasi:

Suhu : 150°C

Tekana : 5 atm

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* dan pengaman yang telah bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O^2 , Ca, dan Mg yang mungkin masih terkandung dengan menambahkan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH air tersebut sehingga berkisar antara 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan terlebih dahulu ke dalam *economizer* yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 32°C. Di dalam *boiler*, api yang keluar dari pembakaran (*burner*) akan memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding pipa hingga mendidih. Uap air yang terkumpul akan meningkatkan tekanan dalam boiler kemudian dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke area-area proses.

VII.1.5 Unit Pembangkit Listrik

Unit bertugas untuk menyediakan kebutuhan Listrik yang meliputi:

- a. Listrik untuk keperluan alat proses dan utilitas = 721,3471 kW
- b. Listrik untuk keperluan alat instrumen dan kontrol = 40 kW
- c. Listrik untuk rumah tangga, perkantoran, dll. = 115 kW
- d. Listrik untuk laboratorium dan bengkel = 40 kW

Total kebutuhan Listrik sebesar 916,3471 kW sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, keperluan pengolahan air dan peralatan elektronik. Listrik *disupply* dari PLN dan generator dengan kekuatan sebesar 700 kVA sebagai Cadangan apabila Listrik dari PLN mengalami gangguan.

VII.1.6 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertugas untuk memastikan ketersediaan bahan bakar seperti keperluan untuk pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar pada *boiler* menggunakan *fuel oil* sebanyak 452,2971 kg/jam dan bahan bakar solar untuk generator jika diperlukan yaitu sebesar 836,6329 kg/jam. Total keseluruhan bahan bakar yang dibutuhkan jika generator digunakan pada saat proses yaitu 1288,9300 kg/jam.

VII.1.7 Unit Pengolahan Limbah

Limbah dari suatu pabrik harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer, karena limbah tersebut mengandung bermacam senyawa yang dapat membahayakan alam sekitar maupun kesehatan masyarakat yang berada didekat lokasi pabrik. Oleh karena itu limbah pabrik pembuatan sirup glukosa akan diserahkan kepada pihak ketiga yaitu PT. Pengolahan limbah industri yang berada dilampung untuk diolah secara profesional sesuai prosedur yang baik dan tepat. Beberapa limbah yang akan di olah sebagai berikut:

1. Limbah Proses

Limbah proses yang dihasilkan dari pabrik ini berupa *cake* yang kandungannya terdiri dari pati tapioka, dekstrin dan enzim-enzim yang tidak diinginkan terdapat di dalam produk merupakan keluaran dari RDVF. Adapun pengolahan limbah proses ini dilakukan dengan metode *Landfill* atau penimbunan dalam tanah.

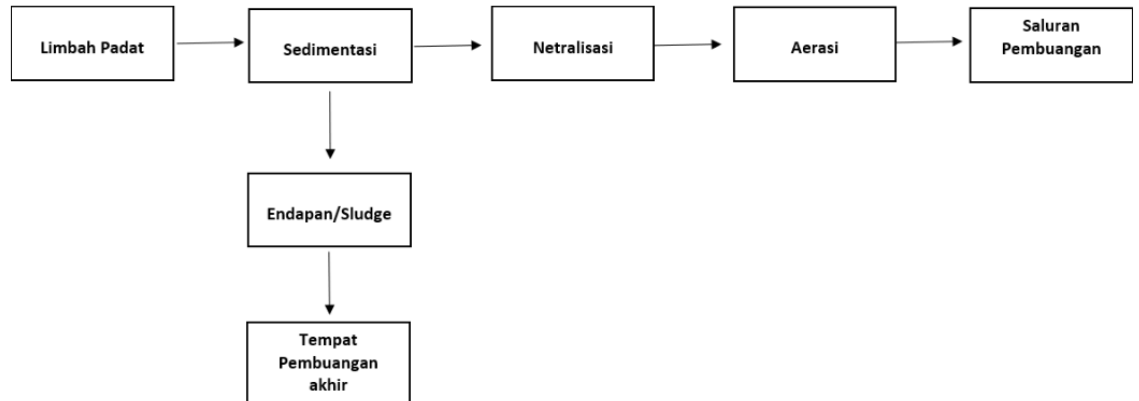
2. Limbah domestik dan kantor

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

3. Limbah Laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan-bahan kimia

yang digunakan untuk menganalisis mutu bahan baku yang dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses. Limbah laboratorium termasuk kategori limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) sehingga dalam penanganannya harus dikirim ke pengumpul limbah B3 sesuai dengan peraturan pemerintah Republik Indonesia Nomor 18 Tahun 1999 Tentang Pengolahan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun.



Gambar VII.2 Diagram pengolahan Limbah

BAB VIII

LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi dapat mempengaruhi perkembangan dan kelangsungan suatu pabrik. Ada beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik agar menghasilkan keuntungan yang besar. Dalam rancangan, lokasi pabrik sirup glukosa akan didirikan di daerah Lampung Selatan dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Penyedia Bahan Baku

Bahan baku pokok untuk membangun pabrik sirup glukosa yaitu pati tapioka. Penempatan pabrik yang dekat dengan bahan baku dapat mengurangi waktu dan biaya produksi. Daerah yang menghasilkan pati tapioka terbesar adalah Provinsi Lampung. Beberapa perusahaan yang memproduksi pati tapioka yaitu PT Berjaya Tapioka Indonesia (120.000 ton/tahun) yang terletak di Lampung Timur, Bangka Asindo Anggri (45.000 ton/tahun) di Bangka Belitung, Bayuansih Agro Mandiri (18.000 ton/tahun) di Palembang, Hampan Bumi mas Abadi (48.000 ton/tahun). Untuk enzim α -amilase dan glukamilase diperoleh impor dari *China*.

2. Pemasaran Produk

Penjualan produk ditargetkan di kota Bandar Lampung, Jabodetabek dan sekitarnya Kabupaten Lampung Selatan mempunyai posisi yang strategis yaitu dekat dengan Pelabuhan Bandar Bakau Jaya dan dapat terdapat rute langsung dengan Pelabuhan Merak, Pulo Merak, Kota Cilegon, Banten yang mempermudah pemasaran untuk industri luar negeri.

3. Sarana Transportasi

Pendirian pabrik harus ditempatkan dengan pasar, bahan baku atau dekat dengan pelabuhan, dan jalan raya, yang mana bertujuan untuk mempermudah transportasi dan mengurangi biaya yang dikeluarkan baik oleh perusahaan ataupun karyawan. Sarana transportasi untuk keperluan seperti pengangkutan bahan baku, pemasaran produk serta kegiatan lain yang berhubungan dengan aktivitas kelancaran operasi pabrik dapat ditempuh.

4. Ketersediaan Tenaga Kerja

Ketersediaan tenaga kerja di daerah Lampung Selatan yang memiliki penduduk terbanyak dari kota yang ada di provinsi Lampung lainnya (Data BPS 2020) membuat ketersediaan tenaga kerja yang dapat diserap dari masyarakat Lampung Selatan melimpah sehingga tidak sulit untuk menyediakan tenaga kerja yang diperlukan oleh pabrik. Tentu saja hal ini tidak menutup kemungkinan untuk mengambil tenaga kerja dari daerah lain yang memenuhi kompetensi yang diperlukan oleh pabrik.

5. Utilitas

Pabrik pembuatan sirup glukosa merupakan faktor penting untuk dipertimbangkan ketika memilih lokasi untuk bisnis. Dalam mengoperasikannya, pabrik membutuhkan pasokan air, energi (listrik), steam, dan kebutuhan utilitas lainnya untuk menunjang kebutuhan proses, pendingin, pemadam kebakaran, maupun kebutuhan rumah tangga pabrik. Berdasarkan hal tersebut, lokasi pabrik seharusnya dapat berdekatan dengan sumber air seperti sungai, laut, atau waduk sehingga dapat terjamin ketersediaannya. Selain itu, biaya produksi bisa menjadi lebih ekonomis. Kawasan industri Katibung, Lampung Selatan memiliki sumber air untuk memenuhi kebutuhan unit pendukung proses, yaitu air dari sungai Sekampung, sungai Kalibatu, dan sungai Way Galih. Untuk sumber energi utamanya yaitu energi listrik dapat dipenuhi dengan instalasi listrikbekerjasama dengan Perusahaan Listrik Negara (PLN).

6. Kesediaan Iklim

Lampung Selatan merupakan kabupaten di Indonesia yang beriklim tropis yang memiliki 2 musim dan mempunyai rata-rata suhu antara 26-28°C dan kelembapan 80-88% membuat kawasan ini cocok untuk dijadikan lokasi pabrik.

7. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik perlu mempertimbangkan ketersediaan lahan dimana pemerintah Lampung Selatan menyediakan lahan industri ±30.000 Ha (Impedal Lampung Selatan) yang dinilai sangat cukup untuk rencana perluasan pabrik apabila diperlukan dalam 5-10 Tahun kedepan.

8. Kebijakan Pemerintah

Pendirian pabrik di Lampung Selatan berdasarkan kebijakan pemerintah setempat yang dari tahun 2017 dengan gencar mendirikan infrastruktur yang memiliki tujuan menarik investor untuk mendirikan usaha dinilai sangat mendukung terwujudnya pendirian pabrik ini karena sesuai dengan tujuan pemerintah setempat untuk mendatangkan lapangan usaha dan pemanfaatan masyarakat sekitar sebagai tenaga kerja.

9. Karakteristik Daerah dan Masyarakat

Keadaan sekitar lahan pabrik haruslah diamati atau dimengerti, dengan maksud agar pada saat pabrik telah berdiri tidak akan timbul masalah yang akan berkembang, misal dapat menggunakan potensi-potensi yang ada baik potensi alam sekitar ataupun potensi masyarakat sekelilingnya.

VIII.2. Layout Pabrik

Tata letak pabrik merupakan hal yang sangat penting untuk mengatur letak alat proses, unit produksi, utilitas, penyimpanan bahan baku dan produk, perkantoran dan sarana lainnya. Berikut ini adalah *lay out* pabrik yang dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah administrasi/Perkantoran

Daerah perkantoran/administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Daerah ini terletak di depan dekat dengan gerbang masuk pabrik.

2. Laboratorium

Laboratorium digunakan sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan baku serta produk yang dihasilkan.

3. Daerah proses dan Ruang Kontrol

Merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat proses produksi. Sedangkan *control room* merupakan tempat untuk mengendalikan proses apabila terjadi penyimpangan selama proses berlangsung.

4. Daerah Pergudangan, umum, bengkel, dan garasi

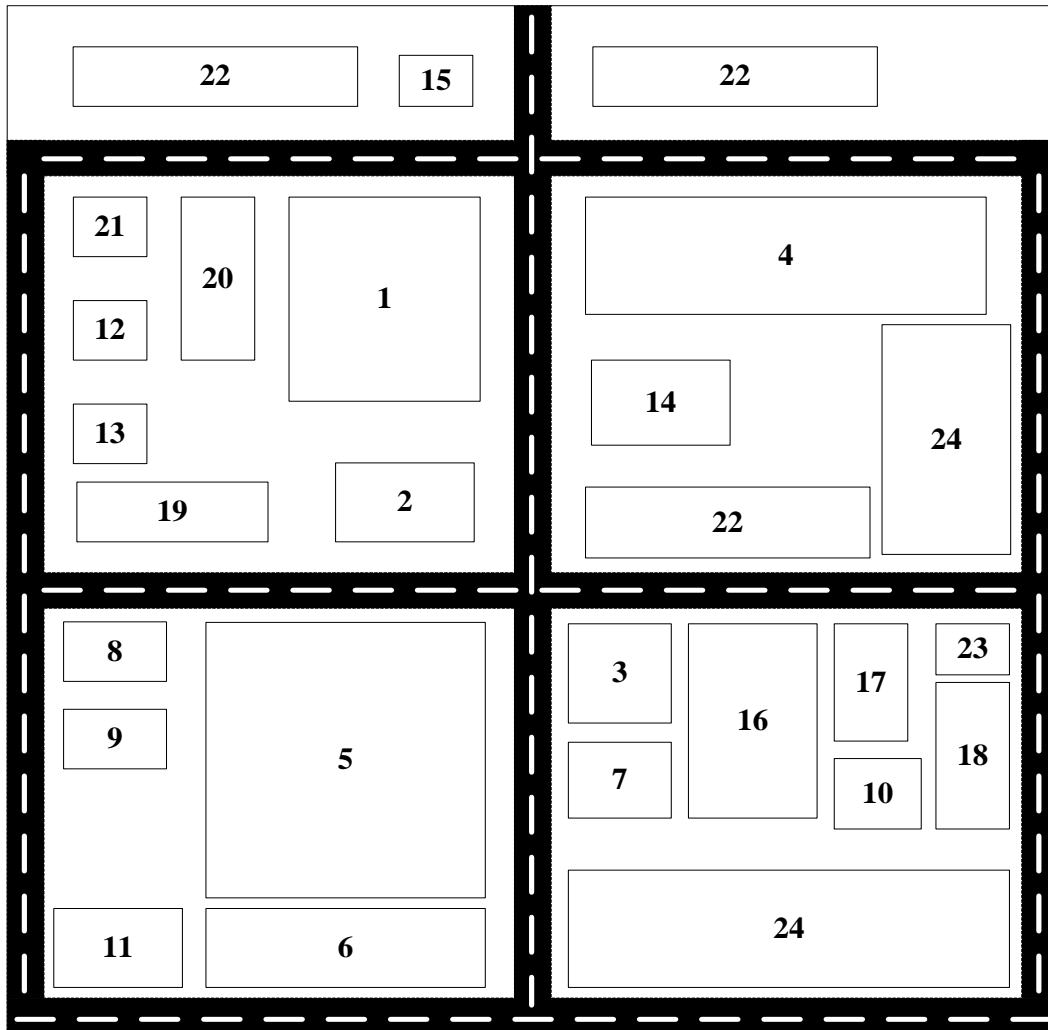
Daerah pergudangan biasanya digunakan untuk menyimpan bahan baku maupun produk yang dihasilkan. Sedangkan bengkel biasanya digunakan untuk memperbaiki alat-alat atau kendaraan yang digunakan demi kelancaran proses produksi.

5. Daerah Utilitas dan *Power Station*

Daerah ini merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air, listrik, bahan baku, steam dan udara tekan. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel VIII.1 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

Lokasi	Panjang	Lebar	Luas
	m	m	m ²
Kantor utama	90	35	3150
Pos Keamanan/satpam	10	60	600
Mess	100	75	7500
Parkir Tamu	25	35	875
Parkir Truk	40	40	1600
Ruang timbang truk	40	30	1200
Kantor teknik dan produksi	95	45	4275
Klinik	10	35	350
Masjid	50	75	3750
Kantin	20	40	800
Bengkel	60	25	1500
Unit pemadam kebakaran	50	35	1750
Gudang alat	35	40	1400
Laboratorium	45	45	2025
Utilitas	80	60	4800
Area proses	100	100	10000
<i>Control Room</i>	40	30	1200
<i>Control Utilitas</i>	20	60	1200
Jalan dan taman	90	60	5400
Perluasan pabrik	500	250	125000
Parkir Karyawan	60	60	3600
Daerah Pembangkit Listrik	65	90	5850
Gudang Penyimpanan Produk	45	25	1125
Unit Pengolahan Lanjut	45	60	2700
Perpustakaan	50	35	1750
Luas Tanah			196775
Luas Bangunan			56975
Total	196775	532	26110



Keterangan :

- | | | |
|-----------------------------|----------------------------|------------------------|
| 1. Kantor utama | 9. Ruang kontrol utilitas | 17. Bengkel |
| 2. Kantor diklat | 10. Unit pemadam kebakaran | 18. Parkiran truk |
| 3. Kantor teknik & produksi | 11. UPL | 19. Parkiran |
| 4. <i>Mess</i> | 12. Kantin | 20. Perpustakaan |
| 5. Area proses | 13. Klinik | 21. Koperasi |
| 6. Area utilitas | 14. Masjid | 22. Tamanan |
| 7. Laboratorium | 15. Pos keamanan | 23. Ruang timbang truk |
| 8. Ruang kontrol proses | 16. Gudlang peralatan | 24. Daerah perluasan |

Gambar VIII. 1 *Layout* Pabrik

VIII.3 Layout Peralatan

Dalam perancangan layout peralatan proses produksi pabrik terdapat beberapa faktor yang dijadikan sebagai pertimbangan penting diantaranya sebagai berikut:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Kegiatan mengalirkan bahan baku dan produk haruslah dirancang dengan tepat demi menunjang kelancaran dan keamanan produksi, serta memberikan keuntungan ekonomis yang besar.

2. Aliran Udara

Sirkulasi aliran udara pada area proses produksi harus stabil agar terhindar dari stagnasi udara berupa penumpukan bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan kerja pada suatu pabrik.

3. Pencahayaan

Pencahayaan di seluruh area pabrik harus memadai terutama pada bagian berlangsungnya proses produksi yang memiliki resiko tinggi, maka pencahayaan perlu ditambahkan.

4. Mobilitas

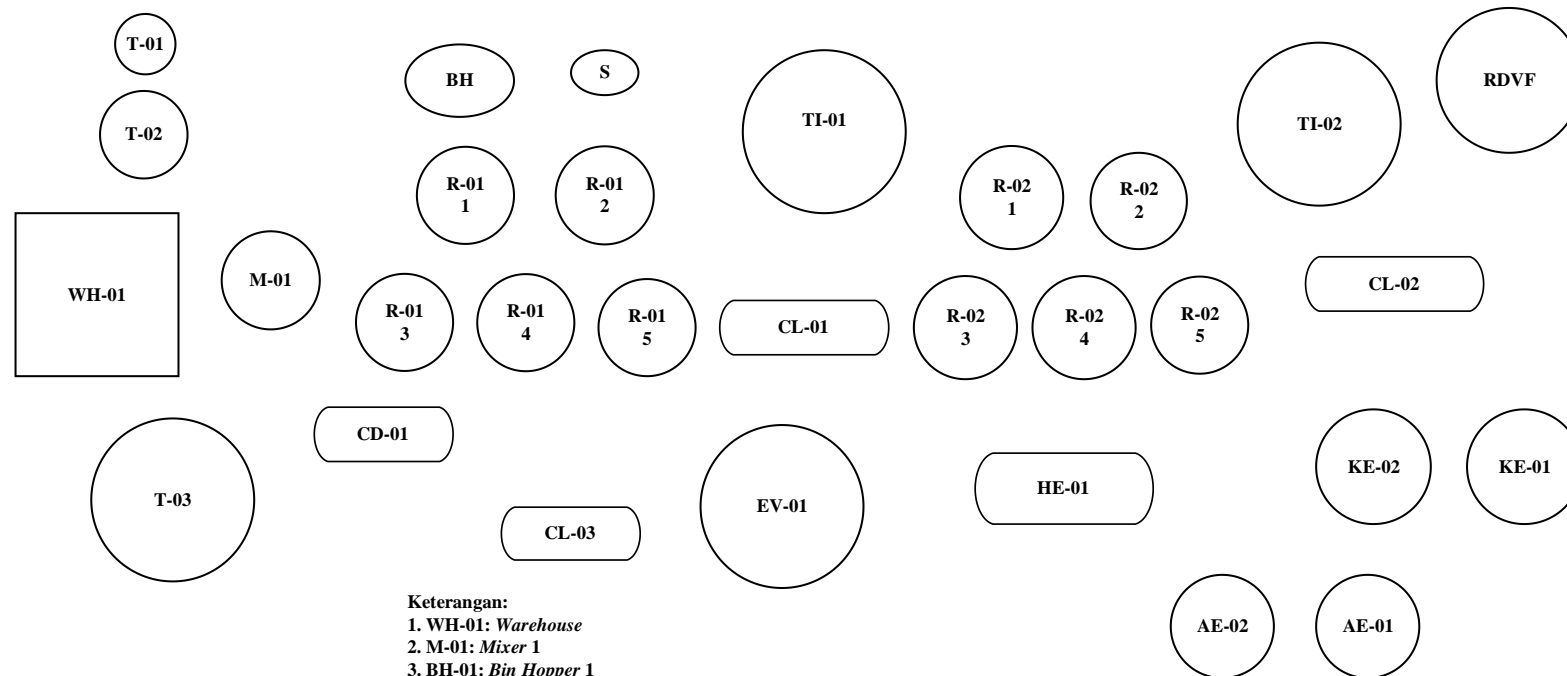
Dalam perancangan *layout* peralatan, keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan. Untuk menjamin keamanan para pekerja maka perancangan *layout* peralatan harus dibuat seefisien mungkin agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki.

5. Pertimbangan ekonomi

Dalam menempatkan alat proses, lalu lintas pekerja, aliran udara, aliran bahan baku perlu dipertimbangkan faktor ekonomi untuk menekan biaya operasional dan memaksimalkan kinerja produksi yang berlangsung tanpa mengurangi keselamatan kerja.

6. Jarak antar alat proses

Perancangan jarak antar alat proses perlu dipertimbangkan untuk menghindari kemungkinan timbulnya gangguan suatu alat terhadap alat lain seperti memisahkan alat proses yang membutuhkan tekanan dan suhu tinggi dengan alat proses yang memerlukan tekanan dan suhu rendah. Selain itu jarak antar alat proses juga dipertimbangkan untuk menjaga faktor mobilitas dan aksesibilitas alat dari gapaian pekerja maupun alat berat. Dari beberapa pertimbangan tersebut maka tata letak peralatan pabrik ditunjukkan seperti pada Gambar VIII.2.



Keterangan:

1. WH-01: Warehouse
2. M-01: Mixer 1
3. BH-01: Bin Hopper 1
4. S-01: Silo
5. R-01: Reaktor Liquifikasi 1
6. R-02: Reaktor Liquifikasi 2
7. R-03: Reaktor Liquifikasi 3
8. R-04: Reaktor Liquifikasi 4
9. R-05: Reaktor Liquifikasi 5
10. TI-01 : Tangki Keluaran produk R-01
11. CL-01: Cooler 1
12. T-01: Tangki Glukoamilase 1
13. T-02: Tangki HCl 1
14. R-01: Reaktor Sakarifikasi 1
15. R-02: Reaktor Sakarifikasi 2
16. R-03: Reaktor Sakarifikasi 3
17. R-04: Reaktor Sakarifikasi 4
18. R-05: Reaktor Sakarifikasi 5
19. TI-01: Tangki Keluaran produk R-02
20. CL-02: Cooler 2
21. RDVF-01: Rotary Drum Vacuum Filtrasi 1
22. KE-01: Cation Exchanger 1
23. KE-02: Cation Exchanger 2
24. AE-01: Anion Exchanger 1
25. AE-02: Anion Exchanger 2
26. HE-02: Heat Exchanger 1
27. EV-01: Evaporator 1
28. CD-01: Condesor 1
29. CL-03: Cooler 3
30. T-03: Tangki Produk

Gambar VIII. 2 Layout Peralatan Pabrik

BAB IX

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

IX.1 Organisasi Perusahaan

Pabrik sirup glukosa akan didirikan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT) yang berlokasi di daerah Lampung Selatan. Alasan didirikannya pabrik ini dalam bentuk Perseroan Terbatas antara lain:

- a. Modal mudah didapatkan dengan cara menjual saham perusahaan.
- b. Kelancaran produksi hanya dipegang oleh pinjam perusahaan.
- c. Kelangsungan hidup perusahaan tidak dipengaruhi oleh pemegang saham, direksi dan karyawan perusahaan sehingga lebih terjamin.
- d. PT dapat memperluas usaha dari modal Masyarakat.
- e. PT dapat meminjam modal dari bank dengan jaminan perusahaan.
- f. Efisiensi dalam manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cakap dan berpengalaman.

Perseroan Terbatas (PT) mempunyai ciri-ciri Perseroan terbatas yaitu:

1. Perusahaan yang dibentuk dalam Perseroan Terbatas didirikan dengan akta notaris.
2. Pemilik pemegang saham disebut dengan pemilik perusahaan.
3. Direksi adalah pemimpin dari suatu perusahaan. Direksi biasanya dipilih oleh para pemegang saham.

IX.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penunjang kemajuan suatu perusahaan. Komunitas dalam suatu perusahaan dapat mempengaruhi kelancaran perusahaan. Ada beberapa pedoman agar mendapatkan suatu sistem yang baik, diantaranya yaitu:

1. Sebagai garis atau ahli yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok suatu organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang menjalankan tugas sesuai keahliannya, sehingga dapat memberi saran-saran kepada unit operasional.

Dalam pelaksanaan tugas sehari-hari, Dewan Komisaris mewakili para pemegang saham. Seorang Direktur bertugas menjalankan Perusahaan yang dibantu oleh Manajer Produksi dan Manajer Umum.

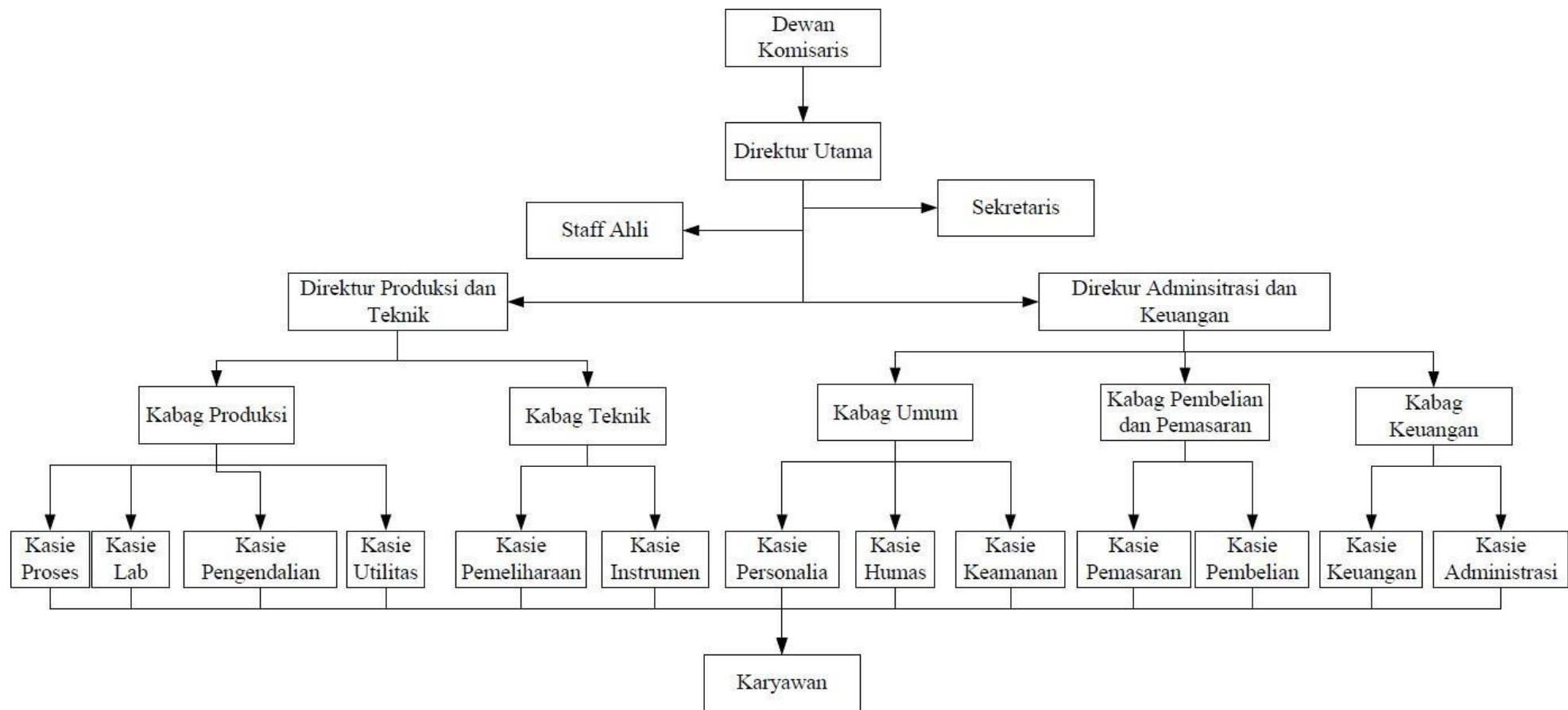
Manajer Produksi membawahi bagian operasi dan teknik, sedangkan Manajer Umum membawahi pemasaran dan kelancaran produksi. Manajer membawahi kepala bagian sedangkan kepala bagian akan membawahi kepala seksi. Kepala seksi akan membawahi dan mengawasi karyawan perusahaan.

Untuk mencapai kelancaran produksi maka diperlukan staf ahli dari orang-orang ahli dibidangnya. Staf ahli bertugas memberikan bantuan ide dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada beberapa manfaat adanya struktur organisasi dalam suatu perusahaan, yaitu :

- a. Dapat menjelaskan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang, dan lain-lain.
- b. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- c. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- d. Penyusunan program pengembangan manajemen.
- e. Dapat mengatur kembali langkah kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Bagan struktur organisasi dapat dilihat pada gambar dibawah ini:



Gambar IX. 1 Bagan Struktur Organisasi

IX.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang saham

Pemegang saham adalah pemilik perusahaan yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya perusahaan yang status kepemilikan perusahaan diwujudkan dalam jumlah saham perusahaan yang dipegangnya sesuai modal yang disetorkannya dalam perjanjian awal. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas adalah mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham(RUPS) yang bertugas untuk:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur.
3. Mengesahkan laporan hasil usaha seperti neraca dan laporan laba rugi tahunan.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris adalah seorang pelaksana tugas dari pemilik saham. Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris yaitu:

- Menetapkan kebijakan sesuai dengan kebijakan pemerintah.
- Melakukan pengawasan terhadap direksi.
- Menolak dan menyetujui rencana direksi.
- Tanggung jawab perusahaan kepada pemegang saham.

c. Direktur Utama

Direktur Utama adalah pimpinan paling tinggi dalam perusahaan dan memiliki tanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagaipimpinan perusahaan. Direktur membawahi Manajer Produksi dan Manajer Umum. Berikut ini merupakan tugas dari Direktur Utama, yaitu:

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya kepada pemegangsaham pada akhir masa jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan.
3. Membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.

4. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat.
 5. Mengkoordinir kerjasama dengan Manajer Produksi dan Manajer Umum.
- d. Wakil Direktur Utama

Wakil direktur utama adalah pemimpin tertinggi perusahaan dibawah Direktur Utama yang memegang komando atas seluruh kegiatan dan anggota perusahaan untuk mencapai tujuan perusahaan. Tugas-tugasnya adalah:

1. Membantu direktur utama untuk menyusun strategi dan kebijakan dalam menggapai tujuan Perusahaan.
 2. Membantu direktur utama menjalankan dan memimpin kegiatan perusahaan terutama mengkoordinasi kegiatan perusahaan seperti produksi, pemasaran, finansial, personal dan akuntansi.
 3. Merumuskan kebijakan operasional perusahaan bersama manajer fungsional.
 4. Memutuskan pencapaian strategi/rencana jangka pendek dan menengah perusahaan dan memutuskan tindakan koreksi yang diperlukan apabila tidak sesuai dengan tujuan yang diharapkan.
- e. Sekretaris

Sekretaris adalah karyawan perusahaan yang menjalankan fungsi pelayanan (asisten) kepada manajer direktur dan manajer fungsional. Tugas sekretaris antara lain:

1. Menjaga hubungan/komunikasi baik dari manajer direktur dan manajer fungsional terhadap koneksi/mitra kerja yang berhubungan dengan proses kegiatan usaha.
 2. Memimpin dan mengkoordinasikan para bawahnya dalam rangka pencapaian tujuan produksi perusahaan yang telah ditetapkan.
 3. Mengawasi kelancaran proses produksi dan mengembangkan rencana teknik produksi untuk produksi yang dijual.
 4. Mengendalikan kegiatan operasional produksi dengan mengadakan pengawasan, evaluasi, dan tindakan koreksi yang diperlukan.
 5. Ikut melaksanakan dan memupuk kelompok diantara para manger fungsional.
- f. Staf Ahli dan Ahli Litbang

Tugas dan wewenang staf ahli sebagai berikut:

1. Memberikan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi Teknik dan ekonomi perusahaan.

3. Memberikan saran dalam bidang hukum.

Staf penelitian dan pengembangan terdiri dari para ahli sebagai pembantu dan bertanggung jawab direktur terhadap direktur utama. Adapun tugas dan wewenang staf litbang yaitu mempertinggi suatu produk, efisiensi kerja dan memperbaiki proses produksi.

g. Direktur Produksi dan Teknik

Tugasnya adalah mengkoordinasi dan melakukan pengawasan produksi. Direktur produksi dan teknik adalah pimpinan dari Kepala Bagian Produksi dan Teknik serta bertanggung jawab dan memberikan laporan kepada direktur utama.

h. Direktur Administrasi dan keuangan

Direktur administrasi dan keuangan bertugas mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan bawahannya sesuai pedoman perusahaan yang diberikan pimpinan. Direktur Administrasi dan Keuangan memimpin Kepala Bagian Umum, Pembelian, Pemasaran, dan Keuangan serta bertanggung jawab dan memberikan laporan kepada direktur utama.

i. Kepala Bagian

Secara umum kepala bagian bertanggung jawab untuk mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan sesuai dengan tugasnya dan bertanggung jawab kepada direktur yang menangani bagian tersebut. Kepala Bagian terdiri dari:

1) Kepala Bagian Produksi

Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dan Teknik dalam bidang mutu dan kelancaran produksi, Kepala bagian Produksi membawahi:

a. Seksi Proses

Tugas dari seksi Proses adalah antara lain sebagai berikut:

- Mengawasi keberlangsungan proses produksi.
- Menjalankan Tindakan yang diperlukan pada peralatan produksi yang rusak sebelum diperbaiki oleh departemen yang berwenang.

b. Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium antara lain:

- Mengawasi dan menganalisis kualitas bahan baku dan bahan pendukung proses.
- Memantau dan menganalisis kualitas produksi
- Mengawasi hal-hal yang berkaitan dengan limbah buangan pabrik.
- Berpartisipasi dalam laporan berkala kepada Kepala Bagian Pabrik.

c. Seksi Pengendalian

Tugas Seksi Pengendalian diantaranya:

- Mengatasi berbagai masalah keselamatan dan mengurangi potensi bahaya.
- Pemantauan berbagai isu terkait limbah industri

d. Seksi Utilitas

Tugasnya adalah mengelola fasilitas sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air, uap, dan kebutuhan listrik.

2) Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dan Teknik dalam bidang pemeliharaan fasilitas proses dan utilitas. Kepala bagian Teknis mengkoordinir sub kepala bagian, antara lain:

a. Seksi Pemeliharaan

Tugas dari bagian pemeliharaan adalah sebagai berikut:

- Melakukan pekerjaan pemeliharaan terhadap system dan fasilitas operasional seperti gedung dan peralatan pabrik.
- Memperbaiki kerusakan peralatan proses pabrik.

b. Seksi Instrumentasi

Tugas dari seksi instrumentasi adalah sebagai berikut:

- Manajemen instrumentasi pengendalian pabrik.
- Memperbaiki dan meningkatkan kerja alat instrumentasi.

3) Kepala Bagian pembelian dan pemasaran

Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran bertanggung jawab kepada

Direktur Administrasi dan Keuangan atas pengadaan dan pemasaran produk. Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran membawahi:

a. Seksi Pembelian

Tugas dari seksi pembelian diantaranya:

- Melakukan pembelian alat dan barang yang dibutuhkan pabrik.
- Mengetahui bahan baku beserta harga pasar untuk bahan baku tersebut dan mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang penyimpanan.

b. Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran diantaranya:

- Merencanakan strategi penjualan produk.
- Mengelola distribusi produk dari Gudang.

4) Kepala Bagian Keuangan

Kepala Bagian Keuangan bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi dan Keuangan dalam bidang Administrasi dan Keuangan. Kepala Bagian Keuangan membawahi:

a. Seksi Administrasi

Tugas dari seksi administrasi adalah:

- Melaporkan pencatatan terkait administrasi kantor, pembukuan, piutang, dan perpajakan.

b. Seksi keuangan

Tanggung jawab bagian keuangan adalah:

- Menghitung penggunaan uang Perusahaan, mengamankan uang, dan memberikan estimasi keuangan masa depan bagi perusahaan.
- Melakukan perhitungan gaji dan insentif karyawan.

5) Kepala Bagian Umum

Kepala bagian Umum bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi dan Keuangan dalam di bidang SDM, humas dan keamanan. Kepala bagian umum membawahi:

a. Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia diantaranya:

- Merekrut dan membimbing tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara karyawan, pekerjaannya, dan lingkungannya sehingga waktu dan biaya terkelola dengan baik.
- Meningkatkan disiplin kerja dan menciptakan kondisi kerja yang tenaga dan dinamis.
- Mempromosikan karir karyawan dan mengatasi masalah yang berkaitan dengan kesejahteraan karyawan.

b. Seksi Humas

Tugas dari Humas yaitu:

- Mengelola hubungan perusahaan dengan investor, Masyarakat, dan konsumen di luar lingkungan perusahaan

c. Seksi Keamanan

Tugas seksi keamanan diantaranya:

- Pemeliharaan seluruh bangun pabrik dan fasilitas operasional.
- Mengontrol keluar masuk karyawan dan non karyawan di lingkungan pabrik.
- Menjaga rahasia yang berkaitan dengan internal Perusahaan.

d. Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam departemen bagiannya sendiri sesuai dengan rencana yang telah ditetapkan oleh Kepala Bagian masing-masing, sehingga diperoleh hasil yang terbaik dan efisien selama proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan bidangnya.

IX.4. Pembagian Jam Kerja

Pabrik ini dirancang untuk beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur nasional digunakan untuk maintenance dan shut down alat-alat proses. Untuk pembagian jam kerja karyawan pabrik terbagi menjadi:

1. Karyawan *non shift*

Karyawan *non-shift* adalah pekerja yang tidak terlibat langsung dalam proses produksi. Karyawan *non-shift* seperti Direksi, Staff Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi, serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan *non-shift* akan bekerja selama 5 hari dalam seminggu dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Shift pagi: Pukul 07.00 – 15.00

Shift sore: Pukul 15.00 – 23.00 *Shift*

malam: Pukul 23.00-07.00

Untuk karyawan *shift* ini dibagi menjadi empat regu, dimana tiga regu bekerja dan satu regu istirahat dan dilakukan bergantian. Tiap regu mendapat giliran tiga hari kerja dan satu hari libur, tiap *shift* dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Jadwal kerja masing-masing regu dapat dilihat pada Tabel IX.1 berikut ini.

Tabel IX. 1 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

Regu/hari	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M
2	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S
3	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P
4	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L

Keterangan :

P = *Shift* Pagi

S = *Shift* Siang

L = Libur

M = *Shift* Malam

XI. 5 Perincian Tugas dan Keahlian

Jabatan dan prasyarat karyawan dapat dilihat pada Tabel IX.2 berikut ini:

Tabel IX. 2 Syarat Jabatan Kepegawaian

No	Jabatan	Prasyarat
1	Direktur Utama	S-2/S-3 Teknik Kimia
2	Direktur Teknik dan Produksi	S-1/S-2 Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan Umum	S1/S-2 Ekonomi
4	Staf Ahli dan Litbang	S-2 Teknik Kimia, Ekonomi, dan Hukum
5	Sekretaris	S-1 atau Akademi sekretaris
6	Kepala Bagian Produksi	S-1 Teknik kimia
7	Kepala Bagian Pemasaran	S-1 Ekonomi
8	Kepala Bagian Teknik	S-1 Teknik Mesin

9	Kepala Bagian K3	S-1 Semua Jurusan
10	Kepala Bagian Umum	S-1 Teknik Kimia
11	Kepala Bagian Listrik dan Instrumentasi	S-1 Teknik Industri
12	Kepala Bagian Proses	S-1 Ekonomi
13	Kepala Bagian Gudang	S-1 Teknik Kimia
14	Kepala Bagian Pengendalian	S-1 Teknik Industri
15	Kepala Bagian Laboratorium	S-1 Teknik Elektro/Listrik
16	Kepala Bagian Penjualan	S-1 Teknik Kimia
17	Kepala Bagian Pembelian	S-1 Ekonomi
18	Kepala Bagian Pemeliharaan	S-1 Ekonomi
19	Kepala Bagian Utilitas	S-1 Teknik Mesin
20	Kepala Bagian Administrasi	S-1 Teknik Mesin
21	Kepala Bagian Kas	S-1 Manajemen
22	Kepala Bagian Personalia	S-1 atau D3 Akuntansi
23	Kepala Bagian Humas	S-1 Psikologi
24	Kepala Bagian	S-1 Sosial
25	Kepala Bagian Keamanan	S-1 Teknik Mesin
26	Karyawan Proses	SMP/SMA/Sederajat
27	Karyawan Litbang	S-1 atau D3 Teknik
28	Media	SMP/SMA/Sederajat
29	Sopir	Profesi Kedokteran/S-1 Keperawatan
30	<i>Cleaning Service</i>	SMP/SMA/Sederajat

IX.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

IX.6.1. Sistem Kepegawaian

Pembagian karyawan pabrik terbagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi dengan Surat Keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

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

XI.6.2 Sistem Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Sistem gaji pegawai di pabrik terbagi

menjadi tiga golongan yaitu:

1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan Perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerjanya telah ditetapkan. Besarnya sesuai dengan peraturan.

Tabel IX.4 Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
1	Direktur Utama	1	35.000.000	35.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000	30.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	30.000.000	30.000.000
4	Staff Ahli dan Litbang	3	22.000.000	66.000.000
5	Sekretaris	3	8.000.000	24.000.000
6	Kepala Bagian Produksi	1	20.000.000	20.000.000
7	Kepala Bagian Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000
8	Kepala Bagian Teknik	1	20.000.000	20.000.000
9	Kepala Bagian K3	1	20.000.000	20.000.000
10	Kepala Bagian Umum	1	20.000.000	20.000.000
11	Kepala Bagian Listrik dan Instrumentasi	1	20.000.000	20.000.000
12	Kepala Bagian Keuangan dan	1	20.000.000	20.000.000

	administrasi			
13	Kepala Seksi Proses	1	15.000.000	15.000.000
14	Kepala Seksi Gudang	1	15.000.000	15.000.000
15	Kepala Seksi Pengendalian	1	15.000.000	15.000.000
16	Kepala Seksi Laboratorium	1	15.000.000	15.000.000
17	Kepala Seksi Penjualan	1	15.000.000	15.000.000
18	Kepala Seksi Pembelian	1	15.000.000	15.000.000
19	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	15.000.000	15.000.000
20	Kepala Seksi Utilitas	1	15.000.000	15.000.000
21	Kepala Seksi Administrasi	1	15.000.000	15.000.000
22	Kepala Seksi Kas	1	15.000.000	15.000.000
23	Kepala Seksi Personalia	1	15.000.000	15.000.000
24	Kepala Seksi Humas	1	15.000.000	15.000.000
25	Kepala Seksi Keamanan	1	15.000.000	15.000.000
26	Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	15.000.000	15.000.000
27	Karyawan Proses	30	12.000.000	360.000.000
28	Karyawan Pengendalian	11	12.000.000	132.000.000
29	Karyawan Laboratorium	5	10.000.000	50.000.000
30	Karyawan Penjualan	3	10.000.000	30.000.000
31	Karyawan Pembelian	3	10.000.000	30.000.000

32	Karyawan Pemeliharaan	8	10.000.000	80.000.000
33	Karyawan Utilitas	25	12.000.000	300.000.000
34	Karyawan Administrasi	3	7.000.000	21.000.000
35	Karyawan Kas	3	7.000.000	21.000.000
36	Karyawan Personalia	3	7.000.000	21.000.000
37	Karyawan Litbang	5	9.000.000	45.000.000
38	Karyawan Humas	3	7.000.000	21.000.000
39	Karyawan Keamanan	16	5.000.000	80.000.000
40	Medis	8	6.000.000	48.000.000
41	Sopir	10	4.600.000	46.000.000
42	Cleaning Service	26	4.600.000	119.600.000
Total			608.200.000	1.939.600.000

IX.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan antara lain meliputi:

1. Tunjangan
 - a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan sesuai dengan kedudukankaryawan.
 - b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang olehkaryawan.
 - c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jamkerja yang ditentukan.

2. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada seluruh karyawan di perusahaan. Untuk

operator produksi diberikan pakaian *safety* berupa *helm*, sepatu dan rompi demi menunjang pekerjaan yang memiliki resiko tinggi.

3. Cuti
 - a. Cuti tahunan diberikan kepada karyawan sebanyak 12 hari per tahun.
 - b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang disertai surat keterangan dokter.
4. Pengobatan
 - a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang sakit akibat oleh kecelakaan kerja akan sepenuhnya ditanggung oleh perusahaan.
 - b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang sakit tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja akan diatur berdasarkan kebijakan perusahaan.
5. Asuransi Tenaga Kerja

ASTEK diberikan oleh perusahaan apabila jumlah karyawan lebih dari 10 orang atau dengan gaji sebesar RP.1.000.000,00/bulan.

XI.8. Manajemen Perusahaan

Manajemen perusahaan merupakan manajemen produksi yang berfungsi sebagai penyelenggara kegiatan proses produksi serta mengatur hal terkait prosesnya sehingga berjalan sesuai dengan *final goal* yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perusahaan dan pengendalian produksi. Tujuan utama dari perencanaan dan pengendalian produksi yaitu memperoleh kualitas produksi yang maksimal. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Perencanaan adalah merupakan suatu tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

BAB X

EVALUASI EKONOMI

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan evaluasi ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Selain itu pra rancangan pabrik sirup glukosa dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode :

- *Return On Investment (ROI)*
- *Pay Out Timer (POT)*
- *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*
- *Break Even Point (BEP)*
- *Shut Down Point (SDP)*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

- A. Penafsiran Modal Industri (*Total Capital Investment*), yang terdiri dari:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*).
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*).
- B. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Cost*), yang terdiri dari:
 - a. Biaya Pengeluaran (*Manufacturing Cost*).
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*).
- C. Total Pendapatan (*Sales price*).
 - a. Biaya tetap (*Sales Price*)
 - b. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
 - c. Biaya variable (*Variabel Cost*)

X.1. Dasar Perhitungan

Pabrik Sirup Glukosa akan didirikan pada tahun 2028.

Kapasitas Produksi	: 130.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	: 330 hari
Nilai Kurs (Maret 2024)	: Rp. 15.000,00

Evaluasi ekonomi dihitung berdasarkan pendirian pabrik, biaya produksi, dan hasil yang diharapkan. Dalam evaluasi ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa. Harga index tahun 2014 diperkirakan secara garis besar dengan

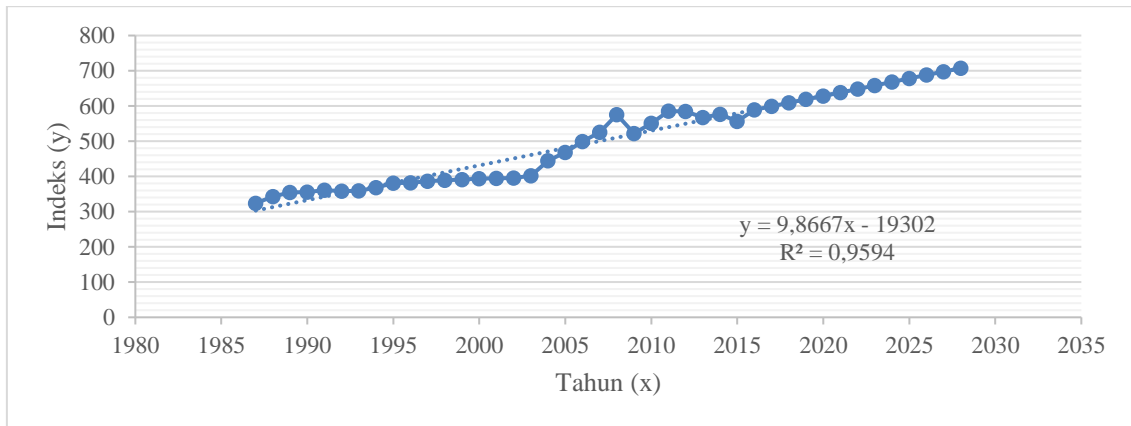
data index dari tahun 1988 sampai tahun 2028, dicari dengan persamaan regresi linier. Harga index 1988 sampai dengan 2028 dapat dilihat pada Tabel X.1.

Tabel X. 1 Harga Indeks

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)	Tahun ke-(X)
1987	324	1
1988	343	2
1989	355	3
1990	356	4
1991	361,3	5
1992	358,2	6
1993	359,2	7
1994	368,1	8
1995	381,1	9
1996	381,7	10
1997	386,5	11
1998	389,5	12
1999	390,6	13
2000	394,1	14
2001	394,3	15
2002	395,6	16
2003	402	17
2004	444,2	18
2005	468,2	19
2006	499,6	20
2007	525,4	21
2008	575,4	22
2009	521,9	23
2010	550,8	24
2011	585,7	25
2012	584,6	26
2013	567,3	27
2014	576,1	28
2015	556,8	29
2016	589,05	30
2017	598,93	31
2018	608,8	32
2019	618,68	33
2020	628,56	34
2021	638,44	35
2022	648,32	36
2023	658,19	37
2024	668,07	38
2025	677,95	39
2026	687,83	40
2027	697,71	41
2028	707,58	42

(Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index*, 2017)

Berdasarkan data indeks harga dari Tabel X.1 dapat dilihat perubahan harga indeks dari tahun 1987 hingga tahun 2028 seperti yang ditunjukkan pada gambar berikut :



Gambar X. 1 Perkembangan Harga Indeks

Dari data di atas diperoleh persamaan

$$Y=9,8667x - 19302$$

Maka indeks untuk tahun 2028 diperkirakan sebesar $x = 707,6676$

Nilai tukar mata uang Amerika Serikat terhadap rupiah untuk Maret 2024 diambil (1US\$ = Rp. 15.541,30).

Penentuan harga alat menggunakan persamaan:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \text{ (Aries dan Newton, 1955)}$$

Dimana:

Ex = Harga alat pada tahun 2028

Ey = Harga alat pada tahun referensi (2014)

Nx = Indeks harga pada tahun 2028

Ny = Indeks harga pada tahun referensi (2014)

Jika suatu alat pada kapasitas tidak terdapat dalam grafik pada literatur, maka harga alat diperkirakan dengan persamaan *sixth tenth factor* (Aries and Newton, 1954).

$$Eb = Ea \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6} \text{ (Aries dan Newton, 1955)}$$

Dimana :

Eb = Harga alat pada tahun 2028

Ea = Harga alat pada tahun referensi (2014)

CB = Kapasitas alat pada tahun 2028

CA = Kapasitas alat pada tahun referensi (2014)

Maka estimasi harga peralatan yang diperlukan pabrik pada tahun 2028 dapat dituliskan seperti yang diperlihatkan pada Tabel X.2.

Tabel X. 2 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (\$)		Harga Total (Rp.)
			2014	2028	
Tangki <i>Intermediate</i>	TI-01	1	164.500,00	204.397,56	3.176.603.830,40
Tangki <i>Intermediate</i>	TI-02	1	163.800,00	200.023,09	3.108.618.790,64
Tangki Penyimpan <i>enzim glukoamilase</i>	T-02	1	50.500,00	61.667,68	25.795.902.794,65
Tangki HCl	T-01	1	25.500,00	31.139,13	483.942.485,72
Tangki Penyimpan Sirup Glukosa	T-03	1	295.800,00	361.213,85	5.613.732.834,39
Silo CaCl ₂	S-01	1	21.000,00	25.643,99	398.540.870,60
<i>Belt Conveyor</i>	BC-01	3	48.750,00	19.843,56	308.394.721,29
<i>Belt Elevator</i>	BE-01	1	15.500,00	18.927,70	294.161.118,77
<i>Bin Hopper</i>	BH-01	1	12.100,00	14.775,82	229.635.454,01
<i>Mixer</i>	M-01	1	285.600,00	348.758,20	5.420.155.840,10
Pompa	P-01	7	77.000,00	94.027,92	1.461.316.525,55
Pompa	P-06	4	44.000,00	53.730,24	835.038.014,60
Pompa	P-10	1	11.000,00	13.432,56	208.759.503,65
<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	1	17.900,00	21.858,44	339.708.646,84
<i>Heat Exchanger</i>	HE-02	1	51.000,00	62.278,25	967.884.971,45
<i>Cooler</i>	CL-01	1	54.800,00	66.918,59	1.040.001.890,89
<i>Cooler</i>	CL-02	2	109.600,00	133.837,18	2.080.003.781,78
<i>Condensor</i>	CD-01	1	54.800,00	66.918,59	1.040.001.890,89
Reaktor Likuifikasi	R-01	5	512.200,00	625.469,02	9.720.601.615,19
Reaktor Sakarifikasi	R-02	5	748.900,00	914.513,37	14.212.726.570,90
<i>Evaporator</i>	EV-01	1	105.900,00	129.318,96	2.009.784.676,00
<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	RDVF-01	1	237.000,00	289.410,69	4.497.818.396,72
<i>Cation Exchanger</i>	KE-01	2	89.200,00	108.925,88	1.692.849.793,20
<i>Anion Exchanger</i>	AE-01	2	89.200,00	108.925,88	1.692.849.793,20
Total					62.408.317.362,39

Sumber: (Matche, 2014)

Tabel X. 3 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga (\$)		Harga Total (Rp.)
			2014	2028	
Tangki Water	TU-01	1	215.500,00	71122,98913	1.066.844.837,01
Premix Tank	TU02	1	2.700,00	84020,94053	1.260.314.107,97
Tangki Klorinator	TU-03	1	19.900,00	9581,335324	143.720.029,86
Boiler Feed Water Tank	TU-04	1	2.700,00	4299,317132	64.489.756,99
Bak pengendapan Awal	BU-01	1	3.500,00	4299,317132	64.489.756,99
Bak penampung Sementara	BU-02	1	10.700,00	13143,62666	197.154.399,93
Bak Distribusi	BU-03	1	37.000,00	45449,92397	681.748.859,57
Bak Air Pendingin	BU-04	1	1.100,00	1351,2140	20.268.209,34
Sand Filter	FFU	1	5.900,00	7247,420309	108.711.304,63
Clarifier	CLU	1	1.100,00	1351,213956	20.268.209,34
Cooling Tower	CTU	1	38.000,00	46678,3003	700.174.504,43
Cation Exchanger	KEU	1	59.500,00	73088,39125	1.096.325.868,77
Anion Exchanger	AEU	2	1320.000,00	1621456,747	48.643.702.412,78
Dearator	DAU	2	1320.000,00	1621456,747	48.643.702.412,78
Boiler	BLU	1	750.000,00	921282,2427	13.819.233.639,99
Kompresor	KU-01	1	145.400,00	178605,9174	2.679.088.761,67
Generator	KU-02	1	28.000,00	34394,53706	515.918.055,89
Pompa	P-01	1	2.100,00	2579,590279	38.693.854,19
Pompa	P-02	1	2.100,00	2579,590279	38.693.854,19
Pompa	P-03	1	2.100,00	2579,590279	38.693.854,19
Pompa	P-04	1	2.100,00	2579,590279	38.693.854,19
Pompa	P-05	1	2.100,00	2579,590279	38.693.854,19
Pompa	P-06	1	2.100,00	2579,590279	38.693.854,19
Pompa	P-07	1	1.800,00	2211,077382	33.166.160,74
Pompa	P-08	1	1.800,00	2211,077382	33.166.160,74
Pompa	P-09	1	1.800,00	2211,077382	33.166.160,74
Pompa	P-10	1	1.800,00	2211,077382	33.166.160,74
Pompa	P-11	1	1.800,00	2211,077382	33.166.160,74
Pompa	P-12	1	1.800,00	2211,077382	33.166.160,74
Pompa	P-13	1	1.400,00	1719,726853	25.795.902,79
Pompa	P-14	1	1.400,00	1719,726853	25.795.902,79
Pompa	P-15	1	1.400,00	1719,726853	25.795.902,79
Pompa	P-16	1	1.400,00	1719,726853	25.795.902,79
Pompa	P-17	1	1.400,00	1719,726853	25.795.902,79
Total					610.215.513.271,42

X.2 Perhitungan *Capital Investment*

Capital Investment adalah sejumlah uang (modal) yang ditanam (investasi) untuk mendirikan sarana produksi (pabrik) dan mengoperasikannya. *Capital Investment* terdiri dari :

a. *Fixed Capital Investment* (Modal tetap)

Fixed Capital Investment adalah modal yang digunakan untuk pembelian alat, pemasangan alat, biaya listrik, tanah dan bangunan sampai pendirian pabrik yang siap untuk berproduksi dan fasilitas-fasilitasnya pada tabel X.4 dibawah ini.

Tabel X. 4 *Fixed Capital Investment*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
<i>Engineering and Construction</i>	15.578.959,36	242.117.281.068,60
<i>Direct Plant Cost</i>	93.473.756,15	1.452.703.686.411,62
<i>Contractor's fee</i>	9.347.375,61	145.270.368.641,16
<i>Contingency</i>	23.368.439,04	363.175.921.602,91
<i>Enviromental cost</i>	1.680.558,83	26.188.068.866,97
<i>Plant Start Up</i>	934.737,56	14.527.036.864,12
Total	144.383.826,54	2.243.912.363.455,38

b. *Working Capital Investment* (Modal kerja)

Working Capital Investment adalah biaya/modal yang diperlukan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu. Untuk rincian fixed capital investment dapat dilihat pada Tabel X.5.

Tabel X. 5 *Working Capital Investment*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
<i>Raw Material Inventory</i>	7.588.018,16	117.927.666.654,05
<i>In Process Inventory</i>	503.461,96	7.824.453.285,02
<i>Product Inventory</i>	27.690.407,54	430.344.930.675,83
<i>Extended Credit</i>	40.500.000,00	629.422.650.000,00
<i>Available Cash</i>	55.380.815,08	860.689.861.351,67
Total	131.662.702,73	2.046.209.561.966,57

X.3. Perhitungan Biaya Produksi

Biaya produksi (*Manufacturing Cost*) adalah sejumlah biaya/modal yang dibutuhkan untuk proses produksi agar menghasilkan barang/produk. Biaya produksi secara garis besar dibedakan menjadi 3 jenis:

a. *Direct Manufacturing Cost* (DC)/Biaya Produksi Langsung Adalah biaya

produksi yang langsung berhubungan dengan proses produksi, dan bersangkutan khusus dalam pembuatan produk.

Tabel X. 6 *Direct Manufacturing Cost*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
<i>Labor cost</i>	129.718,88	2.016.000.000,00
<i>Supervisor</i>	12.971,89	201.600.000,00
<i>Maintenance cost</i>	8.663.029,59	134.634.741.807,32
<i>Plant Suplies</i>	1.299.454,44	20.195.211.271,10
<i>Royalties and Patents</i>	48.600.000,00	755.307.180.000,00
<i>Utilitas</i>	125.514.174,26	1.950.653.436.497,99
Total	548.444.220,82	8.523.536.168.970,82

- b. *Indirect Manufacturing Cost (IC)*/Biaya Produksi tidak Langsung Adalah biaya produksi yang masih dipengaruhi oleh kapasitas produksi akan tetapi memberikan pengaruh langsung terhadap proses produksi.

Tabel X. 7 *Indirect Manufacturing Cost*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
<i>Payrool Overhead</i>	25.943,78	403.200.000,00
<i>Laboratory</i>	25.943,78	403.200.000,00
<i>Plant Overhead</i>	103.775,10	1.612.800.000,00
<i>Packaging & Shipping</i>	97.200.000,00	1.510.614.360.000,00
Total	97.355.662,65	1.513.033.560.000,00

- c. *Fixed Manufacturing Cost (FC)*/Biaya Produksi Tetap Biaya produksi tetap adalah biaya produksi yang tidak tergantung pada waktu dan tingkat produksi, sepanjang tahun pengeluaran ini tetap baik pabrik pada kapasitas penuh maupun saat pabrik dalam keadaan tidak berproduksi. Adapun harga bahan baku pabrik sirup glukosa ini yang ditunjukkan pada Tabel X.8.

Tabel X. 8 Harga bahan baku dan Pendukung

Bahan	Kebutuhan (kg/jam)	Harga (Rp.)/kg	Harga Total (Rp.)/Tahun
Pati Tapioka	69373,457	10.000,00	5.494.377.777,78
CaCl ₂	0,000	10.000,00	237.616,63
Enzim α -amilase	69,9284	300.000,00	166.149.984.000,00
Enzim Glukoamilase	50,5946	300.000,00	120.212.950.651,79
HCl	7,1886	32.499,00	5.660.527.999.394,41

Perhitungan *Fixed Manufacturing Cost* dijasikan dalam tabel berikut:

Tabel X. 9 *Fixed Manufacturing Cost*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
<i>Depreciation</i>	14.438.382,65	224.391.236.345,54
<i>Property Taxes</i>	2.887.676,53	44.878.247.269,11
<i>Insurance</i>	1.443.838,27	22.439.123.634,55
Total	18.769.897,45	291.708.607.249,20

d. *Manufacturing Cost*

Untuk biaya produksi tetap (*manufacturing cost*) dapat dilihat pada Tabel berikut:

Tabel X.10 *Manufacturing Cost*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
<i>Direct M.C</i>	548.444.220,82	8.536.168.970,82
<i>Indirect M.C</i>	97.355.662,65	1.513.033.560.000,00
<i>Fixed M.C</i>	18.769.897,45	291.708.607.249,20
Total	664.569.780,92	10.328.278.336.220,00

e. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*. Untuk biaya yang termasuk kedalam *working capital* dan *general expense*.

Tabel X. 11 *General Expense*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
<i>Administration</i>	40.037.493,66	622.234.700.173,20
<i>Sales Expense</i>	66.456.978,09	1.032.827.833.622,00
<i>Research</i>	53.165.582,47	826.262.266.897,60
<i>Finance</i>	57.588.137,43	894.994.520.293,94
Total	271.248.191,66	3.376.319.320.986,75

$$\begin{aligned}
 \text{Total Production Cost} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\
 &= \text{Rp. } 10.328.278.336.220,92 + \text{Rp. } 3.376.319.320.986,75 \\
 &= \text{Rp. } 13.704.597.657.206,80 \\
 &= \$ 881.817.972,58
 \end{aligned}$$

X.4. Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak, maka dilakukan analisa/evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk

menyatakan kelayakan adalah :

1. *Percent Profit On Sales* (POS)

$$\text{POS} = \frac{\text{Profit (Keuntungan)}}{\text{Harga jual produk}} \times 100\%$$

2. *Return On Investment* (ROI)

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

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

3. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini perlu untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed capital invesment (FCI)}}{\text{Keuntungan}+0,1 \text{ (FCI)}} \times 100\%$$

4. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan break even point kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per unit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

Dimana:

Fa = *Fixed manufacturing cost*

Ra = *Regulated cost*

Va = *Variabel cost*

Sa = Penjualan produk

5. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena lebih murah untuk menutup pabrik dan membayar *fixed expense* (Fa) dibandingkan harus produksi.

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

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

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “DCFR” dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik. Laju bunga

maksimal di mana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC + WC)(1 + i)^n = \sum_{j=1}^n C_j (1 + i)^{n-1}$$

X.4.1. Analisis Keuntungan

Total Penjualan	= Rp. 15.106.143.600.000,00
Total <i>Production Cost</i>	= Rp. 13.704.597.657.206,80
Keuntungan Sebelum Pajak	= Rp. 1.401.545.942.793,23
Pajak (30% dari keuntungan)	= Rp. 420.463.782.837,97
Keuntungan Setelah Pajak	= Rp. 981.082.159.955,26

XI. 4.2. Analisis Kelayakan

1. *Percent Profit On Sales* (POS)

Sebelum Pajak	= 9,28%
Setelah Pajak	= 6,49%

2. *Return On Investment* (ROI)

Sebelum Pajak	= 23,26%
Setelah Pajak	= 16,28%

3. *Pay Out Time* (POT)

Sebelum Pajak	= 1,38 Tahun
Setelah Pajak	= 1,86 Tahun

4. *Break Even Point* (BEP) dan *Shut Down Point* (SDP)

a. *Fixed Expense* (Fa)

<i>Depresiasi</i>	= Rp. 224.391.236.345,54
<i>Proerty Taxes</i>	= Rp. 44.878.247.269,11
Asuransi	= Rp. 22.439.123.634,55
Total Nilai Fa	= Rp. 291.708.607.249,20

b. *Variable Expense* (Va)

<i>Raw Material</i>	= Rp. 5.660.527.999.394,41
<i>Packaging</i>	= Rp. 1.510.614.360.000,00
<i>Utilities</i>	= Rp. 1.950.653.436.497,99
<i>Royalty & Patent</i>	= Rp. 755.307.180.000,00

Total Nilai Va	= Rp. 9.877.102.975.892,40
c. <i>Regulated Expense (Ra)</i>	
Gaji Karyawan	= Rp. 19.305.600.000,00
<i>Payroll Overhead</i>	= Rp. 403.200.000,00
<i>Supervision</i>	= Rp. 201.600.000,00
<i>Laboratorium</i>	= Rp. 403.200.000,00
<i>Maintenance</i>	= Rp. 134.634.741.807,32
<i>General Expense</i>	= Rp. 3.376.319.320.986,75
<i>Plant Supplies</i>	= Rp. 20.195.211.271,10
Total Nilai Ra	= Rp. 3.551.462.874.065,17
0,3Ra	= Rp. 1.065.438.862.219,55
0,7Ra	= Rp. 2.486.024.011.845,62
d. <i>Sales (Sa)</i>	= Rp. 15.106.143.600.000,00
Sehingga diperoleh:	
BEP	= 49%
SDP	= 39%

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

a. Umur	= 10 Tahun
b. <i>Fixed Capital (FC)</i>	= Rp. 2.100.467.916.594,74
c. <i>Working Capital (WC)</i>	= Rp. 2.046.209.561.966,57
d. <i>Cash Capital (WC) = Profit After Taxes + Depreciation + Finance</i>	

Asumsi: *Cash Flow (CF)* tetap setiap tahun

CF = Rp. 2.100.467.916.594,74

Asumsi:

SV = Rp. 224.391.236.345,54

Persamaan DCFRR:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = \sum_{j=1}^n C_j (1 + i)^{n-1}$$

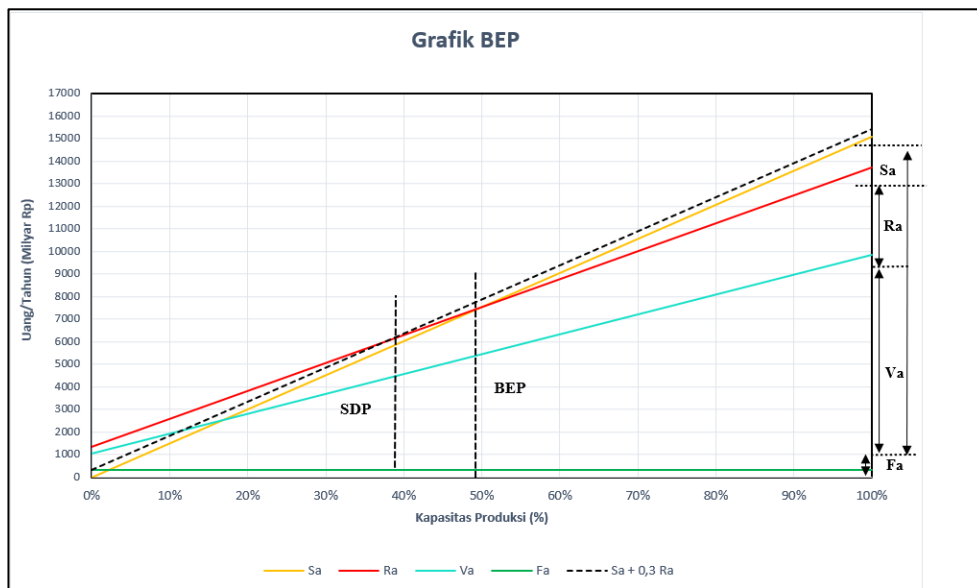
Dari perhitungan *trial and error* diperoleh nilai sebagai berikut:

Tabel X.12 Trial Nilai DCFRR

Nilai i	R	S	R-S
1	2242035572157340,00	112.101.778.607.867,00	2.129.933.793.549.470,00
0,9	1199464544875510,00	10.805.986.890.770,40	1.188.658.557.984.740,00
0,8	594672475294351,00	29.733.623.764.717,60	564.938.851.529.634,00
0,7	260683101331021,00	13.034.155.066.551,10	247.648.946.264.470,00
0,6	88019256876106,60	4.400.962.843.805,33	83.618.294.032.301,30
0,54987	39152364071700,90	1.957.618.203.585,04	37.194.745.868.115,80
0,54986	39144451838165,00	39.144.451.838.165,00	0,00

Harga i = 55%

Berikut disajikan grafik mengenai hasil perhitungan ekonomi.



Gambar X.2 Grafik Perhitungan Ekonomi

BAB XI

KESIMPULAN

Berdasarkan tinjauan dari sifat bahan baku, produk dan kondisi operasi, maka pabrik Sirup Glukosa dengan kapasitas 130.000 ton/tahun ini termasuk dalam pabrik beresiko rendah. Dari evaluasi ekonomi pabrik ini, diperoleh hasil sebagai berikut:

1. *Percent Profit On Sales (POS)*

Sebelum Pajak = 0,28%

Setelah Pajak = 6,49%

2. *Return On Investment (ROI)*

Sebelum Pajak = 23,26%

Setelah Pajak = 16,28%

Syarat *Return Of Investment* sebelum pajak untuk pabrik kimia beresiko rendah adalah minimal 11% (Aries dan Newton, 1955).

3. *Pay Out Time (POT)*

Sebelum Pajak = 1,38 Tahun

Setelah Pajak = 1,86 Tahun

Syarat *Pay Out Time* sebelum pajak untuk pabrik kimia beresiko rendah adalah maksimal 5 tahun (Aries dan Newton, 1955).

4. *Break Even Point (BEP)* tercapai pada saat kapasitas produksi sebesar 49%

Syarat umum BEP untuk pabrik kimia adalah 40% - 60%.

5. *Shut Down Point (SDP)* tercapai pada saat kapasitas produksi sebesar

39%.

Syarat umum SDP untuk pabrik kimia adalah 25% - 40%

6. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)* sebesar 55%

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Sirup Glukosa dari Pati Tapioka dengan Proses Hidrolisis Enzimatis kapasitas 130.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik. (2022). *Data Ekspor Impor Syrup Glucose 2018-2019*.
<https://www.bps.go.id/>
- Badan Standarisasi Nasional. (1992). *SNI 01-2978-1992*.
- Budiarti, G. I. (2016). Studi Konversi Pati Ubi Kayu (Cassava Starch) menjadi Glukosa secara Enzimatis. *CHEMICA: Jurnal Teknik Kimia*, 3(1), 7. <https://doi.org/10.26555/chemica.v3i1.4306>
- Kartika, B. M., Khojayanti, L., Nuha, & Listiana, S. (2019). Dekstrosa Monohidrat Kualitas Farmasi dari Patu Manihot esculenta, Metroxylon sagu, Zea mays, Oriza sativa, dan Triticum. *Bioteknologi & Biosains Indonesia*, 06.
- Kirk-Othmer. (2000). Encyclopedia of Chemical Technology. In *Encyclopedia of Chemical Technology* (hal. 1017).
- Mastuti, E. (2013). Hidrolisa Pati Dari Kulit Singkong (Variabel Ratio Bahan Dan Konsentrasi Asam). *Ekuilibrium*, 12(1), 5–10.
<https://doi.org/10.20961/ekuilibrium.v12i1.2168>
- Miller, J. N. B., & Whistler, R. L. (2009). *Starch : Chemistry and Technology* (3rd ed.). Academic Press.
- Muliadi, A. W., & Zahra, A. (2020). Pra Rancangan Pabrik Sirup Glukosa Dari Tepung Tapioka Dengan Proses Hidrolisis Enzimatis Kapasitas 35.000 Ton/Tahun. *Skripsi*.
- Pasca, B. D., Muhandri, T., Hunaefi, D., & Nurtama, B. (2022). Karakteristik Fisikokimia Tepung Singkong dengan Beberapa Metode Modifikasi. *Jurnal Mutu Pangan : Indonesian Journal of Food Quality*, 8(2), 97–104.
<https://doi.org/10.29244/jmpi.2021.8.2.97>
- Rosadi, A., & Setiawan, D. (2022). Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa Dari Tepung Tapioka Melalui Proses Hidrolisis Enzimatis. *Jurnal Tugas Akhir Teknik Kimia*, 5(1), 7–11.
- Shenck, F., & Herbeda, R. (1992). *Starch Hydrolysis Products. Worldwide Technology, Production and Applications*. 0(5), 6940.
- Syaputra, M. D., Sedyadi, E., Fajriati, I., & Sudarlin. (2020). Aplikasi Edible Film Pati Singkong Dengan Penambahan Ekstrak Lidah Buaya (Aloe Vera) Pada Cabai Rawit (Capsicum Frutescens L.). *Integrated Lab Journal*, 01(01), 1–16.
- Tjockroadikoesoemo, P. S. (1986). *HFS dan Industri Ubi Kayu*. Gramedia.
- Whitaker, J. R. (1996). *Enzymes. Food Chemistry* (3rd ed.). Meracell Dekker, Inc.
- Wijayanti, N. R. A., & Rahmadhia, S. N. (2021). Jurnal Teknologi Pangan dan Hasil Pertanian Analisis Kadar Pati Dan Impurities Tepung Tapioka Abstrak. *Jurnal Teknologi Pangan dan Hasil Pertanian*, 16(2), 1–8.

- winarno, F, G. (2004). *Kimia Pangan dan Gizi* (9 ed.). PT. Gramedia Pustaka Utama.
- Yaws, C. . (1999). *Chemical Properties Handbook*. Beamount: McGraw-Hill.
- Yuniwati, M., Ismiyati, D., & Kurniasih, R. (2011). Kinetika Reaksi Hidrolisis Pati Pisang Tanduk dengan Katalisator Asam Chlorida. *Jurnal Teknologi*, 4,107–112.

LAMPIRAN
REAKTOR LIKUIFIKASI (R-01:R-05)

Fungsi : Tempat untuk mereaksikan pati dan air dengan perbandingan 1:3 menghasilkan sukrosa

Kecepatan umpan pati = 69373,4568 Kg/jam

Kecepatan umpan air = 23124,4856 Kg/jam

Jenis : Reaktor tangki berpengaduk

Proses : Kontinyu

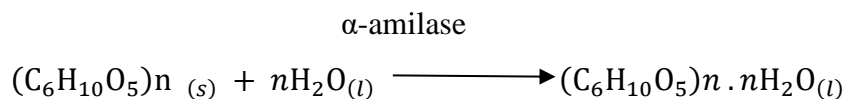
Reaksi : Eksotermis

Konversi : 71,55%

A. Tinjauan Kinetika Reaksi

Reaksi hidrolisis pati berdasarkan hasil penelitian Yuniwati dkk, (2011) dengan suhu operasi 90°C dan tekanan 1 atm yaitu :

1. Reaksi liquifikasi



Diketahui :

XA = 71,55% dan dapat dioptimalkan sampai 91-95%

Waktu reaksi = 2 jam

Persamaan kecepatan reaksi pembuatan dekstrin yaitu :

$$-r_A = k \cdot C_A$$

Dengan :

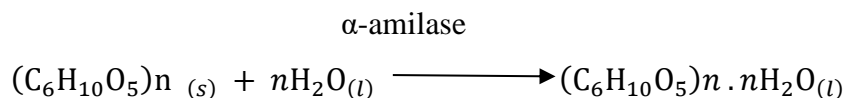
-r_A = Laju reaksi C₆H₁₀O₅ kmol/m³.jam

k = konstanta laju reaksi, m³/kmol.jam

C_A = konsentrasi C₆H₁₀O₅ kmol/m³

B. Menghitung Konstanta Kecepatan Reaksi

Persamaan reaksi pembentukan dekstrin sebagai berikut :



$$r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A$$

$$-\int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{dt} = k \int_0^t dt$$

$$-\ln \frac{C_A}{C_{A0}} = kt$$

$$\frac{dX_A}{dt} = k(1 - X_A)$$

$$-\ln(1 - X_A) = kt$$

$$k = -\ln(1 - X_A)/t$$

Maka nilai k yang didapat untuk proses liquifikasi adalah 0,5487/jam

C. Menghitung C_{A0}

Untuk menghitung nilai C_{A0} , diperlukan data laju alir bahan baku. Laju alir bahan baku disajikan dalam tabel berikut:

Tabel 1. Data Laju Alir Untuk Masing-Masing Bahan Baku

Komponen	BM (kg/kgmol)	ρ (kg/m ³)	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fv (m ³ /jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	162	1500	428,2312	69373,4568	46,24897
H ₂ O	18	1023	1284,6936	23124,4856	22,60458
α - amilase	53000	1260	0,0013	69,9284	0,05550
CaCl ₂	111	2150	0,0000	0,0000	0,00000
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	1445	102,3044	18414,7987	12,74381
Total		7378	1815,2306	110982,6695	81,65285554

Menghitung C_{A0} sebagai berikut:

$$\begin{aligned} C_{A0} &= F_{ma} / F_{vtotal} \\ &= (428,2312 \text{ kmol/jam}) / (81,65285554 \text{ m}^3/\text{jam}) \\ &= 5,244534462 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

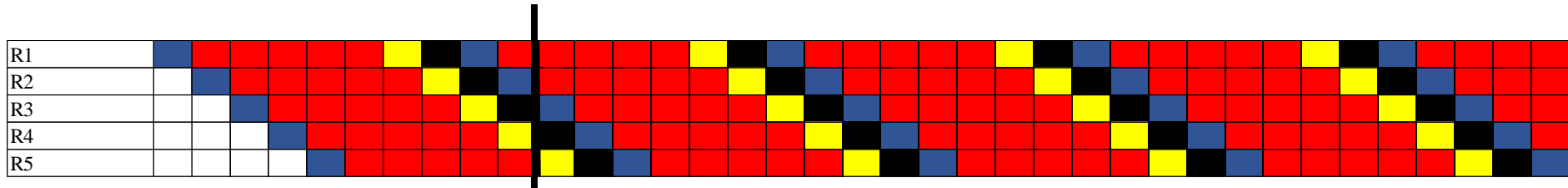
D. Optimasi Jumlah Reaktor

Tabel 2. Optimasi Jumlah Reaktor

t isi	0,4	jam
t reaksi	2,0	jam
t pengosongan	0,4	jam
t pembersihan	0,4	jam
Total	3,2	jam

Tabel 11. *Batch Scheduling*

1 batch



Keterangan

Satu kolom melewati 1 jam

t isi	■				
t reaksi	■	■	■	■	■
t pengosongan	■				
t pembersihan	■				

E. Neraca Massa Reaktor

Tabel 3. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk				Keluar
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C ₆ H ₁₀ O ₅	69373,4567				52800,13796
H ₂ O	9042,09568		0,003	14082,3899	21283,00873
α - amilase		69,92844			69,92844444
CaCl ₂			0,0000002		0,000000200
C ₆ H ₁₂ O ₆					18414,7987
Total	92567,87383				92567,87383

F. Perhitungan Volume Perancangan

Over design yang direkomendasikan adalah 20% (Peters dan Timmerhaus, 1991).

Jumlah Reaktor, Nr = 5 buah

t reaksi = 2 jam

Vcairan = Fv x t reaksi
= 30,0848 m³

V reaktor = 20% diatas volume cairan
= 1,2 x V cairan
= 37,9820 m³

G. Menghitung Diameter dan Tinggi Tangki

Dari data literatur menunjukkan dengan perbandingan mol pati dan air adalah 1 : 3. Suhu reaksi 90°C

T = 90°C

P = 1 atm

t (waktu reaksi) = 2 jam

konversi = 71,55%

Dipilih bahan konstruksi = Stainless Steel

Spesifikasi bahan

Max allowable stress, f = 18750 psi

Effisiensi sambungan, E = 0,85

Corrosion allowance, $C = 0,125$ in

Jenis pengelasan = Double welded butt joint.

(Brownel dan Young, 1959)

Perbandingan H dan D = $1,5$ m³

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 1,5D$$

$$= \frac{1,5\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{1,5\pi}}$$

D = 3,1833 m

Denagn memasukkan nilaia voliume reaktor didapat diameter reaktor, D = 3,0733 m tinggi reaktor (H) = 4,6100 m

H. Menghitung Tebal *Shell* dan Tebal *Head*

1. Tebal *Shell*

$$t_s = \frac{P_d \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P_d} + C$$

ri = 62,66244053 inc = 1,5916 m

t_s = 0,1251 inc = 0,00318 m

Tebal Standar = 0,1875 inc = 0,0048 m

(Brownel dan Young, 1959)

Menentukan jenis dan *ukuran head* dan *bottom* reaktor. Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi:

a. *Flanged & Standard Dished Head*

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

b. *Torispherical Flanged & Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

c. *Elliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

d. *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang

tersedia sangat terbatas.

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

2. Tebal Head

$$t_s = \frac{P_d \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P_d} + C$$

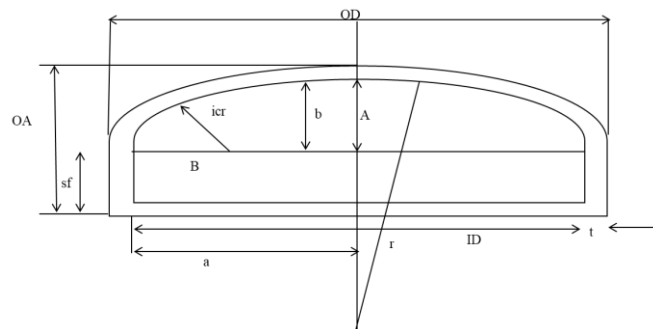
$$t_h = 0,2273 \text{ inc} = 0,0058 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Standar} = 0,375 \text{ inc} = 0,0095 \text{ m}$$

(Brownel dan Young, 1959)

I. Menghitung Tinggi Total Reaktor

Dalam perhitungan tinggi reaktor acuan yang dipakai adalah (Brownel dan Young, 1959). Adapun hal-hal yang perlu dihitung secara terperinci dijelaskan dalam gambar berikut ini.



1. Menghitung Tinggi Head (OA)

Untuk menghitung OA maka kita memerlukan data sf dan icr dari tabel 5.4 (Brownel dan Young, 1959 sebagai berikut).

Table 5.4. Dimensions of Standard Flanged-only Heads for All Diameters
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Gage (Thickness) <i>t</i>	Standard Straight Flange (in.) <i>sf</i>	Inside-corner Radius (in.) <i>icr</i>
3/16	1 1/2 - 2	3/16
1/4	1 1/2 - 2 1/2	3/4
5/16	1 1/2 - 3	1 5/8
3/8	1 1/2 - 3	1 1/8
7/16	1 1/2 - 3 1/2	1 5/8
1/2	1 1/2 - 3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/2 - 3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2 - 3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2 - 4	2 5/8

Digunakan tebal head 3/8 in dengan tebal tersebut dapat diambil :

Standar Straight Flange (sf) = 1,5 - 3 in

Diambil SF	= 2 in
OD	= ID + 2.th = 125,6999 in
a	= ID/2 = 62,8499 in
AB	= a – icr = 55,3304 in
BC	= r – icr = 117,8054 in
AC	= (BC ² – AB ²) ^{0,5} = 04,0031 in
b	= r – AC = 21,3218 in
OA	= b + sf + th = 23,6968 in
OA	= tinggi head = 0,6019 m

2. Menghitung Tinggi Total Reaktor

Tinggi total reaktor	= tinggi tangki + 2 x tinggi <i>head</i> = 5,1904 m
----------------------	--

3. Menghitung Luas Permukaan Dinding dalam dan Luar Reaktor

Menghitung luas permukaan dinding dalam :

Dinding <i>shell</i>	= $\pi \cdot D \cdot H_S$ = 39,84773331 m ²
----------------------	---

Dinding <i>head</i>	= $2(1,22\pi/4D^2)$ = 19,40904372 m ²
---------------------	---

Luas total	= 59,25677702 m ²
------------	------------------------------

Menghitung luas permukaan dinding luar:

Dinding <i>shell</i>	= $\pi(D + 2 \cdot ts)H_S$ = 39,9670 m ²
----------------------	--

Dinding <i>head</i>	= $2(1,22\pi/4((D + 2 \cdot ts)^2)$
---------------------	-------------------------------------

$$\begin{aligned} &= 19,5254 \text{ m}^2 \\ \text{Luas total} &= 59,4923 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

J. Menghitung Dimensi Pengaduk

Dalam merancang dimensi pengaduk acuan yang digunakan adalah *Unit Operation* oleh (Brown, 1978) chapter 13 tentang agitator. Untuk penggambaran yang jelas mengenai variable-variabel yang akan dihitung dapat dilihat pada gambar berikut ini.

$$\text{Vol cairan} = 30,0848 \text{ m}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 4,422114648 \text{ cP}$$

$$\text{Jenis} = \textit{Six bladed axial flow turbin in baffle tank}$$

Alasan:

1. Pemilihan jenis pengaduk turbin karena jangkauan viskositas yang sangat luas
2. Pemilihan menggunakan turbin karena selain N_r yang besar, juga untuk mencegah vortex dan memperbaiki transfer panas di reaktor.

Pada buku Brown, hal 507 untuk 6 blade diperoleh persamaan:

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,5$$

$$w/D_t = 0,17$$

$$L/D_i = 0,25$$

Dengan:

$$D_t = \text{Diameter tangka}$$

$$D_i = \text{Diameter impeller}$$

$$Z_i = \text{Jarak pengaduk dari dasar bottom}$$

$$L = \text{Panjang blade}$$

$$W = \text{Lebar baffle}$$

Maka:

$$D_t = 3,1833 \text{ m}$$

$$D_i = 1,0611 \text{ m}$$

$$Z_i = 1,0611 \text{ m}$$

$$L = 0,2653 \text{ m}$$

$$W = 0,5412 \text{ m}$$

K. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki Reaktor

$$\text{Vol cairan} = 30,0848 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol bottom} = 9,98042 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Vol cairan dalam vessel} &= \text{vol cairan} - \text{vol bottom} \\ &= 20,1043 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$h \text{ cairan divessel} = 0,252740 \text{ m}^3$$

$$h \text{ cairan tangki} = 0,8546 \text{ m}^3$$

$$\text{WELH} = 1,161625$$

L. Menghitung Kecepatan Pengadukan

Dalam perancangan kecepatan pengadukan, buku yang digunakan sebagai acuan adalah (Rase dan Holmes, 1997). Persamaan utama untuk menghitung kecepatan pengadukan adalah persamaan 8.8 dalam (Rase dan Holmes, 1997) yaitu sebagai berikut:

$$\frac{\text{WELH}}{2D_i} = \left(\frac{3,14 \times D_i \times N}{600} \right)^2$$

Dengan: WELH = water equivalent liquid height

WELH = tinggi larutan tangka * *spec gravity* larutan

N = kecepatan pengadukan, rpm

$$N = 141,3722 \text{ rpm}$$

$$N = 14,79696 \text{ rad/s}$$

$$N = 2,35620 \text{ putaran/s}$$

$$N = 7,850432 \text{ m/s}$$

M. Menghitung Daya Pengadukan

1. Bilangan Reynold

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

$$D_i = 1,0611 \text{ m}$$

$$N = 141,3722 \text{ rpm}$$

$$\mu = 0,002971 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho = 84,8522 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Re} = 815359,3648$$

$$N_p = 5,5$$

2. Daya pengadukan

Acuan yang digunakan untuk menghitung daya pengadukan berdasarkan (Geankoplis, 1983).

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5$$

$$P = 7,5355 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi Motor, } E_m = 0,88$$

$$\text{Power motor} = 8,5630 \text{ HP}$$

$$\text{Dipilih motor dengan daya} = 10 \text{ HP}$$

N. Neraca Panas Reaktor

1. Data Kapasitas Panas

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

$$T_{operasi} = 90^\circ\text{C} = 363,15^\circ\text{K}$$

Tabel 4. Data Kapasitas Panas

Komponen	BM	Cp1	Cp2	Intg Cp1.ΔT (J/mol)	Intg Cp2.ΔT (J/mol)
C6H10O5	162	251,0050	251,0050	16315,3250	-16315,3250
H2O	18	75,5530	75,3210	4888,7875	-4888,7875
α - amilase	53000	75,2600	75,2600	4891,9000	-4891,9000
CaCl2	111	76,7070	76,7070	4985,9550	-4985,9550
C6H12O6	180	226,1110	226,1110	14697,2150	-14697,2150

2. Panas untuk Penurunan Suhu Umpan dari 90°C ke 25°

Tabel 5. Data Kenaikan Suhu Umpan

Komponen	Cp.ΔT	Fm	Fm.Cp.ΔT
	J/mol	mol/jam	J/jam.K
C6H10O5	-16315,3250	428231,2148	-6986731444
H2O	-4888,7875	1284693,644	-6280594178
α - amilase	-4891,9000	1,319404612	-6454
CaCl2	-4985,9550	0,00	-0,009432888

$$\text{Total } Q_c = -13267332077 \text{ J/jam}$$

$$= -3198489 \text{ kkal/jam}$$

3. Panas Reaksi Standar

$$\text{Panas reaksi standar} = -309555,7300 \text{ J/mol}$$

$$\text{Panas reaksi } (\Delta H_r) = -106049222719,500 \text{ J/Jam}$$

$$= -25566350,7038 \text{ kkal/Jam}$$

4. Panas untuk kenaikan suhu umpan dari 25°C ke 90°C

Tabel 6. Data Nilai Kenaikan Suhu Produk

Komponen	Cp.ΔT	Fm	Fm.Cp.ΔT
	J/mol	mol/jam	J/jam.K
C ₆ H ₁₀ O ₅	16315,3250	325926,7775	5317601302
H ₂ O	4888,7875	1182389,374	5780450343
α - amilase	4891,9000	1,319404612	6454,395422
CaCl ₂	4985,9550	0,0000018	0,008974719
C ₆ H ₁₂ O ₆	14697,2150	102304,4372	1503590309
Total	45779,1825	1610621,9079	12601648408,8723

$$\text{Total } Q_h = 12601648408,8723 \text{ J/Jam}$$

$$= 3038005,8845 \text{ kkal/Jam}$$

5. Panas Reaksi Total

$$\Delta H_r = Q_c + \Delta H_r + Q_h$$

$$= -106714906387,3310 \text{ J/Jam}$$

$$= -6202,2261 \text{ kkal/Jam}$$

6. Neraca Panas Total

Tabel 7. Neraca Panas Total

Komponen	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
	kkal/jam	kkal/jam	btu/jam	btu/jam
Umpan	3198488,9288		2538523,5709	
Reaksi standar	25566350,7038		20291076,6074	
Produk		3038005,8845		2411154,0536
Pendingin		25726833,7482		20418446,1247
Total	28.764.839,6326	28.764.839,6326	22829600,1783	22829600,1783

O. Perancangan Jaket Pendingin

1. Beban Panas Pendingin

$$Q = (-DHR)A$$

$$QH = 25.726.833,7482 \text{ kkal/jam}$$

$$= 20.418.446,1247 \text{ btu/jam}$$

2. Medium Pendingin

Dipilih : Air hasil refrigerasi pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm

$$T_{c1} \text{ (Suhu air masuk pendingin)} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$T_{c2} \text{ (Suhu air keluar pendingin)} = 35^\circ\text{C} = 95^\circ\text{F}$$

$$T_{c, \text{ avg}} \text{ (Suhu air rata-rata)} = 32,5^\circ\text{C} = 90,5^\circ\text{F}$$

$$T_r = 70^\circ\text{C} = 158^\circ\text{F}$$

$$\text{Berat molekul (BMc)} = 18$$

$$\text{Konduktifitas Panas (kc)} = 0,0962 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,0556 \text{ Btu/jam.ft}^2(\text{°F/ft})$$

$$\text{Densitas } \rho_c = 1020,5763 \text{ kg/m}^3$$

$$= 63,7125 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Kapasitas panas (Cpc)} = 87,1052 \text{ J/kmol.K}$$

$$= 1,1545 \text{ Btu/lb. }^\circ\text{F}$$

$$\text{Viskositas } (\mu_c) = 0,7725 \text{ Pa.dtk}$$

$$= 2,0402 \text{ lb/ft.jam}$$

3. Beda Suhu Logaritmik (ΔT_{lm}) *Counterflow*

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_R - T_{C1}) - T_R - T_{C2}}{\ln \left(\frac{T_R - T_{C1}}{T_R - T_{C2}} \right)} = \frac{T_{C2} - T_{C1}}{\ln \left(\frac{T_R - T_{C1}}{T_R - T_{C2}} \right)}$$

$$= 37,4444 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 99,3999 \text{ }^\circ\text{F}$$

4. Menghitung Luas Permukaan Panas yang Dibutuhkan (A_j)

$$UD = 500 \text{ Btu/J.ft}^2.\text{°F}$$

$$A_j = 410,8344 \text{ ft}^2$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$A_j = 82,1669 \text{ ft}^2$$

$$= 11832,0312 \text{ in}^2$$

$$\text{Overall } A_j = 493,0013 \text{ ft}^2$$

$$= 70992,1873 \text{ in}^2$$

$$\text{Ar} = 29,7462 \text{ m}^2$$

$$= 3201847,803 \text{ ft}^2$$

Karena $A_j < A_r$, maka dipilih pendingin reaktor menggunakan jaket pendingin.

5. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

Sebagai pendingin digunakan air dengan suhu masuk (T_1) = 30°C (86°F) dan suhu keluar $T_2 = 35^\circ\text{C}$ (95°F)

$$W_c = 2475920,1189 \text{ lb/jam}$$

6. Menghitung Kecepatan Pendingin dalam Jaket (v_c)

$$V_c = 14065,9267 \text{ ft/jam}$$

7. Menghitung Perpindahan Panas di Dinding Luar Reaktor (h_o)

$$H_o = 28967,25637 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

8. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas di Dalam Reaktor (h_i)

$$H_i = 23998,4775 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

9. Menghitung Perancangan Diameter Dalam Jaket

$$D_j = 154,854331 \text{ in}$$

$$= 3,9333 \text{ m}$$

10. Menghitung Tebal Dinding *Shell* Jaket

Jenis Bahan yang digunakan adalah SA-268 TP 430, kandungan 16 Cr

$$f = 12750 \text{ psi}$$

$$c = 0,1250 \text{ in}$$

$$E = 0,8500$$

$$r_i = 79,9262 \text{ in}$$

$$T_j = 0,2335 \text{ in}$$

Sehingga, dipilih T_j sebesar 0,3333 in atau 1/3

11. Menghitung Flow Area (A_f)

$$A_f = 0,0127 \text{ m}^2$$

12. Menghitung Tinggi *Shell* Jaket

$$L_j = 107,153543 \text{ in}$$

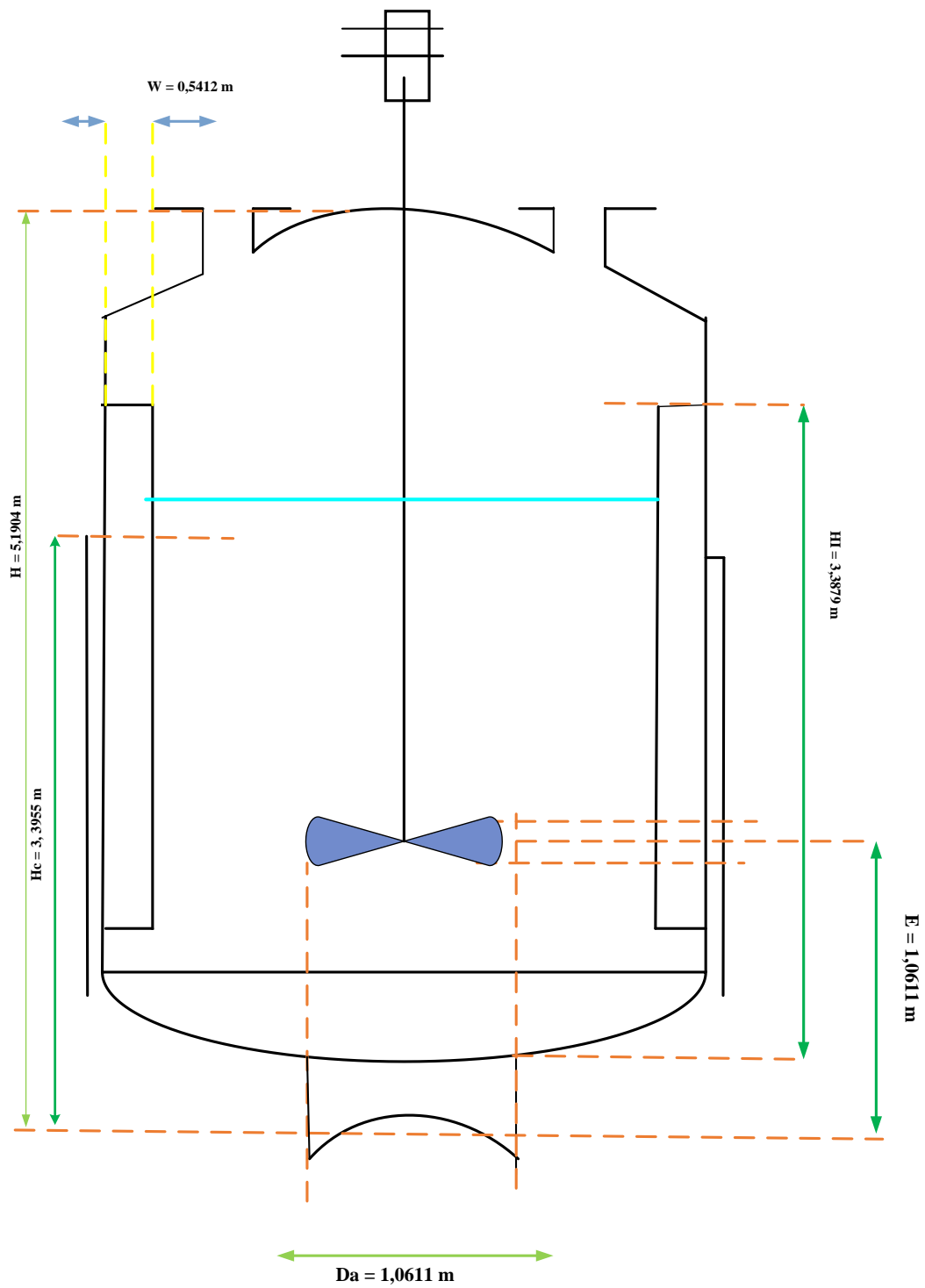
$$= 2,7217 \text{ m}$$

13. Menghitung Sumbu Pendek *Head Bottom* Jacket

$$B_j = 26,5314961 \text{ in}$$

$$= 0,6739 \text{ m}$$

Berikut gambar desain reaktor likuifikasi



Gambar 1. Desain Reaktor Likuifikasi

LAMPIRAN
REAKTOR SAKARIFIKASI (R-01:R-05)

Fungsi : Tempat untuk mereaksikan dekstrin dengan air dari reaktor likuifikasi untuk menghasilkan sirup glukosa

Kecepatan umpan pati = 18414,7987 (Kg/jam)

Kecepatan umpan air = 21283,00873 (Kg/jam)

Jenis : Reaktor tangki berpengaduk

Proses : Kontinyu

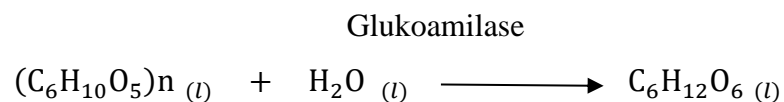
Reaksi : Eksotermis

Konversi : 99,32%

A. Tinjauan Kinetika Reaksi

Reaksi hidrolisis pati berdasarkan hasil penelitian Yuniwati dkk, (2011) dengan suhu operasi 60°C dan tekanan 1 atm yaitu :

1. Reaksi Sakarifikasi



Diketahui :

$$X_A = 99,32\%$$

Waktu reaksi = 24 jam

Persamaan kecepatan reaksi pembuatan dekstrin yaitu :

$$-r_A = k \cdot C_A$$

Dengan :

$$-r_A = \text{Laju reaksi } (C_6H_{10}O_5)_n \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

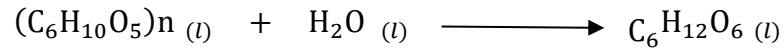
$$k = \text{konstanta laju reaksi, m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$$

$$C_A = \text{konsentrasi } C_6H_{10}O_6 \text{ kmol/m}^3$$

B. Menghitung Konstanta Kecepatan Reaksi

Persamaan reaksi pembentukan sirup glukosa sebagai berikut berikut :

Glukoamilase



$$r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A$$

$$-\int_{C_{A0}}^{C_A} \frac{dC_A}{C_A} = k \int_0^t dt$$

$$-\ln \frac{C_A}{C_{A0}} = kt$$

$$\frac{dX_A}{dt} = k(1 - X_A)$$

$$-\ln(1 - X_A) = kt$$

$$k = -\ln(1 - X_A)/t$$

Maka nilai k yang didapat untuk pada proses sakarifikasi adalah

0,5193/jam.

C. Menghitung C_{A0}

Untuk menghitung nilai C_{A0} , diperlukan data laju alir bahan baku.

Laju alir bahan baku disajikan dalam tabel berikut:

Tabel 1. Data Laju Alir Untuk Masing-Masing Bahan Baku

Komponen	BM (kg/kgmol)	ρ (kg/m ³)	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fv (m ³ /jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	162	1500	428,2312	69373,4568	46,24897
H ₂ O	18	1023	1284,6936	23124,4856	22,60458
α - amilase	53000	1260	0,0013	69,9284	0,05550
CaCl ₂	111	2150	0,0000	0,0000	0,00000
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	1445	102,3044	18414,7987	12,74381
Total		7378	1815,2306	110982,6695	81,65285554

Menghitung C_{A0} sebagai berikut:

$$C_{A0} = F_{ma} / F_{vtotal}$$

$$= (428,2312 \text{ kmol/jam}) / (81,65285554 \text{ m}^3/\text{jam})$$

$$= 5,244534462 \text{ kmol/m}^3$$

D. Optimasi Jumlah Reaktor

Tabel 2. Optimasi Jumlah Reaktor

t isi	12	jam
t reaksi	24	jam
t pengosongan	12	jam
t pembersihan	12	jam
Total	60	jam

E. Neraca Massa Reaktor

Tabel 4. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk				Keluar
	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C ₆ H ₁₀ O ₅	69373,45				52800,13796
H ₂ O	9042,095		0,003	14082,3899	21283,00873
α - amilase		69,92844			69,92844444
CaCl ₂			0,0000002		0,000000200
C ₆ H ₁₂ O ₆					18414,7987
Total	92567,87383				92567,87383

F. Perhitungan Volume Perancangan

Over *design* yang direkomendasikan adalah 20% (Peters dan Timmerhaus, 1991).

Jumlah Reaktor, Nr = 5 buah

t reaksi = 2 jam

Vcairan = Fv x t reaksi

= 30,0848 m³

V reactor = 20% diatas volume cairan

= 1,2 x V cairan

= 37,9820 m³

G. Menghitung Diameter dan Tinggi Tangki

Dari data literatur menunjukkan dengan perbandingan mol pati dan air adalah 1 : 3. Suhu reaksi 90°C

T = 90°C

P = 1 atm

t (waktu reaksi) = 2 jam

konversi = 71,55%

Dipilih bahan konstruksi = Stainless Steel

Spesifikasi bahan

Max allowable stress, f = 18750 psi

Effisiensi sambungan, E = 0,85

Corrosion allowance, $C = 0,125$ in

Jenis pengelasan = Double welded butt joint.

(Brownel dan Young, 1959)

Perbandingan H dan D = 1,5 m³

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 1,5D$$

$$= \frac{1,5\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{1,5\pi}}$$

$$D = 3,1833 \text{ m}$$

Denagn memasukkan nilaia voliume reaktor didapat diameter reaktor, $D =$

3,0733 m tinggi reaktor (H) = 4,6100 m

H. Menghitung Tebal *Shell* dan Tebal *Head*

1. Tebal *Shell*

$$t_s = \frac{P_d \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P_d} + C$$

$$r_i = 62,66244053 \text{ inc} = 1,5916 \text{ m}$$

$$t_s = 0,1251 \text{ inc} = 0,00318 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Standar} = 0,1875 \text{ inc} = 0,0048 \text{ m}$$

(Brownel dan Young, 1959)

Menentukan jenis dan *ukuran head* dan *bottom* reaktor. Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi:

a. *Flanged & Standard Dished Head*

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

b. *Torispherical Flanged & Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

c. *Elliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

d. *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

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

2. Tebal Head

$$t_s = \frac{P_d \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P_d} + C$$

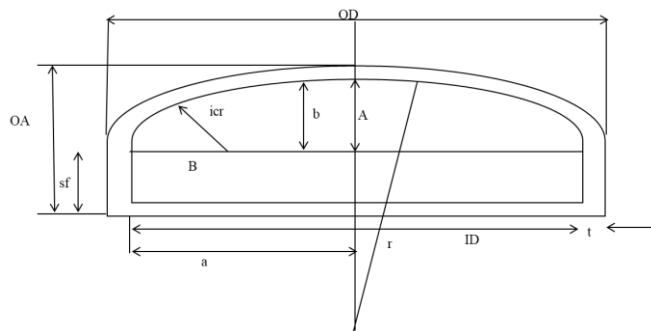
$$t_h = 0,2273 \text{ inc} = 0,0058 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Standar} = 0,375 \text{ inc} = 0,0095 \text{ m}$$

(Brownel dan Young, 1959)

I. Menghitung Tinggi Total Reaktor

Dalam perhitungan tinggi reaktor acuan yang dipakai adalah (Brownel dan Young, 1959). Adapun hal-hal yang perlu dihitung secara terperinci dijelaskan dalam gambar berikut ini.



5. Menghitung Tinggi Head (OA)

Untuk menghitung OA maka kita memerlukan data sf dan icr dari tabel 5.4 (Brownel dan Young, 1959) sebagai berikut.

Table 5.4. Dimensions of Standard Flanged-only Heads for All Diameters
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Gage (Thickness)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
<i>t</i>	<i>sf</i>	<i>icr</i>
3/16	1 1/2 - 2	9/16
1/4	1 1/2 - 2 1/2	3/4
5/16	1 1/2 - 3	15/16
3/8	1 1/2 - 3	1 1/8
7/16	1 1/2 - 3 1/2	1 5/16
1/2	1 1/2 - 3 1/2	1 1/2
5/8	1 1/2 - 3 1/2	1 7/8
3/4	1 1/2 - 3 1/2	2 1/4
7/8	1 1/2 - 4	2 5/8

Digunakan tebal head 3/8 in dengan tebal tersebut dapat diambil :

$$\text{Standar Straight Flange (sf)} = 1,5 - 3 \text{ in}$$

$$\text{Diambil SF} = 2 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= \text{ID} + 2.\text{th} \\
&= 125,6999 \text{ in} \\
a &= \text{ID}/2 \\
&= 62,8499 \text{ in} \\
\text{AB} &= a - \text{icr} \\
&= 55,3304 \text{ in} \\
\text{BC} &= r - \text{icr} \\
&= 117,8054 \text{ in} \\
\text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\
&= 04,0031 \text{ in} \\
b &= r - \text{AC} \\
&= 21,3218 \text{ in} \\
\text{OA} &= b + \text{sf} + \text{th} \\
&= 23,6968 \text{ in} \\
\text{OA} &= \text{tinggi head} \\
&= 0,6019 \text{ m}
\end{aligned}$$

6. Menghitung Tinggi Total Reaktor

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total reaktor} &= \text{tinggi tangki} + 2 \times \text{tinggi head} \\
&= 5,1904 \text{ m}
\end{aligned}$$

7. Menghitung Luas Permukaan Dinding dalam dan Luar Reaktor

Menghitung luas permukaan dinding dalam :

$$\begin{aligned}
\text{Dinding shell} &= \pi . D . H_S \\
&= 39,84773331 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Dinding head} &= 2(1,22\pi/4D^2) \\
&= 19,40904372 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

$$\text{Luas total} = 59,25677702 \text{ m}^2$$

Menghitung luas permukaan dinding luar:

$$\begin{aligned}
\text{Dinding shell} &= \pi(D + 2. \text{ts})H_S \\
&= 39,9670 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

$$\text{Dinding head} = 2(1,22\pi/4((D + 2. \text{ts})^2)$$

$$= 19,5254 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas total} = 59,4923 \text{ m}^2$$

J. Menghitung Dimensi Pengaduk

Dalam merancang dimensi pengaduk acuan yang digunakan adalah *Unit Operation* oleh (Brown, 1978) chapter 13 tentang agitator. Untuk penggambaran yang jelas mengenai variable-variabel yang akan dihitung dapat dilihat pada gambar berikut ini.

$$\text{Vol cairan} = 30,0848 \text{ m}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 4,422114648 \text{ cP}$$

$$\text{Jenis} = \textit{Six bladed axial flow turbin in baffle tank}$$

Alasan:

- a. Pemilihan jenis pengaduk turbin karena jangkauan viskositas yang sangat luas
- b. Pemilihan menggunakan turbin karena selain Nr yang besar, juga untuk mencegah *vortex* dan memperbaiki transfer panas direaktor.

Pada buku Brown, hal 507 untuk 6 blade diperoleh persamaan:

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,5$$

$$w/D_t = 0,17$$

$$L/D_i = 0,25$$

Dengan:

$$D_t = \text{Diameter tangka}$$

$$D_i = \text{Diameter impeller}$$

$$Z_i = \text{Jarak pengaduk dari dasar bottom}$$

$$L = \text{Panjang blade}$$

$$W = \text{Lebar baffle}$$

Maka:

$$D_t = 3,1833 \text{ m}$$

$$D_i = 1,0611 \text{ m}$$

$$Z_i = 1,0611 \text{ m}$$

$$L = 0,2653 \text{ m}$$

$$W = 0,5412 \text{ m}$$

K. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Vol cairan} &= 30,0848 \text{ m}^3 \\ \text{Vol bottom} &= 9,98042 \text{ m}^3 \\ \text{Vol cairan dalam vessel} &= \text{vol cairan} - \text{vol bottom} \\ &= 20,1043 \text{ m}^3 \\ h \text{ cairan divessel} &= 0,252740 \text{ m}^3 \\ h \text{ cairan tangki} &= 0,8546 \text{ m}^3 \\ \text{WELH} &= 1,161625 \end{aligned}$$

L. Menghitung Kecepatan Pengadukan

Dalam perancangan kecepatan pengadukan, buku yang digunakan sebagai acuan adalah (Rase dan Holmes, 1997). Persamaan utama untuk menghitung kecepatan pengadukan adalah persamaan 8.8 dalam (Rase dan Holmes, 1997) yaitu sebagai berikut:

$$\frac{\text{WELH}}{2D_i} = \left(\frac{3,14 \times D_i \times N}{600} \right)^2$$

Dengan: WELH = water equivalent liquid height

WELH = tinggi larutan tangka * *spec gravity* larutan

N = kecepatan pengadukan, rpm

$$N = 141,3722 \text{ rpm}$$

$$N = 14,79696 \text{ rad/s}$$

$$N = 2,35620 \text{ putaran/s}$$

$$N = 7,850432 \text{ m/s}$$

M. Menghitung Daya Pengadukan

1. Bilangan Reynold

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

$$D_i = 1,0611 \text{ m}$$

$$N = 141,3722 \text{ rpm}$$

$$\mu = 0,002971 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho = 84,8522 \text{ lb/ft}^3$$

$$Re = 815359,3648$$

$$Np = 5,5$$

2. Daya pengadukan

Acuan yang digunakan untuk menghitung daya pengadukan berdasarkan (Geankoplis, 1983).

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

$$P = 7,5355 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi Motor, } Em = 0,88$$

$$\text{Power motor} = 8,5630 \text{ HP}$$

$$\text{Dipilih motor dengan daya} = 10 \text{ HP}$$

N. Neraca Panas Reaktor

1. Data Kapasitas Panas

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

$$T_{operasi} = 90^\circ\text{C} = 363,15^\circ\text{K}$$

Tabel 5. Data Kapasitas Panas

Komponen	BM	Cp1	Cp2	Intg Cp1.ΔT (J/mol)	Intg Cp2.ΔT (J/mol)
C ₆ H ₁₀ O ₅	162	251,0050	251,0050	16315,3250	-16315,3250
H ₂ O	18	75,5530	75,3210	4888,7875	-4888,7875
α - amilase	53000	75,2600	75,2600	4891,9000	-4891,9000
CaCl ₂	111	76,7070	76,7070	4985,9550	-4985,9550
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	226,1110	226,1110	14697,2150	-14697,2150

2. Panas untuk Penurunan Suhu Umpan dari 90°C ke 25°C

Tabel 6. Data Kenaikan Suhu Umpan

Komponen	Cp.ΔT	Fm	Fm.Cp.ΔT
	J/mol	mol/jam	J/jam.K
C ₆ H ₁₀ O ₅	-16315,3250	428231,2148	-6986731444
H ₂ O	-4888,7875	1284693,644	-6280594178
α - amilase	-4891,9000	1,319404612	-6454
CaCl ₂	-4985,9550	0,00	-0,009432888

$$\begin{aligned} \text{Total } Q_c &= -13267332077 \text{ J/jam} \\ &= -3198489 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

3. Panas Reaksi Standar

$$\begin{aligned} \text{Panas reaksi standar} &= -309555,7300 \text{ J/mol} \\ \text{Panas reaksi } (\Delta H_r) &= -106049222719,500 \text{ J/Jam} \\ &= -25566350,7038 \text{ kkal/Jam} \end{aligned}$$

4. Panas untuk kenaikan suhu umpan dari 25°C ke 90°C

Tabel 7. Data Nilai Kenaikan Suhu Produk

Komponen	Cp.ΔT	Fm	Fm.Cp.ΔT
	J/mol	mol/jam	J/jam.K
C ₆ H ₁₀ O ₅	16315,3250	325926,7775	5317601302
H ₂ O	4888,7875	1182389,374	5780450343
α - amilase	4891,9000	1,319404612	6454,395422
CaCl ₂	4985,9550	0,0000018	0,008974719
C ₆ H ₁₂ O ₆	14697,2150	102304,4372	1503590309
Total	45779,1825	1610621,9079	12601648408,8723

$$\begin{aligned} \text{Total } Q_h &= 12601648408,8723 \text{ J/Jam} \\ &= 3038005,8845 \text{ kkal/Jam} \end{aligned}$$

5. Panas Reaksi Total

$$\begin{aligned} \Delta H_r &= Q_c + \Delta H_r + Q_h \\ &= -106714906387,3310 \text{ J/Jam} \\ &= -6202,2261 \text{ kkal/Jam} \end{aligned}$$

6. Neraca Panas Total

Tabel 8. Neraca Panas Total

Komponen	Masuk	Keluar	Masuk	Keluar
	kkal/jam	kkal/jam	btu/jam	btu/jam
Umpan	3198488,9288		2538523,5709	
Reaksi standar	25566350,7038		20291076,6074	

Produk		3038005,8845		2411154,0536
Pendingin		25726833,7482		20418446,1247
Total	28.764.839,6326	28.764.839,6326	22829600,1783	22829600,1783

O. Perancangan Jacket Pendingin

1. Beban Panas Pendingin

$$Q = (-DHR)A$$

$$QH = 25.726.833,7482 \text{ kkal/jam}$$

$$= 20.418.446,1247 \text{ btu/jam}$$

2. Medium Pendingin

Dipilih : Air hasil refrigerasi pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm

$$T_{c1} \text{ (Suhu air masuk pendingin)} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$T_{c2} \text{ (Suhu air keluar pendingin)} = 35^\circ\text{C} = 95^\circ\text{F}$$

$$T_{c, \text{ avg}} \text{ (Suhu air rata-rata)} = 32,5^\circ\text{C} = 90,5^\circ\text{F}$$

$$T_r = 70^\circ\text{C} = 158^\circ\text{F}$$

$$\text{Berat molekul (BMc)} = 18$$

$$\text{Konduktifitas Panas (kc)} = 0,0962 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,0556 \text{ Btu/jam.ft}^2(\text{°F/ft})$$

$$\text{Densitas } \rho_c = 1020,5763 \text{ kg/m}^3$$

$$= 63,7125 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Kapasitas panas (Cpc)} = 87,1052 \text{ J/kmol.K}$$

$$= 1,1545 \text{ Btu/lb. }^\circ\text{F}$$

$$\text{Viskositas } (\mu_c) = 0,7725 \text{ Pa.dtk}$$

$$= 2,0402 \text{ lb/ft.jam}$$

3. Beda Suhu Logaritmik (ΔT_{lm}) *Counterflow*

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_R - T_{C1}) - T_R - T_{C2}}{\ln \left(\frac{T_R - T_{C1}}{T_R - T_{C2}} \right)} = \frac{T_{C2} - T_{C1}}{\ln \left(\frac{T_R - T_{C1}}{T_R - T_{C2}} \right)}$$

$$= 37,4444 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 99,3999 \text{ }^\circ\text{F}$$

4. Menghitung Luas Permukaan Panas yang Dibutuhkan (A_j)

$$UD = 500 \text{ Btu/J.ft}^2.\text{°F}$$

$$A_j = 410,8344 \text{ ft}^2$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$A_j = 82,1669 \text{ ft}^2$$

$$= 11832,0312 \text{ in}^2$$

$$\text{Overall } A_j = 493,0013 \text{ ft}^2$$

$$= 70992,1873 \text{ in}^2$$

$$A_r = 29,7462 \text{ m}^2$$

$$= 3201847,803 \text{ ft}^2$$

Karena $A_j < A_r$, maka dipilih pendingin reaktor menggunakan jaket pendingin.

5. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

Sebagai pendingin digunakan air dengan suhu masuk (T_1) = 30°C (86°F) dan suhu keluar $T_2 = 35°C$ (95°F)

$$W_c = 2475920,1189 \text{ lb/jam}$$

6. Menghitung Kecepatan Pendingin dalam Jaket (v_c)

$$v_c = 14065,9267 \text{ ft/jam}$$

7. Menghitung Perpindahan Panas di Dinding Luar Reaktor (h_o)

$$h_o = 28967,25637 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

8. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas di Dalam Reaktor (h_i)

$$h_i = 23998,4775 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

9. Menghitung Perancangan Diameter Dalam Jaket

$$D_j = 154,854331 \text{ in}$$

$$= 3,9333 \text{ m}$$

10. Menghitung Tebal Dinding *Shell* Jaket

Jenis Bahan yang digunakan adalah SA-268 TP 430, kandungan 16 Cr

$$f = 12750 \text{ psi}$$

$$c = 0,1250 \text{ in}$$

$$E = 0,8500$$

$$r_i = 79,9262 \text{ in}$$

$$T_j = 0,2335 \text{ in}$$

Sehingga, dipilih T_j sebesar 0,3333 in atau 1/3

11. Menghitung Flow Area (A_f)

$$A_f = 0,0127 \text{ m}^2$$

12. Menghitung Tinggi *Shell* Jacket

$$L_j = 107,153543 \text{ in}$$

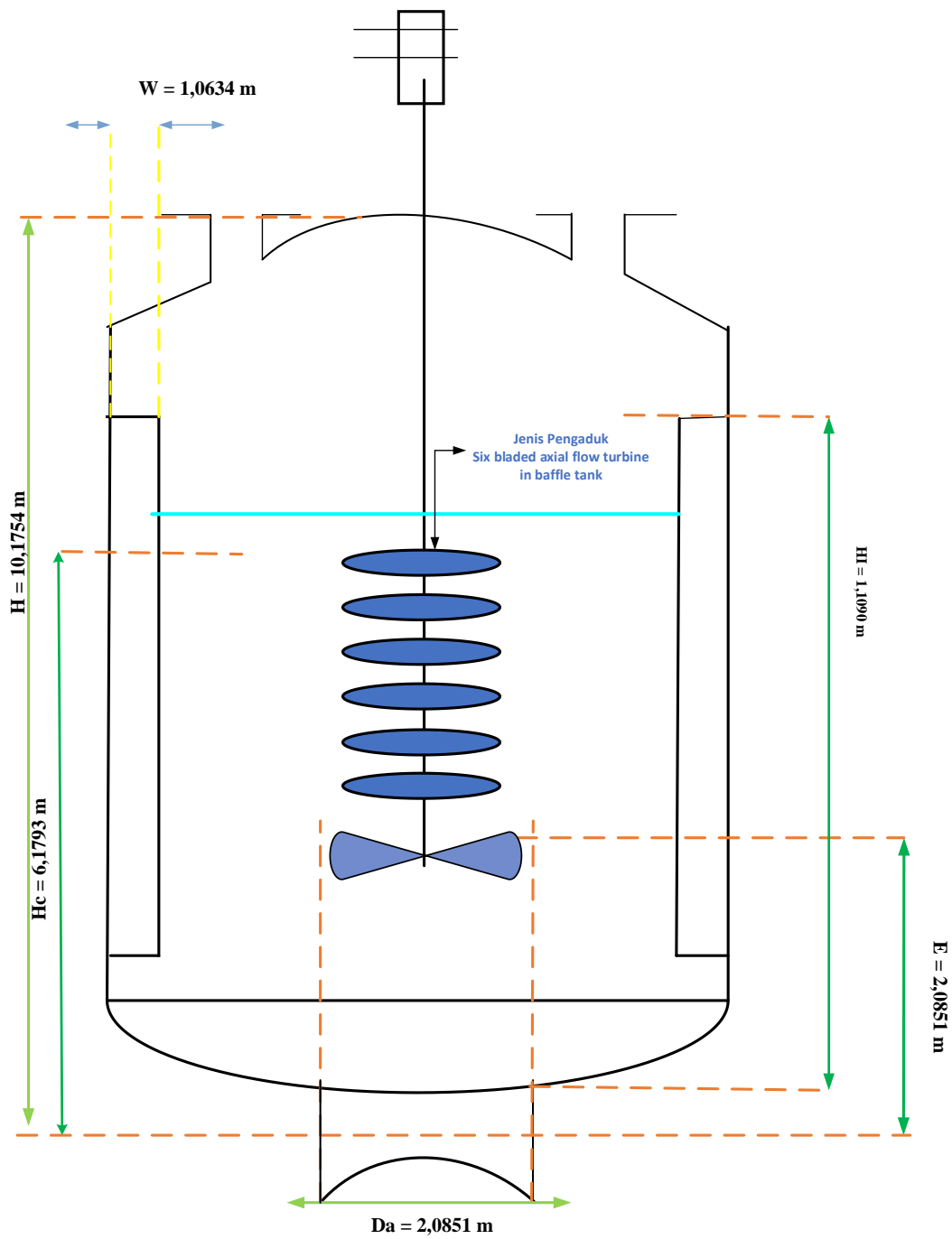
$$= 2,7217 \text{ m}$$

13. Menghitung Sumbu Pendek *Head Bottom* Jacket

$$B_j = 26,5314961 \text{ in}$$

$$= 0,6739 \text{ m}$$

Berikut merupakan desain reaktor sakarifikasi



Gambar 2 Desain Reaktor Sakarifikasi

LAMPIRAN

EVAPORATOR (EV-01)

Fungsi : Mengurangi kandungan air dalam larutan $C_6H_{12}O_6$ dengan cara memekatkan produk.

Kondisi Operasi : Tekanan operasi = 2,5 atm

Suhu operasi = 142 °C

Sistem Keja = Kontinyu

Suhu *Steam* Masuk = 150 °C

Suhu *Steam* Keluar = 150 °C

Titik didih sirup glukosa = 104-115 °C

Jenis : *Short Tube Vertical Evaporator*

Bentuk : Silinder *Vertical* dengan Alas dan Tutup *Torispherical*

A. Neraca Massa di Sekitar EV-01

Tabel 17. Neraca Massa *Evaporator*

komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 14	Arus 15 (Atas)	Arus 16
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H ₂ O	15432,96469	14082,38991	1350,574781
(C ₆ H ₁₂ O ₆) _n	76532,57093	0,0000	76532,57093
Subtotal	91965,53562	14082,38991	77883,14571
Total	91965,53562	91965,53562	

B. Menghitung Luas Pemukaan Panas

1. Menghitung ΔT LMTD

Tabel 17. Data Penentuan ΔT LMTD

Fluida panas °F		Fluida dingin °F		Selisih °F	
T1	302,0000	t2	287,6000	Δt_1	14,4000
T2	302,0000	t1	179,9935	Δt_2	122,0065

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= 50,3576^\circ\text{F}$$

2. Luas Permukaan Panas

Berdasarkan tabel 8.3-1 Geankoplis hal 534, untuk *short tube vertical evaporator* diperoleh:

$$U = 200-500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Diambil } U = 500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

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

$$A = 3534,1309 \text{ ft}^2$$

C. Menentukan Tube

Menurut tabel 10 Kern, hal 843 pemilihan tube diperoleh:

$$\text{OD} = 1,2500 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16,000$$

$$\text{ID} = 1,1200 \text{ in}$$

$$a' = 0,9850 \text{ in}^2$$

$$a'' = 0,3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$L = 18,0000 \text{ ft}$$

1. Jumlah Tube

$$N_t = A / (L \times a'')$$

$$= 600,2464 \text{ tube}$$

Standarisasi harga N_t dengan tube *pases* = 2, maka dipilih nilai N_t yang mendekati adalah 166,0000 tube (Tabel 9 Kern, hal 841).

2. Luas Alir Tube

$$= 1/4 \cdot \pi \text{ ID}^2 \cdot N_t$$

$$= 591,0651 \text{ ft}^2$$

3. Luas *downtake*

Pada Kern hal 402, luas *downtake* 1,5 – 1 kali luas alir tube maka

$$\text{Diambil luas } \textit{downtake} = 1 \times \text{luas alir tube}$$

$$= 591,0651 \text{ ft}$$

4. Diameter *downtake*

$$= (4/\pi \times A \text{ downtake})^{1,5}$$

$$= 27,4399 \text{ ft}$$

$$= 8,3637 \text{ m}$$

D. Menentukan Diameter *Evaporator*

Tekanan operasi = 2,5 atm

Volume spesifik = 3,1028 ft³/lbm

Laju uap = 202749,0591 kg/jam

= 629082,1424 lb/jam

Laju volumetrik = volume spesifik x laju uap

= 18314,8214 ft³/s

Range kecepatan uap = 1 – 3 ft/s (Mc Cabe dan Smith, hal 537)

Diambil = 3 ft/s

Luas penampang *evaporator* (A) = 1258,409871 ft²

$$DI^2 = \frac{4 \times A}{\pi} \quad DI = 1,12 \text{ m}$$

E. Menentukan Tekanan Desain

Tabel 18. Data Penentuan Tekanan Desain

KOMPONEN	F	Fraksi		ρ Campuran
	(laju alir massa)	Berat	ρ (Kg/m ³)	(Kg/m ³)
H ₂ O	15432,965	0,168	0,00102	0,903
C ₆ H ₁₂ O ₆	76532,571	0,832	0,00145	1,364
Total	91965,536	1,0000	0,00247	2,267

ρ Campuran = 2,267 kg/L

Faktor keamanan = 10%

Waktu tinggal di <i>evaporator</i> diperkirakan	= 0,5 jam
Tekanan Hirostatik, PH	= $\rho \cdot g \cdot (Hs/144)$ = 3,44093151psia
Tekanan design	= (Pop + PH) Sf = 43,86593152 psia

F. Menentukan Tebal *Shell*

$$ts = \frac{Pd \times ri}{f \times E - 0.6 \times Pd} + C$$

dengan:

ts	= tebal dinding tangka, in
Pd	= tekanan desain
ri	= jari-jari tangki
f	= <i>allowable stress</i>
E	= efesiensi sambungan
C	= faktor koreksi
ts	= 0,191068675 in
Tebal standar	= 0,1875 in = 3/16 in

(Brownel dan Young, 1959)

G. Menentukan Diameter *Shell Evaporator*

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel SA-167 type 316*

F	= 12650
E	= 0,8000
C	= 0,1250
OD	= ID + (2 x ts) = 133,2008524 in
ID standar	= 83,6497 in = 2,1247 m

H. Menentukan Tinggi *Shell Evaporator*

Tinggi <i>shell</i>	= (1,5 – 2,5) x L tube
Diambil	= 1,5 ft

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} &= 22,11680873 \text{ ft} \\ &= 6,741203302 \text{ m} \\ \text{Tinggi fluid} &= 6 \text{ ft} \\ &= 1,8287 \text{ m} \end{aligned}$$

I. Menghitung Tebal Head (Tutup)

Evaporator terdiri atas dinding (*shell*), *head* (tutup) atas dan bawah yang berbentuk *torispherical dished*.

$$t_d = \frac{0.885 \cdot P_d \times R_c}{f \times E - 0.1 \times P_d} + C$$

dengan:

$$\begin{aligned} R_c &= ID/2 \\ &= 96 \text{ in} \\ T_d &= 0,5 \text{ in} \\ \text{Tebal head standar} &= 0,3125 \text{ in} \\ &= 1/3 \text{ in} \end{aligned}$$

(Brownel dan Young, 1959)

J. Menghitung Tinggi Dish

$$\begin{aligned} \text{OD standar} &= 1,25 \text{ in} \\ r &= 34 \text{ in} \\ icr &= 2,18 \text{ in} \end{aligned}$$

(Brownel dan Young, 1959)

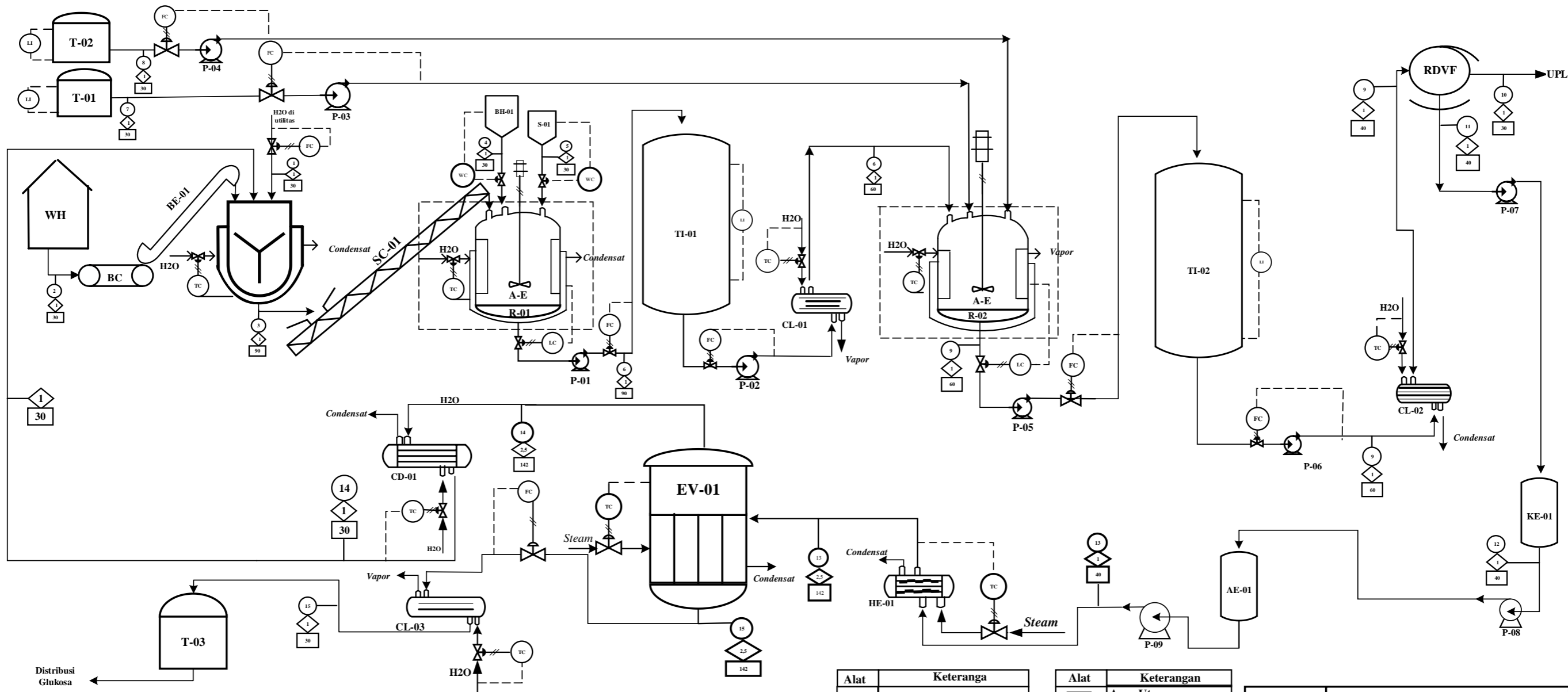
$$\begin{aligned} AB &= ID/2 - icr \\ &= 14,38 \text{ in} \\ BC &= r - icr \\ &= 31,88 \text{ in} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} \\ &= 5,55 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi flange, sf} &= 7,8044929 \text{ in} \\ \text{Tinggi Tutup, OA} &= b + sf + t_d \\ &= 7,80 \text{ in} \\ &= 0,650374151 \text{ ft} \end{aligned}$$

K. Menghitung Tinggi *Evaporator* Total

$$\begin{aligned} H_t &= H + H_d \\ &= 9,736994876 \text{ m} \end{aligned}$$

**PRARANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA
DARI PATI TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIMATIS
KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN**



KOMPONEN	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11 (Cake)	Arus 12	Arus 13	Arus 14 (Recyl)	Arus 15
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C6H10O5		69373,46	69373,46			52800,14			359,04	359,04	0,00	15455,50	15455,67		
H2O	23124,49		23124,49		0,0030	21283,01	6,85		15463,07	7,57	15455,50	0,00	76532,57	14105,09	1350,57
α - amilase				69,93		69,93			69,93	69,93	0,00	76532,57			
CaCl2					0,0000	0,00			0,00	0,00	0,00	0,34	0,00		
(C6H12O6)n						18414,80			76682,68	150,11	76532,57	0,00	0,00		76532,57
Glukoamilase							50,59	50,59	50,59	50,59	0,00	0,00	0,00		
HCl							0,34	0,34	0,34	0,00	0,34	0,00	0,00		
Total	23124,49	69373,46	92497,94	69,93	0,0030	92567,87	7,19	50,59	50,59	637,25	91988,41	91988,41	91988,24	14105,09	77883,15

Alat	Keterangan
AE	Anion Exchanger
BC	Belt Conveyor
BE	Bucket Elevator
BH	Bin Hopper
CD	Condensor
CL	Cooler
EV	Evaporator
WH	Gudang
HE	Heat Exchanger
KE	Kation Exchanger
M	Mixer
RDV	Rotary Drum Vacuum
F	Filter
R	Reaktor
S	Silo
T	Tangki

Alat	Keterangan
○	Arus Utama
○	Flow Control
○	Level Control
◇	Pressure, atm
○	Steam Number
○	Supply Listrik
○	Temperatur, °C
○	Temperature Control
○	Udara Instrum
○	Valve Controller
○	Weight Control

**PRARANCANGAN PABRIK SIRUP
GLUKOSA DARI PATI TAPIOKA
DENGAN HINDROLISIS ENZIMATIS
KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN**

Di Susun Oleh:
Yolanda Waldatul Marwa (2000020058)
Irene Enjeli Purba (2000020081)

Dosen Pembimbing:
Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN YOGYAKARTA
2024**