PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PATI JAGUNG DENGAN KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Tyas Fikri Hanifah **Nama : Handika Galuh Putri Ananda**

NIM : 20521241 **NIM : 20521242**

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2025

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PATI JAGUNG DENGAN KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN

Oleh :

Nama : Tyas Fikri Hanifah **Nama : Handika Galuh Putri Ananda**

NIM : 20521241 **NIM : 20521242**

Yogyakarta, 11 Maret 2025

Pembimbing,

Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng.

NIK : 175210103

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PATI JAGUNG

DENGAN KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama	**:**	**Tyas Fikri Hanifah**	**Nama**	**:**	**Handika Galuh Putri Ananda**
NIM	**:**	**20521241**	**NIM**	**:**	**20521242**

Yogyakarta, 11 Maret 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Tanda Tangan	Tanda Tangan
	
(Tyas Fikri Hanifah)	(Handika Galuh Putri Ananda)

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PATI JAGUNG DENGAN KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama	**:**	**Tyas Fikri Hanifah**	**Nama**	**:**	**Handika Galuh Putri Ananda**
NIM	**:**	**20521241**	**NIM**	**:**	**20521242**

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

Yogyakarta,

Tim Penguji,

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng
Ketua Penguji ……

Dr.Tintin Mutiara, S.T., M.Eng
Penguji I ……

Alinda Fitrotun Nisya, S.T., M.Eng
Penguji 2 ……

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Prof. Ir. Soleh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D

NIP : 99520044

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT atas rahmat-Nya, karunia-Nya kepada saya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Tak lupa sholawat serta salam selalu tercurah kepada junjugan besar Nabi Muhammad SAW, besrta keluarga, sahabat, dan pengikutnya.

Tugas Akhir Perancangan Pabrik yang berjudul **"Pra Perancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Pati Jagung dengan Kapasitas 24.000 Ton/Tahun",** disusun sebagai bentuk pencapaian ilmu keteknikan selama masa studi dan juga merupakan salah satu syarat mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia.

Penulisan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancer atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini kami menyampaikan banyak terima kasih kepada :

1. Allah SWT atas rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan penyusunan Tugas Akhir ini.
2. Kedua Orang Tua kami, yang telah memberikan banyak doa, dukungan, dan motivasi tanpa henti.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
5. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng, selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir, yang telah memberikan pengarahan, bimbingan serat dukungan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
6. Seluruh teman-teman seperjuangan khususnya mahasiswa Teknik Kimia Angkatan 2020, yang selalu memeberikan dukungan, semangat, dan doa
7. Semua pihak yang telah membantu namun tidak dapat kami sebutkan satu-persatu.

Selaku penulis, kami menyadari banhwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan. Oleh karena itu, kami terbuka atas kritik, saran, dan masukan yang membangun untuk menyempurnakan Tugas Akhir ini. Semoga Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi penyusun, pembaca, dan bagi semua pihak.

Wassalamialaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 5 Maret 2025

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'alamin

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah AWT yang telah melimpahkan rahmat serta kesempatan kepada penulis untuk mendapatkan ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Semoga ilmu yang didapatkan akan menjadi berkah dan manfaat untuk diri penulis maupun untuk orang lain.

Segala perjuangan dan pencapaian yang saya capai sampai titik ini, saya persembahkan kepada orang-orang terhebat dihidup kami, yaitu :

1. Terima kasih kepada kedua orang tua saya, Bapak Muji Hartono dan Ibu Wartini, yang telah memberikan dukungan, dan doa tiada henti sepanjang perjalanan hidup dan studi saya serta menjadi sumber inspirasi dan kekuatan yang tak tergantikan.
2. Terima kasih kepada kedua kakak saya Pradipta Ramadhani dan Aditya Fathurizky serta adik saya Farzana Azkadina Qur'ani yang telah memberikan semangat tiada henti dalam perjalanan saya meraih gelar ini, terima kasih atas semua nasihatnya
3. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng., selaku dosen pembimbing Tugas Akhir saya. Terima kasih atas dukungan, motivasi, dan arahan yang ibu berikan.

4. Handika Galuh Putri Ananda, sebagai partner yang membersamai langkah saya untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini. Terima kasih atas segala dukungn, motivasi, pengertian, dan kesabaran dari awal masa studi hingga menyelesaikan Tugas Akhir ini. Semoga perjalanan yang sudah kita lalui ini dapat menjadi bekal melanjutkan perjalanan yang lebih panjang di kehidupan yang sebenarnya.

5. Kepada teman-teman saya Ella, Dinda, Rahmi, Bunga, Asa,Ramilia. Terima kasih atas segala dukungan yang tulus, terima kasih selalu ada dan mau berjuang hingga saat ini. Terima kasih sudah berperan sebagai teman, saudara, dan orang tuas dalam proses penyelesaian Tugas Akhir ini.

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING ii

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL iii

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI iv

KATA PENGANTAR v

LEMBAR PERSEMBAHAN vii

DAFTAR ISI ix

DAFTAR TABEL xiv

DAFTAR GAMBAR xviii

DAFTAR LAMPIRAN xix

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN xx

ABSTRAK xxiii

BAB I 1

1.1 Latar Belakang 1

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik 2

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku 7

1.3 Tijauan Pustaka 7

1.3.1 Pati Jagung 7

1.3.2 Sirup Glukosa 8

1.3.3 Hidrolisis Pati 8
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika 13
1.4.1 Tinjauan Termodinamika 14
1.4.2 Tinjauan Kinetika 14
BAB II 17
2.1 Spesifikasi Produk 17
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung 18
2.2.1 Spesifikasi Bahan Pendukung 20
2.3 Pengendalian Kualitas 22
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku 23
2.3.2 Pengendalian Proses Produksi 23
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk 24
BAB III 25
3.1 Diagram Alir Proses Material 25
3.2 Uraian Proses 27
3.2.1 Persiapan Bahan Baku 27
3.2.2 Proses Hidrolisa Pati 28
3.3 Spesifikasi Alat 31
3.3.1 Spesifikasi Alat Pemisah 31
3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung 32

3.3.3 Spesifikasi Reaktor 36
3.3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan..... 39
3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan 41
3.4 Neraca Massa 49
3.4.1 Neraca Massa Alat 49
3.5 Neraca Panas 55
BAB IV 60
4.1 Lokasi Pabrik 60
4.2 Tata Letak Pabrik..... 62
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (Machine Layout) 67
4.4 Stuktur Organisasi 71
4.4.1 Bentuk Perusahaan 71
4.4.2 Struktur Organisasi..... 72
4.4.3 Tugas dan Wewenang 76
4.4.4 Status Karyawan dan Sistem Upah 81
4.4.5 Pembagian Jadwal dan Jam Kerja Karyawan 81
4.4.6 Penggolongan Jabatan dan Sistem Gaji 84
4.4.7 Fasilitas dan Hak Karyawan 89
BAB V..... 92
5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air 93

5.1.1 Unit Penyediaan Air 93
5.1.2 Unit Pengolahan Air 96
5.2 Unit Pembangkit *Steam* 101
5.3 Unit Pembangkit Listrik 101
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan 104
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar 104
5.6 Unit Pengolahan Limbah 104
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas 105
BAB VI 120
6.1 Penaksiran Harga Alat 121
6.2 Dasar Perhitungan 127
6.3 Perhitungan Biaya 127
6.3.1 Modal (Capital Invesment) 128
6.3.2 Manufacturing Cost 129
6.3.3 General Expenses 131
6.4 Analisis Risiko Pabrik 132
6.5 Analisa Kelayakan 133
6.5.1 Return On Investment (ROI) 133
6.5.2 Pay Out Time (POT) 134
6.5.3 Break Even Point (BEP) 134

6.5.4 Shut Down Point (SDP) 136

6.5.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR) 136

BAB VII 139

7.1 Kesimpulan 139

7.2 Saran 140

DAFTAR PUSTAKA 141

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Pabrik Sirup Glukosa di Indonesia 2
Tabel 1. 2 Data Impor Sirup Glukosa di Indonesia 3
Tabel 1. 3 Data Konsumsi Sirup Glukosa di Indonesia 5
Tabel 1. 4 Data Ekpor Sirup Glukosa di Indonesia 5
Tabel 1. 5 Pabrik Pati Jagung di Indonesia 7
Tabel 1. 6 Perbandingan Proses 13
Tabel 2. 1 Glukosa (Sirup Glukosa) 17
Tabel 2. 2 Pati Jagung 18
Tabel 2. 3 Air 19
Tabel 2. 4 Enzim α-amilase 20
Tabel 2. 5 Asam Klorida 20
Tabel 2. 6 Enzim Glukoamilase 21
Tabel 2. 7 Kalium Klorida 22
Tabel 3. 1 Spesifikasi Alat RDVF-01 31
Tabel 3. 2 Spesifikasi Alat Ultrafiltration Membrane 32
Tabel 3. 3 Spesifikasi Alat M-01 32
Tabel 3. 4 Spesifikasi Alat KE-01 33
Tabel 3. 5 Spesifikasi Alat AE-01 34
Tabel 3. 6 Spesifikasi Alat EV-01 35
Tabel 3. 7 Spesifikasi Alat RL-01 36
Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat RS-01 37

Tabel 3. 9 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan 39
Tabel 3. 10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair 41
Tabel 3. 11 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat 44
Tabel 3. 12 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Heater) 45
Tabel 3. 13 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Cooler) 47
Tabel 3. 14 Neraca Massa Mixer M-01 49
Tabel 3. 15 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi (RL-01) 49
Tabel 3. 16 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi (RS-01) 50
Tabel 3. 17 Neraca Massa RDVF 51
Tabel 3. 18 Neraca Massa Ultrafiltrasi Membrane 53
Tabel 3. 19 Neraca Massa Kation Exchanger 54
Tabel 3. 20 Neraca Massa Anion Exchanger 54
Tabel 3. 21 Neraca Massa Evaporator 55
Tabel 3. 22 Neraca Panas Mixer (M-01) 55
Tabel 3. 23 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi (RL-01) 56
Tabel 3. 24 Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi (RS-01) 56
Tabel 3. 25 Neraca Panas RDVF 57
Tabel 3. 26 Neraca Panas Evaporator 57
Tabel 3. 27 Neraca Panas Heater 58
Tabel 3. 28 Neraca Panas Cooler (C-01) 58
Tabel 3. 29 Neraca Panas Cooler (C-02) 59
Tabel 4. 1 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik 64
Tabel 4. 2 Pembagian Shift Karyawan 83

Tabel 4. 3 Penggolongan Jabatan 84
Tabel 4. 4 Harga Gaji Karyawan 86
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin 94
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Proses 95
Tabel 5. 3 Kebutuan Air Umpan Boiler 95
Tabel 5. 4 Kebutuhan Air Total 96
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Alat Proses 102
Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas 103
Tabel 5. 7 Spesifikasi Alat Bak Penampung Awal 105
Tabel 5. 8 Spesifikasi Alat Bak Koagulasi 105
Tabel 5. 9 Spesifikasi Alat Sand Filter 106
Tabel 5. 10 Spesifikasi Alat Reverse Osmosis 106
Tabel 5. 11 Spesifikasi Alat Bak Penampung Sementara 107
Tabel 5. 12 Spesifikasi Alat Tangki Klorinasi 108
Tabel 5. 13 Spesifikasi Alat Tangki Sanitasi 108
Tabel 5. 14 Spesifikasi Alat Penyimpanan Air Pendingin 109
Tabel 5. 15 Spesifikasi Alat Cooling Tower 109
Tabel 5. 16 Spesifikasi Alat Kation Exchanger 110
Tabel 5. 17 Spesifikasi Alat Anion Exchanger 110
Tabel 5. 18 Spesifikasi Alat Deaerator 111
Tabel 5. 19 Spesifikasi Alat Boiler 112
Tabel 5. 20 Spesifikasi Alat Tranportasi Bahan Utilitas 113
Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat 122

Tabel 6. 2 Daftar Harga Alat Proses 125
Tabel 6. 3 Daftar Harga Utilitas 126
Tabel 6. 4 Physical Plant Cost (PPC) 128
Tabel 6. 5 Direct Plant Cost (DPC) 128
Tabel 6. 6 Fixed Capital Invesment 129
Tabel 6. 7 Working Capital Invesment 129
Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost (DPC) 130
Tabel 6. 9 Indirect Manufacturimg Cost (IMC) 130
Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost (FMC) 131
Tabel 6. 11 General Expense (GE) 131
Tabel 6. 12 Total Production Cost (TPC) 131
Tabel 6. 13 Analisis Risiko Pabrik Sirup Glukosa 132
Tabel 6. 14 Annual Fixed Cost (Fa) 135
Tabel 6. 15 Annual Variable Cost (Va) 135
Tabel 6. 16 Annual Regulated Cost (Ra) 135

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif 25

Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif 26

Gambar 4. 1 Peta Rencana Lokasi Pabrik 60

Gambar 4. 2 Tata Letak Pabrik Sirup Glukosa 66

Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Sirup Glukosa 70

Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan 75

Gambar 5. 1 Diagram Unit Pengolahan Air 119

Gambar 6. 1 Grafik Linear Indeks Harga 124

Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi 138

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A.....144

LAMPIRAN B.....165

LAMPIRAN C 167

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T : Temperature, ˚C

D : Diameter, m

H : Tinggi, m

P : Tekanan, psia

μ : Viskositas, cP

η : Efisiensi, %

ρ : Densitas, Kg/m^3

Q : Kebutuhan Kalor, Kj/Jam

A : Luas Penampang, m^2

x : Konversi, %

V : Volume, m^3

t : Waktu, Jam

m : Massa, Kg

Fv : Laju Alir Volumetrik, m3

r : Jari-jari, in

P : Power Motor, Hp

ts : Tebal Shell, in

ID : *Inside diameter*, in

OD : *Outside diameter*, in

th : Tebal head, in

Re : Bilangan Reynold

f : *Allowable Stress*, psia

E : Efisiensi Pengelasan

C : Corrosion allowance

icr : Jari-jari sudut dalam, in

Dt : Diameter dalam reaktor, m

Zi : Jarak pengaduk dari dasar reaktor, m

Zl : Tinggi cairan dalam reaktor, m

Di : Diameter pengaduk, m

N : Kecepatan pengadukan, rpm

Cp : Kapasitas Panas, Btu/lb ˚F

LMTD : *Long mean Temperature different*, ˚F

ROI *: Return On Investment*

POT *: Pay Out Time*

DCFRR : *Discounted Cash Flow Rate of Return*

BEP : *Break Event Point*

SDP : *Shut Down Point*

Fa : *Annual Fixed Cost*

Va : *Annual Variable Cost*

Ra : *Annual Regulated Expense*

CEPCI : *Chemical Engineering Plant Cost*

ABSTRAK

Sirup glukosa adalah pemanis cair yang mudah larut dalam air dan tidak berbau. Sirup ini termasuk dalam monosakarida dengan rumus kimia $C_6H_{12}O_6$. Sirup glukosa banyak digunakan dalam produksi makanan, biscuit, minuman, dan es krim. Pabrik Sirup Glukosa dari Pari Jagung dengan kapasitas 24.000 ton/tahun direncanakan akan dibangun pada tahun 2028 di Cilegon, Jawa Barat yang akan beroperasi 330 hari selama satu tahun kerja. Bahan baku yang digunakan untuk mendirikan pabrik tersebut adalah sebesar 2.961,544 kg/jam. Proses produksi sirup glukosa dari pati jagung merupakan proses hidrolisis dengan bantuan enzim yang berlangsung pada dua Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yaitu reaktor liquifikasi dengan suhu 90ºC dan rekator sakarifikasi dengan suhu 60ºC dan tekanan 1 atm pada kedua reaktor. Unit utilitas pada pabrik sirup glukosa diperlukan untuk menyediakan air pendingin, air proses, air *steam,* listrik, bahan bakar, udara tekan, dan lain-lain. Pabrik ini termasuk dalam *low risk* atau pabrik dengan resiko rendah jika ditinjau dari analisis kelayakan dimana hasil *Return of Invesment (ROI)* sebelum pajak sebesar 13,07% dan setelah pajak sebesar 10,46%. Nilai *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak adalah 4,746 dan setelah pajak adalah 5,418. Nilai *Break Even Point (BEP)* sebesar 57%. Nilai *Shut Down Point (SDP)* sebesar 21% dan *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)* sebesar 9%. Berdasarkan data analisis Teknik dan ekonomi tersebut, maka Pabrik Sirup Glukosa dengan kapasitas 24.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata-kata Kunci : Enzim, Hidrolisis, Pati, Sirup Glukosa

ABSTRACT

Glucose syrup is a liquid sweetener that is easily soluble in water and odorless. This syrup is classified as a monosaccharide with the chemical formula $C_6H_{12}O_6$. Glucose syrup is widely used in the production of foods, biscuits, beverages, and ice cream. A Glucose Syrup Plant with a capacity of 24,000 tons per year is planned to be built in 2028 in Cilegon, West Java, and will operate 330 days per year. The raw material required for this plant is kg/hour. The production process of glucose syrup from corn starch involves hydrolysis using enzymes, carried out in two Continuous Stirred-Tank Reactors (CSTR): the liquefaction reactor at 90°C and the saccharification reactor at 60°C, with a pressure of 1 atm in both reactors. The utility unit of the glucose syrup plant is needed to supply cooling water, process water, steam, electricity, fuel, compressed air, and other utilities. This plant is considered low risk, as indicated by the feasibility analysis, with a Return on Investment (ROI) of before tax is 13,07% and after tax is 10,4%. The Pay Out Time (POT) is before tax is 4,746 and after tax is 5,418. The Break Even Point (BEP) is 57% while the Shut Down Point (SDP) is 21% , and the Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) is 9%. Based on the technical and economic analysis, the Glucose Syrup Plant with a capacity of 24,000 tons per year is feasible for further study.

Keywords: Enzyme, Starch, Glucose Syrup, Hydrolysis

BAB I
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Jagung merupakan sumber bahan pangan yang dimanfaatkan untuk makanan pokok dibeberapa daerah tertentu. Selain menjadi bahan makanan pokok, jagung juga dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku industri pati, gula, sirup, dan minyak. Di Indonesia jagung hampir ditaman di seluruh wilayah karena merupakan bahan pangan yang kaya akan karbohidrat. Komponen yang terkandung dalam biji jagung antara lain adalah karbohidrat yang berisi pati dan terdapat pada endosperma (72% dari berat biji). Sedangkan komponen yang terkandung dalam pati jagung adalah amilopektin 70-75% , amilosa 25-30%, dan gula yang berupa sukrosa. Sukrosa dalam biji jagung merupakan diskarida dengan berat 2-3 mg per endosperma dan lemak jagung yang terdapat dalam lembaga dengan berat sekitar 85% dari total lemak jagung.

Potensi produksi jagung di Indonesia begitu besar. Jagung yang diubah menjadi pati jagung dapat digunakan untuk produksi gula alternatif, antara lain sirup glukosa, fruktosa, maltosa, dan sorbitol dan gula padat dalam industri pangan dengan tingkat kemanisan gula melebihi manis dari gula tebu (sukrosa).

Sirup glukosa merupakan salah satu produk pemanis dengan bentuk cair, tidak berwarna, berbau, dan dapat diproduksi dari bahan berpati seperti sagu, tapioka, pati umbi-umbian, pati jagung. Sirup glukosa dapat diproduksi dari pati jagung dengan proses hidrolisis pati. Hidrolisis merupakan proses dekomposisi yang memakai air untuk memisahkan ikatan kimia dari substansinya. Hidrolisis pati

merupakan proses pemecahan molekul milium menjadi bagian-bagian penyusunnya yang lebih sederhana seperti dekstrin, maltosa, isomaltosa, dan glukosa.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Menentukan kapasitas suatu pabrik merupakan hal penting dalam proses mendirikan sebuah pabrik. Hal tersebut dikarenakan dapat mempengaruhi perhitungan ekonomis dan teknis saat proses perancangan. Kebutuhan sirup glukosa di Indonesia menghadapi perubahan dari tahun ke tahun masih perlu melakukan impor dari negara australia, austria, china dan masih banyak lagi. Berikut merupakan data kebutuhan ekspor, impor, konsumsi, dan pabrik produksi sirup glukosa di Indonesia.

1.2.1 *Supply*

Supply merupakan jumlah produk yang tersedia untuk memenuhi kebutuhan pasar, untuk mengetahui supply sirup glukosa dibutuhkan data produksi dan impor produksi sirup glukosa.

a. Produksi

Indonesia memiliki beberapa pabrik yang memproduksi sirup glukosa. Berikut merupakan nilai produksi beberapa pabrik di Indonesia :

Tabel 1. 1 Data Pabrik Sirup Glukosa di Indonesia

No	Nama Pabrik	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
1	PT Tereos FKS Indonesia	100.000
2	PT Alam Manis Indonesia	24.000
Total		124.000

(kemenperin.go.id, 2023)

b. Impor

Data impor sirup glukosa di Indonesia yang di peroleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) pada 5 tahun terakhir dapat dilihat pada tabel 1.2 :

Tabel 1. 2 Data Impor Sirup Glukosa di Indonesia

No.	Tahun	Jumlah (ton/tahun)	% Pertumbuhan
	2019	99.497	
2	2020	103.894	4%
3	2021	56.566	-46%
4	2022	71.975	27%
5	2023	88.905	24%
Rata-rata persen pertumbuhan			2%
Kenaikan rata-rata setiap tahun (i)			0,024

(Badan Pusat Statistik, 2023)

$$\boldsymbol{M = P(1 + i)^n} \qquad \textbf{(1.1)}$$

Keterangan:

M = jumlah produk pada tahun 2028 (ton/tahun)

P = nilai data tahun terakhir (ton/tahun)

I = rata-rata kenaikan impor tiap tahun (%)

n = selisih tahun

Dari tabel diatas didapatkan persen rata-rata pertumbuhan sebesar 2%. Sehingga prediksi nilai impor di tahun 2028 dapat ditunjukkan dengan menggunakan persamaan 1.1 sebagai berikut:

Perkiraan impor pada tahun 2028

$$\boldsymbol{M2028 = P(1 + i)^{(2028-2023)}}$$

M2028 = 100.131 ton/tahun

Nilai supply merupakan penjumlahan dari prediksi nilai produksi dan impor, sehingga:

Supply = *Produksi* + *Impor*

Supply = 124.000 + 100.131

Supply = 224.131 ton/ tahun

1.2.2 Demand

Demand merupakan jumlah produk yang diminta pasar, sehingga nilai demand dipengaruhi oleh data konsumsi dan data ekspor.

a. Konsumsi

Data konsumsi sirup glukosa diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) dapat dilihat pada tabel 1.3 berikut:

Tabel 1. 3 Data Konsumsi Sirup Glukosa di Indonesia

No.	Tahun	Jumlah (ton/tahun)	% Pertumbuhan
1	2017	196.175	-
2	2018	393.271	100%
3	2019	133.855	-66%
4	2020	101.219	-24%
5	2021	131.982	30%
Rata-rata persen pertumbuhan			10%
Kenaikan rata-rata setiap tahun (i)			0,1

(Badan Pusat Statistik, 2023)

Dari tabel diatas didapatkan persen rata-rata pertumbuhan sebesar 10%. Sehingga prediksi nilai konsumsi di tahun 2028 dapat ditunjukkan dengan menggunakan persamaan 1.1 sebagai berikut:

Perkiraan konsumsi pada tahun 2028

$$\boldsymbol{M2028 = P(1 + i)^{(2028-2023)}}$$

M2028 = 259.315 ton/tahun

b. Ekspor

Data ekspor sirup glukosa di Indonesia yang di peroleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) pada 5 tahun terakhir terdapat pada tabel 1.4 :

Tabel 1. 4 Data Ekpor Sirup Glukosa di Indonesia

No.	Tahun	Jumlah (ton/tahun)	% Pertumbuhan
1	2019	3.605	-
2	2020	3.249	-10%
3	2021	4.494	38%
4	2022	5.661	26%
5	2023	3.656	-35%
Rata-rata persen pertumbuhan			5%
Kenaikan rata-rata setiap tahun (i)			0,05

(Badan Pusat Statistik, 2023)

Dari tabel diatas didapatkan persen rata-rata pertumbuhan sebesar 5%. Sehingga prediksi nilai ekspor di tahun 2028 dapat ditunjukkan dengan menggunakan persamaan 1.1 sebagai berikut:

Perkiraan ekspor pada tahun 2028

$$\boldsymbol{M2028 = P(1 + i)^{(2028-2023)}}$$

M2028 = 4.611 ton/tahun

Dengan menghitung perkiraan nilai konsumsi dan ekspor sirup glukosa di tahun 2028, maka didapatkan nilai demand dengan menjumlahkan kedua nilai tersebut.

Demand = Konsumsi + Ekspor

Demand = 259.315 + 4.611

Demand = 263.926 ton/tahun

Untuk menentukan kapasitas pabrik menggunakan rumus peluang yaitu selisih antara demand dan supply yang dimana demand merupakan jumlah dari data ekspor dan konsumisi dan supply merupakan jumlah dari data impor dan konsumsi. Pada perhitungan menggunakan data (124.000 + 100.131) – (259.315 + 4.611) = 39.794 ton/tahun, kemudian didapatkan peluang keseluruhan sebesar ton/tahun. Dari peluang yang didapatkan diambil 61% dari peluang keseluruhan maka kapasitas pabrik sirup glukosa tahun 2028 dengan kapasitas 24.000 ton/tahun.Dengan

didirikannya pabrik ini, diharapkan dapat memenuhi kebutuan sirup glukosa di dalam negeri dan dapat melebihi kebutuhan ekspor. Serta tujuan lain dengan didirikannya pabrik ini terciptanya lapangan pekerjaan baru.

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Hal yang penting pada pembuatan sebuah pabrik selain menentukan kapasitasnya ialah ketersediaan bahan baku. Salah satu bahan baku yang digunakan pada pembuatan sirup glukosa yaitu pati jagung. Berikut ini merupakan nama pabrik yang memproduksi pati jagung di Indonesia.

Tabel 1. 5 Pabrik Pati Jagung di Indonesia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kebutuhan Konsumsi (Ton/Tahun)
1	PT Daesang Ingredients Indonesia	Jawa Timur	108.000
2	PT Arena Agro Andalan	Jawa Tengah	139.500
3	PT Tereos FKS Indonesia	Banten	290.000

(Kemenperin.go.id, 2023)

1.3 Tijauan Pustaka

1.3.1 Pati Jagung

Komponen yang paling banyak terkandung dalam biji jagung adalah pati jagung yang terdapat pada bagian endosperma biji jagung. Pati merupakan polimer glukosa dengan rumus molekul $(C_6H_{10}O_5)n$. Polimer pati terbentuk karena adanya ikatan antara molekul glukosa dan atom

karbon pertama melalui oksigen yang ikatan tersebut dinamakan dengan glukosida. Secara kimia, pati terbagi menjadi dua jenis, yaitu amilosa dan amilopektin dengan amilosa adalah polier rantai lurus yang tersusun dari ribuan glukosa dengan ikatan glukosida α 1,4 sedangkan amilopektin merupakan ikatan rantai bercabang dikarenakan ikatan glikosidik C1-4 dengan percabangan C1-6.

1.3.2 Sirup Glukosa

Sirup glukosa merupakan produk dari bahan pemanis dengan ciri-ciri tidak berwarna, tidak mudah mengkristal, berbentuk cairan, mudah larut dalam air, dan tidak berbau. Sirup glukosa tergolong dalam monosakarida yang tersusun dari satu monomer dengan rumus molekul $C_6H_{12}O_6$. Pada saat ini industri makanan dan minuman banyak yang menggunakan sirup glukosa seperti industri makanan seperti permen, kembang gula, minuman, biskuit, es krim dan lain-lain. Pati jagung dapat diubah menjadi sirup glukosa dengan proses hidrolisis.

1.3.3 Hidrolisis Pati

Hidrolisis merupakan reaksi kimia yang terjadi antara air dan zat lain menghasilkan suatu zat baru atau pemecahan suatu larutan menggunakan air. Proses hidrolisis ini meliatkan penguraian senyawa lain atau pengionan molekul air. Proses ini digunakan pada reaksi kimia organik maupun anorganik dengan air yang mempengaruhi dekomposisi ganda dengan campuran lain, hidrogen akan membentuk satu komponen dan hidroksil ke komponen yang lain.

Reaksi hidrolisis adalah reaksi dengan orde satu karena adanya air yang berlebih namum tidak dapat diabaikan. Hidrolisis dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor yaitu :

a. Suhu, semakin tinggi suhu dalam kinetika reaksi semakin cepat jalannya reaksi tapi jika proses berlangsung dalam suhu tinggi, konversi akan menurun yang disebabkan oleh glukosa yang pecah menjadi arang.
b. Waktu, untuk mencapai konversi yang semakin besar maka dibutuhkan waktu hidrolisis yang semakin lama dan akan mencapai pada konversi yang cenderung baik pada batas waktu tertentu.
c. Pencampuran reaksi, perlu dilakukan pengadukan agar butir-butir pati dapat larut dalam air dikarenakan pati yang tidak mudah larut dalam air.
d. Kadar *suspense* pati, untuk membuat raksi hidrolisis pari semakin cepat diperlukan perbandingan air dan pati yang tepat.
e. Konsentrasi katalisator, semakin banyak katalisator yang digunakan maka akan semakin cepat pula terjadinya reaksi hidrolisis.

Terdapat beberapa macam hidrolisis pati untuk membuat situp glukosa, diantaranya,

1. Hidrolisis dengan asam
2. Hidrolisis dengan enzim
3. Hidrolisis dengan enzim-asam.

1.3.3.1 Hidrolisis pati dengan enzim

Proses hidrolisis pati menggunakan enzim adalah liquifikasi, sakarifikasi, penjernihan, dan pemekatan. Proses hidrolisis ini dilakukan dengan bantuan enzim α-amylase dan enzim glukoamilase. Enzim α-amylase digunakan pada proses liquifikasi dan enzim glukoamilase digunakan pada proses sakarifikasi. Faktor yang mempengaruhi pada proses hidrolisis pati yaitu, enzim, suhu, pH, ukuran partikel, waktu hidrolisis, penngadukan, dan perbandingan cairan teerhadap bahan baku.

Liquifikasi adalah pemutusan rantai polisakarida menjadi dextrin yang dibantu dengan enzim αamylase dan katalisator berupa CaCl2 dan sakarifikasi adalah proses hidrolisis dextrin menjadi glukosa yang dibantu dengan enzim glukoamylase dan katalisator berupa HCl.

Kelebihan hidrolisis pati dengan enzim, antara lain adalah proses yang lebih sederhana jika dibandingkan dengan penggunaan asam, dekstorsa ekivalen (DE) yang dihasilkan mencapai 98%, bahan baku mudah didapatkan, operasi tidak membutuhkan tenaga kerja banyak karena peralatan yang tidak rumit, tidak mudah mengakibatkan korosi pada peralatan, dan hasilnya berupa sirup glukosa komposisinya lebih stabil. Namun proses ini juga memiliki kekurangan berupa penggunaan enzim yang banyak, kondisi operasi enzim yang berbeda untuk mencapai konversi produk yang diinginkan, dan harga relatif mahal karena impor.

I.3.3.2 Hidrolisis pati dengan asam

Pembuatan sirup glukosa hidrolisis pati dengan asam dilakukan dengan dua tahap, yaitu gelatinasi dan hidrolisis. Proses ini dilakukan dengan menambahkan asam yang telah diberi air ke dalam larutan pati kemudian ditambahkan zat asam untuk mengatur pH dan diaduk hingga larutan homogen. Lalu larutan dipanaskan pada suhu 100-190 ºC hingga hidrolisis pati selesai.

Proses yang dilakukan setelah hidrolisis selesai adalah netralisasi menggunakan larutan basa agar pH larutan menjadi 4-4,5. Setelah larutan menjadi netral langkah selanjutnya adalah menjernihkan dengan cara menambahkan larutan bleaching agen yaitu koalin, karbon aktif, dan lain-lain. Selanjutnya adalah melakukan penyaringan untuk memisahkan kotoran yang ada pada larutan dan melakukan pemekatan dengan evaporator untuk mendapatkan kepekatan yang diinginkan.

Kelebihan hidrolisis dari dengan asam antara lain adalah bahan baku mudah didapatkan, bahan tersedia dalam negri sehingga cocok untuk kondisi saat ini, dan pengoperasi tidak membutuhkan tenaga kerja banyak karena peralatan yang tidak rumit. Kekurangan dari hidrolisis pati dengan asam adalah pemakaian bahan baku asan dapat beresiko bagi pekerja dan lingkungan karena mempunyai sifat eksplosif serta beresiko pada alat yang digunakan karena asam bersifat korosif. Sehingga baiya pembuatan peralatan akan mahal karena harus tahan terhadap sifat korosif dari asam.

I.3.3.3 Hidrolisis pati dengan enzim dan asam

Hidrolisis pati dengan enzim dan asam pada dasarnya sama dengan hidrolisis pati dengan enzim tetapi pada hidrolisis pati dengan enzim larutan pati dibuat dalam larutan asam encer kemudian ditambahkan enzim. Pada hidrolisis pati dengan enzim dan asam ini, hidrolisis dilakukan secara parsial lalu dilanjutkan proses sakarifikasi menggunakan enzim glukoamilase. Suhu optimum pada metode ini adalah 50-60 ^{o}C dan konversi enzimnya pada pH 4-4,5.

Kelebihan dari hidrolisis ini adalah bahan baku utama mudah didapatkan, penggunaan enzim yang lebih sedikit, dibandingkan dengan hidrolisis asam lebih sederhana, hidrolisis berlangsung sempurna karena menggunakan dua katalis, menghasilkan dekstrosa ekivalen mencapai 90-92%, mendapatkan hasil glukosa yang lebih jernih, dan tidak membutuhkan tenaga kerja yang banyak karena peralatan yang tidak rumit. Sedangkan kekurangnnya adalah harga enzim yang realtif mahal karena masih impor, memakai dua katalis sehingga harga produksi tinggi, dapat menyerbabkan korosi pada alat karena penggunaan katalis asam meskipun pemakaian katalis asam sudah dikurangi, dan kondisi operasi sulit dicapai karena menyesaikan pH dan suhu optimum masing-masing katalis.

Tabel 1. 6 Perbandingan Proses (Tjockroadikoesoemo, 1986)

Faktor Pembanding	Proses Pembuatan		
	Hidrolisis enzim	Hidrolisis asam	Hidrolisis enzim-asam
Bahan baku	Pati jagung	Pati jagung	Pati jagung
Tekanan	1 atm	3 atm	1-3 atm
Temperatur	60-105 ºC	140-160 ºC	60-140 ºC
pH	4,5 - 6	2,3	1,8 - 2
Katalis	α-amylase, glukoamilase	H_2SO_4	CH_3COOH glukoamilase
Konversi	95% - 98%	30% - 55%	63% - 80%

Berdasarkan Tabel 2, bahwa proses yang dipilih dalam pembuatan siru glukosa yaitu proses hidrolisis enzimatis hal tersebut disebabkan karena memiliki keunggulan antaralain:

1. Tekanan dan kondisi operasi yang rendah menunjukkan energi yang dibutukan lebih sedikit.
2. Nilai DE (dextrose equivalent) yang didapatkan tinggi, yaitu antara 95 –98%
3. Kemungkinan korosi kecil.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika dilakukan untuk mengetahui apakah reaksi bersifat endotermis atau eksotermis dengan cara menghitung nilai entalpi (ΔH) menggunakan data panas pembentukan standar pada tekanan 1 atm dan suhu 298,15 K. Panas reaksi standar produk ($\Delta HR°$) jika bernilai positif maka reaksi bersifat endotermis tetapi jika bernilai negatif maka rekasi bersifat eksotermis.

Komponen	ΔHf° (kJ/kmol)
$C_5H_{10}O_6$	-976,2
H_2O	-285,79
$C_6H_{12}O_6$	-1274,9

(Kabo, Gennady J., et al, 2013)

($\Delta HR°$) pada reaksi sakarifikasi pada pembentukan sirup glukosa yaitu :

$C_5H_{10}O_5 + H_2O \longrightarrow C_6H_{12}O_6$

$\Delta HR° = \sum \Delta H°f$ (produk) - $\sum \Delta H° f$ (reaktan)

$\Delta HR° = \sum (\Delta H°f\ C_6H_{12}O_6) - \sum (\Delta H° f\ C_5H_{10}O_5 + \Delta H° f\ H_2O)$

$\Delta HR° = -1274,9 – (-976,2 + -285,79)$

$\Delta HR° = -12,910$ kJ/kmol

Dari hasil $\Delta HR°$ dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan sirup glukosa bersifat eksotermis karena memiliki hasil negatif.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi hidrolisis pati memiliki dua tahapan yaitu :

1. Reaksi liquifikasi

$$(C_5H_{10}O_5)\,(s) + H_2O(l) \xrightarrow{\alpha\text{-amilase}} (C_6H_{10}O_5)$$

Suhu : 90 ºC

Tekanan : 1 atm

2. Reaksi sakarifikasi

$$(C_5H_{10}O_5)\,(l) + H_2O(l) \xrightarrow{\text{Glukoamilase}} (C_6H_{12}O_6)$$

Suhu : 60 ºC

Tekanan : 1 atm

Berdasarkan dua reaksi diatas didapatkan nilai kinetika hidrolisis pati menjadi glukosa menggunakan Kinetika Michaelis-Menten. Parameter kinetika enzim meliputi Km dan Vmax. Vmax mencerminkan kecepatan maksimum enzim dalam memecah substrat, sementara Km adalah konsentrasi substrat di mana setengah dari situs aktif enzim telah terisi, yaitu pada titik di mana kecepatan reaksi enzim mencapai setengah dari Vmax (Fathimah dkk, 2014). Menurut Michaelis – Menten, model reaksi enzimatis dapat dituliskan sebagai berikut :

$$V = \frac{V\,maks\,.\,[S]}{Km+[S]}$$

V = kecepatan reaksi ,

Vmaks = kecepatan maksimum,

[S] = konsentrasi substrat,

Km = tetapan Michaelis Menten

Sehingga didapatkan nilai Vmaks dan Km untuk reaksi liquifikasi sebesar 0,532 mg/menit dan 8,874 mg/menit (Gina Puspitasari,2019). Lalu pada reaksi sakarifikasi didapat nilai Vmaks dan Km sebesar 12,5 g/l/jam dan 11,6875 g/l (Endah Retno D, 2011)

BAB II
PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Produk yang dihasilkan pada pabrik ini adalah sirup glukosa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Tabel 2. 1 Glukosa (Sirup Glukosa)

Komponen	**Keterangan**
Rumus Molekul	$C_6H_{12}O_6$
Fase	Cair
Berat Molekul, gr/ml	180
Densitas, g/ml	1,54
Titik Didih, C	140
pH	4,0 - 6,5
Titik Lebur, C	146
Kelarutan	Mudah larut dalam air
Specific gravity, g/L	0,919
Kadar	80%

(SNI 01-2978-1992)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Bahan baku yang digunakan pada pabrik sirup glukosa adalah pati jagung dan air dengan spesifikasi sebagai berikut :

Tabel 2. 2 Pati Jagung

Komponen	**Keterangan**
Rumus Molekul	$(C_6H_{10}O_5)$
Fase	Padat
Berat Molekul, gr/ml	162
Warna	Putih ke kuningan
Kandungan pati	85,27%
Kandungan air	12,75%
Kandungan protein	0,88%
Kandungan lemak	0,81%
Kandungan abu	0,21%
Kandungan serat kasar	0,08%

(Suarni,2013)

Tabel 2. 3 Air

Komponen	**Keterangan**
Rumus Molekul	H_2O
Fase	Cair
Berat Molekul, gr/ml	18
Densitas, kg/m3 (60 C)	994,817
Viskositas, cP (60 C)	0,467
Titik didih, C (1 atm)	100
Titik leleh, C (1 atm)	0
Kapasitas panas, kkal/kg.C (60 C)	34,953

(Perrys, 1997)

2.2.1 Spesifikasi Bahan Pendukung

Bahan-bahan pendukung yang digunakan dalam pembuatan sirup glukosa antara lain adalah enzim amilase, enzim glukoamilase, CaCl2, dan HCl dengan spesifikasi sebagai berikut :

Tabel 2. 4 Enzim α-amilase

Komponen	**Keterangan**
Fase	Cair
Warna	Coklat
Berat molekul, gr/mol	32.000
Densitas, g/ml	1,244
Viskositas, cP	1
pH optimum	4,5 - 5
Suhu optimum, C	60

Tabel 2. 5 Asam Klorida

Komponen	**Keterangan**
Rumus molekul	HCl
Fase	Cair
Konsentrasi, %	33

Komponen	**Keterangan**
Berat molekul, gr/mol	36,5
Warna	Tidak berwarna
Titik didih, C	83
Densitas, kg/m3	536,542
Kelarutan	Larut sempurna dalam air
Titik leleh, C	-46,2
Viskositas, cP (60 C)	0,036

(Perrys, 1997)

Tabel 2. 6 Enzim Glukoamilase

Komponen	**Keterangan**
Fase	Cair
Warna	Coklat terang
Berat molekul, gr/mol	36.000
Densitas, g/ml	1,15

Komponen	Keterangan
Viskositas, cP	1
pH optimum	4 - 4,5
Suhu optimum, C	60

Tabel 2. 7 Kalium Klorida

Komponen	Keterangan
Rumus molekul	$CaCl_2$
Fase	Padat
Berat molekul, gr/mol	111
Densitas, kg/m3	2,15
Kadar, ppm	40

(Perrys,1997)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*quality control*) dilakukan dengan tujuan memastikan produk layak diproduksi dan diedarkan. Pengendalian kualitas

pada pabrik sirup glukosa terdiri dari tiga tahapan yaitu pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses produksi, dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum masuk ke dalam unit proses, bahan baku diuji terlebih dahulu. Pengendalian bahan baku dilakukan dengan tujuan mengetahui kualitas bahan baku yang digunakan dan pengujian dilakukan di laboratorium.

2.3.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi dilakukan mulai dari bahan masuk ke unit proses sampai produk jadi. Pada pengendalian ini dilakukan pengawasan pula pada mutu bahan baku, bahan pendukung, produk setengah jadi, dan produk penunjang. Tujuan dilakukan pengendalian ini adalah menjaga produk yang dihasilkan dan dilakukan di laboratorium dan menggunakan alat kontrol.

Berjalannyaa operasi pengendalian dan pengawasan proses ini dilakukan secara automatic control menggunakan indikator yang berada pada *control room*. Jika terjadi penyimpangan pada indikator yang telah ditentukan pada bahan baku maupun produk maka dapat diketahui dari sinyal ataupun pada tanda yang diberikan berupa alarm, nyala lampu, dan lain-lain. Apabila terjadi tanda penyimpangan tersebut maka perlu dilakukan pengembalian pada kondisi semula. Beberapa alat kontrol yang digunakan:

- *Flow Control*

  Alat yang dipasang untuk mengontrol aliran masuk dan aliran keluar proses pada bahan baku

- *Level Control*

  Alat yang berfungsi sebagai pengontrol ketinggian larutan di dalam tangki. Alat akan memerintahkan *control valve* membuka dan menutup. Alat ini akan memberikan isyarat berupa lampu menyala atau bunyi alarm jika kondisi operasi belum sesuai dengan yang ditetapkan.

- *Temperature Control*

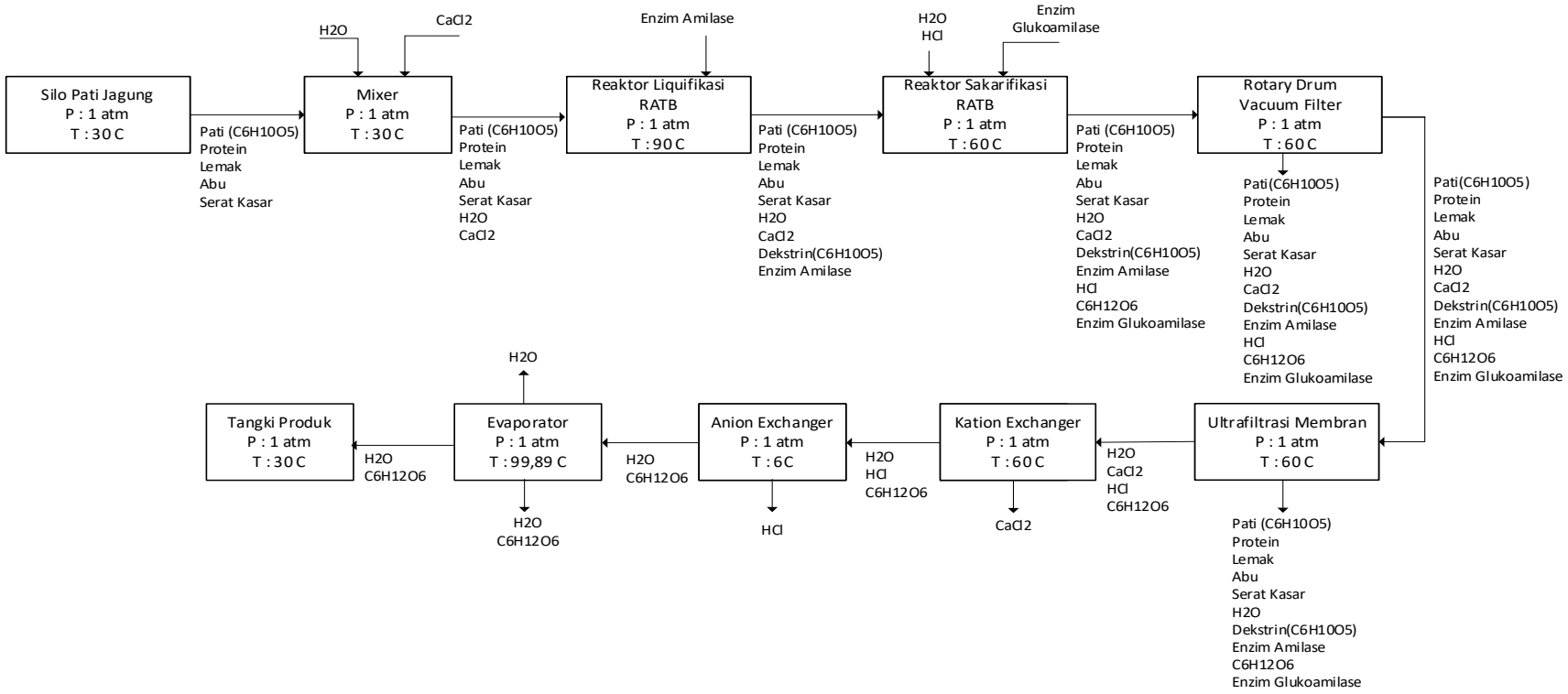
Alat yang berfungsi untuk mengontrol suhu pada setiap alat proses. Jika temperature belum sesuai dengan kondisi operasi yang ditetapkan maka akan memberi isyarat berupa lampu menyala atau bunyi alarm.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

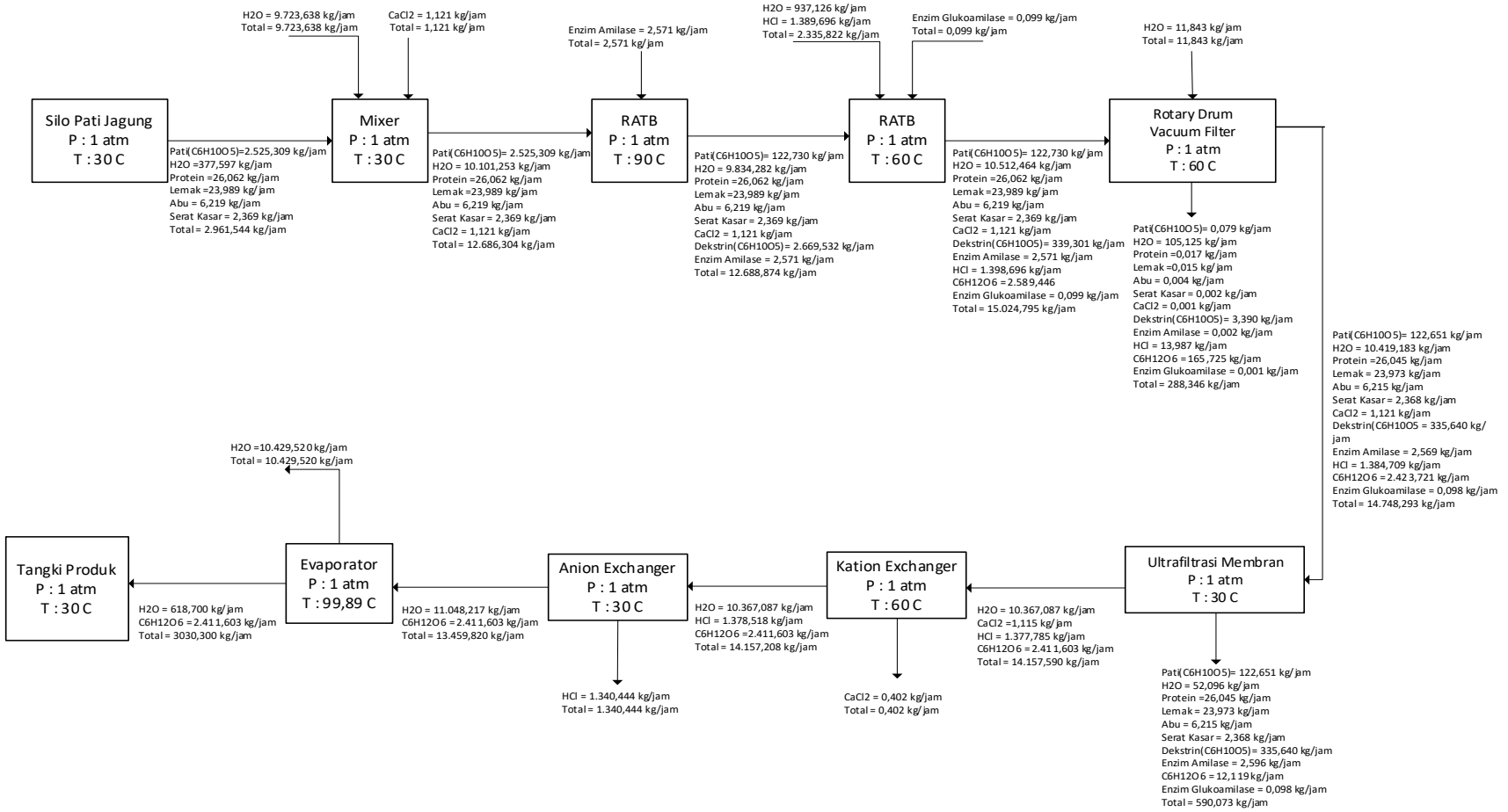
Pengendalian kualitas produk dilakukan dengan tujuan menguji kelayakan produk yang dihasilkan agar mempunyai standar mutu yang sesuai. Produk yang dihasilkan dilakukan pengujian di laboratorium untuk mengetahui kondisi produk apakah sudah layak untuk dipasarkan.

BAB III
PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses Material



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Proses produksi glukosa dengan bahan baku pati jagung menggunakan katalisator enzim secara garis besar terbagi menjadi tiga tahap, yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap hidrolisa pati, dan tahap pemurnian produk.

3.2.1 Persiapan Bahan Baku

Dalam proses persiapan bahan baku yang dilakukan adalah menentukan darimana bahan baku dibeli, jarak pengiriman, waktu pengiriman, dan jumlah bahan baku yang diperlukan. Sebelum masuk ke dalam unit proses, bahan baku ini perlu dilakukan pengujian di laboratorium. Pengendalian proses ini bertujuan untuk memastikan bahan baku yang masuk ke dalam unit proses sudah sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan.

Tahapan proses yang bahan baku digunakan juga dalam penyimpanan pati jagung sebelum digunakan dalam proses produksi. Pati jagung disimpan pada Gudang penyimpanan dengan suhu 30 ^{0}C dan tekanan 1 atm. Air yang digunakan dalam proses produksi menggunakan air proses dari unit utilitas dengan kondisi suhu 30 ^{0}C dan tekanan 1 atm yang dialirkan dari unit utilitas. Selain pati jagung dan air, enzim α-amilase dan enzim glukoamilase disimpan dalam tangki penyimpanan dalam keadaan steril, kering, pada suhu 30 ^{0}C dan tekanan 1 atm. Bahan baku pembantu yang lain seperti HCl dan $CaCl_2$ disimpan pada tangki penyimpanan dengan kondisi suhu 30 ^{0}C dan tekanan 1 atm.

3.2.2 Proses Hidrolisa Pati

Proses hidrolisa pati jagung menjadi glukosa ini terbagi menjadi tiga tahapan, yaitu :

1. Proses Pencampuran

Pada proses pencampuran ini terjadi gelatinasi. Gelatinasi adalah proses pemecahan pati berbentuk granula. Granular pati membengkak akibat peningkatan volume oleh air dan tidak dapat kembali lagi ke kondisi semula. Pati jagung dari gudang penyimpanan bahan baku diangkut menggunakan bucket elevator menuju *mixer tank*. Dalam *mixer tank*, pati dicampur dengan air setelah itu ditambahkan dengan $CaCl_2$ dengan konsentrasi 40 ppm dari tangki penyimpanan. Penambahan $CaCl_2$ berfungsi untuk menjaga kestabilan enzim. Pada saat enzim memiliki kestabilan tinggi diharapkan inaktivasi enzim akan membutuhkan waktu yang lama walaupun dalam keadaan suhu tinggi. Kondisi operasi pada mixer tank adalah pada suhu 30 ^{0}C dan tekanan 1 atm.

2. Proses Liquifikasi

Pati jagung yang sudah berbentuk suspensi akan dialirkan ke dalam reaktor sakarifikasi untuk memecahakn rantai pati yang tergelatinasi menjadi dekstrin. Pada proses ini enzim α-amilase ditambahkan dengan dosis 0,7 L/ton pati. Proses liquifikasi ini menghasilkan dekstrin. Reaktor liquifikasi yang digunakan pada proses ini adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang

dilengkapi dengan jaket pendingin yang berfungsi untuk menjaga kestabilan suhu pada reaktor yaitu 90 ^{0}C. Reaksi berjalan pada suhu 90 ^{0}C, tekanan 1 atm, dan pH 6 dengan konversi 95,14%.

Reaksi yang terjadi :

$$(C_6H_{10}O_5)_{(s)} + H_2O_{(l)} \xrightarrow{\alpha\text{-amilase}} (C_6H_{10}O_5)$$

pati — dekstrin

Keluaran dari reaktor liqufikasi kemudian didinginkan dengan cooler hingga suhu mencapai 60^{0}C sebelum masuk ke reaktor sakarifikasi.

3. Proses Sakarifikasi

Larutan dekstrin dialirkan menuju reaktor sakarifikasi menggunakan pompa. Reakror sakarifikasi berfungsi untuk mengkonversi dekstrin menjadi glukosa dengan bantuan enzim glukoamilase dengan dosis 0,7 L/ton of dry matter. Kemudian menambahkan HCL dari tangki penyimpanan yang berfungsi menurunkan pH larutan menjadi 4,5. Reaktor ini dilengkapi dengan jaket pendingin untuk menjaga kestabilan suhu dalam reaktor pada suhu 60 ^{0}C dan tekanan 1 atm dengan konversi 97%.

Reaksi yang berlangsung sebagai berikut :

$$(C_6H_{10}O_5) + (H_2O) \xrightarrow{\text{Glukoamilase}} (C_6H_{12}O_6)$$

Dekstrin — Air — Glukosa

4. Proses Pemurnian Produk

Larutan glukosa diumpankan ke dalam r*otary vacuum filter* terlebih dahulu menggunakan pompa. Proses ini bertujuan memisahkan padatan dan larutan glukosa. Padatan berupa *cake* yang mengandung pati, abu, serat, $CaCl_2$, dan amilase. Sedangkan larutan glukosa mengandung air, dekstrin, glukoamilase, HCl, dan glukosa. Padatan yang dihasilkan berupa partikel-partikel kasar, serat yang menggumpal selama proses dapat disisihkan sebagai lumpur lapisan. Padatan yang dihasilkan kemudian diangkut ke dalam unit pengolahan limbah. Proses ini berlangsung pada suhu 60 ^{0}C dan tekanan 1 atm.

Selanjutnya larutan glukosa diumpankan pada *ultrafiltration membrane* menggunakan pompa dengan suhu operasi 60 ^{0}C dan tekanan 1 atm. Proses ini berfungsi untuk menghilangkan enzim yang masih bercampur dengan sirup glukosa. Padatan yang tersuspensi dan pelarut dengan berat molekul tinggi tertahan, sedangkan air dan pelarut dengan molekul rendah akan melewati membrane (Mulder, 1996). Air, $CaCl_2$, glukosa, dan HCl yang memiliki berat molekul lebih rendah dibanding dengan pelarut akan dialirkan menuju kation *exchanger*. Kation *exchanger* berfungsi untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan yaitu Ca^{2+} dari CaCl. Kemudian larutan akan dialirkan menuju anion *exchanger* untuk menghilangkan ion-ion negatif yang berasal

dari HCl. HCl harus dihilangkan sebelum memasuki proses evaporator karena memiliki sifat korosif agar tidak mengganggu proses pemurnian. Kondisi operasi pada kation dan anion exchanger adalah pada suhu 60^0C.

Proses selanjutnya sirup glukosa diumpankan ke dalam evaporator. Proses yang terjadi di dalam evaporator adalah evaporasi yang bertujuan untuk mengurangi kadar air dalam sirup glukosa mencapai 80% dengan kondisi operasi adalah $99{,}89^0$C. Selanjutnya sirup glukosa didinginkan dalam cooler hingga suhu mencapai 30^0C lalu disimpan di tangki penyimpanan produk. Tangki penyimpanan produk berfungsi untuk menyimpan produk sirup glukosa dengan waktu penyimpanan 7 hari.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Alat Pemisah

1. Rotary Drum Vacuum Filter

Tabel 3. 1 Spesifikasi Alat RDVF-01

Spesifikasi Umum *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF)		
Kode alat	:	RDVF-01
Fungsi	:	Memisahkan padatan yang terikut dalam larutan $C_6H_{12}O_6$.
Tipe	:	Tangki silinder *horizontal*
Bahan Konstruksi	:	*Stainless Steel*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Tekanan, atm	:	1
Temperature, °C	:	60
Fase	:	Padat-cair

Spesifikasi Umum *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF)		
Spesifikasi		
Diameter Drum, m	:	4,875
Panjang Drum, m	:	2,438
Daya Motor, Hp	:	1,829
Harga	:	Rp 7.128.450.000

2. *Ultrafitration Membrane*

Tabel 3. 2 Spesifikasi Alat Ultrafiltration Membrane

Spesifikasi Umum Ultrafiltrasi		
Kode	:	UF-01
Fungsi	:	Memisahkan padatan pada campuran $C_6H_{12}O_6$ hasil RDVF.
Jumlah	:	1
Bahan	:	*Stainless Steel*
Kondisi Operasi		
Suhu ^oC	:	60
Tekanan, atm	:	1
Spesifikasi		
Jenis	:	
Luas Permukaan membran, m^2	:	8,414
Harga	:	Rp 122.062.500

3.3.2 Spesifikasi Alat Pendukung

1. Mixer (M-01)

Tabel 3. 3 Spesifikasi Alat M-01

Spesifikasi Umum Mixer (M-01)		
Kode alat	:	MX-01
Fungsi	:	Tempat melarutkan Pati jagung padat dan $CaCl_2$ dengan penambahan air proses.
Tipe	:	Silinder vertikal dengan *head* dan *bottom* berbentuk *torespherical*
Bahan Konstruksi	:	*Stainless Steel SA-240 Type 304 grade S*

Spesifikasi Umum Mixer (M-01)		
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Tekanan,atm	:	1
Temperature, ^{o}C	:	30
Fase	:	Padat-cair
Spesifikasi		
Volume, m^3	:	0,629
Tinggi cairan, m	:	2,54
Tinggi total, m	:	4,210
Shell		
Diameter (ID), m	:	3,048
Tinggi, m	:	3,048
Tebal, in	:	$^{1}/_{2}$
Head		
Bentuk	:	*torespherical*
Tinggi, m	:	0,581
Tebal, in	:	$^{5}/_{16}$
Pengaduk		
Jenis	:	*Flat Six Blade Turbine with Disk*
Jumlah	:	1
Diameter, m	:	1,016
Kecepatan, rpm	:	72,538
Daya, Hp	:	18,367
Jumlah *baffle*	:	4
Lebar *baffle,* m	:	0,518
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp.5.370.750.000

2. Kation *Exchanger* (KE-01)

Tabel 3. 4 Spesifikasi Alat KE-01

Spesifikasi Umum *Kation Exhanger*		
Kode alat	:	KE-01
Fungsi	:	Menghilangkan ion - ion positif yang terkandung dalam larutan yaitu memisahkan Ca2+ dari CaCl.
Jenis	:	Tangki Silinder Tegak

Spesifikasi Umum *Kation Exhanger*		
Bahan Konstruksi	:	*Stainless Steel SA-167 Type 309*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Tekanan,atm	:	1
Temperature, ºC	:	60
Spesifikasi		
Diameter, m	:	3,048
Tebal, in	:	0,187
Tinggi,m	:	1,524
Volume, m^3	:	1,470
Luas Penampang, m^2	:	1,158
Waktu Operasi, jam	:	5
Harga	:	Rp 2.245.950.000

3. Anion *Exchanger* (AE-01)

Tabel 3. 5 Spesifikasi Alat AE-01

Spesifikasi Umum *Anion Exhanger*		
Kode alat	:	AE-01
Fungsi	:	Menghilangkan ion - ion negatif yang berasal dari HCl.
Jenis	:	Tangki Silinder Tegak
Bahan Konstruksi	:	*Stainless Steel SA-167 Type 309*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Tekanan,atm	:	1
Temperature, ºC	:	60
Spesifikasi		
Diameter, m	:	3,048
Tebal, in	:	0,1875
Tinggi,m	:	1,765
Volume, m^3	:	1,470
Luas Penampang, m^2	:	1,158

Spesifikasi Umum *Anion Exhanger*		
Waktu Operasi, jam	:	14
Harga	:	Rp 2.245.950.000

4. Evaporator (EV-01)

Tabel 3. 6 Spesifikasi Alat EV-01

Spesifikasi Umum Evaporator		
Kode alat	:	EV – 01
Fungsi	:	Menguapkan kadar air dalam larutan glukosa sehingga menghasilkan larutan glukosa 80%.
Tipe	:	*Standart Vertical Tube Evaporator*
Bahan Konstruksi	:	*Stainless Steel AISI type 304*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Tekanan,atn	:	1
Temperature, ºC	:	99,891
Fase	:	cair
Spesifikasi		
Kapasitas, kg/jam	:	25069,750
diameter, m	:	1,956
Tinggi *Shell*, m	:	3,912
Tebal *Shell*, m	:	0,005
Tebal tutup, m	:	0,006
Tube calandria		
Ukuran	:	4 in IPS schedule 40
OD, m	:	0,114
ID, m	:	0,102
Panjang *Tube*, m	:	1,524
Jumlah *tube*	:	367
Harga	:	Rp 2.636.550.000

3.3.3 Spesifikasi Reaktor

1. **Reaktor Liquifikasi (R-01)**

Tabel 3. 7 Spesifikasi Alat R-01

Spesifikasi Umum Reaktor Liquifikasi (R-01)		
Kode alat	:	RL-01
Fungsi	:	Mengubah pati sebanyak menjadi dekstrin melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim α-amilase.
Tipe	:	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB/CSTR) dengan jaket pendingin.
Bahan konstruksi	:	*Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Tekanan,atm	:	1
Temperature, °C	:	90
Fase	:	Cair
Konstruksi dan Material		
Diameter *shell,* m	:	4,572
Tebal *shell,* in	:	$^1/_4$
Tebal *head,* in	:	$^5/_{16}$
Tinggi *shell,* m	:	4,572
Tinggi total, m	:	6,331
Volume *shell,* m^3	:	23,920
Volume *head,* m^3	:	0,838
Volume reaktor, m^3	:	25,596
Jenis *head*	:	*Torisperical Flanged & Dished Head*
Spesifikasi Pengaduk		
Jenis impeller	:	Flat six blade turbine
Diameter pengaduk, m	:	1,525
Jarak pengaduk dari dasar reaktor, m	:	1,143
Tinggi cairan dalam reaktor, m	:	4,118
Lebar *baffle,* m	:	0,778
Kecepatan pengaduk, rpm	:	45

Spesifikasi Umum Reaktor Liquifikasi (R-01)		
Power, Hp	:	25
Spesifikasi Jaket Pengaduk		
Massa air, m^3/jam	:	30618,867
Tekanan desain, psia	:	22,212
Tebal dinding jaket, m	:	0,007
Diameter dalam, m	:	4,839
Tinggi, m	:	4,003
Harga	:	Rp 6.900.600.000

2. Reaktor Sakarifikasi (RS-01)

Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat RS-01

Spesifikasi Umum Reaktor Sakarifikasi (RS-01)		
Kode alat	:	RS-01
Fungsi	:	Mengubah dekstrin menjadi glukosa melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim glukoamilase.
Tipe	:	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB/CSTR) dengan koil pendingin
Bahan konstruksi	:	*Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Tekanan, atm	:	1
Temperature, °C	:	60
Fase	:	Cair
Konstruksi dan Material		
Diameter *shell,* m	:	3,048
Tebal *shell,* in	:	$^1/_4$
Tebal *head,* in	:	$^5/_{16}$
Tinggi *shell,* m	:	3,048
Tinggi total, m	:	4,225
Volume *shell,* m^3	:	15,392
Volume *head,* m^3	:	0,372
Volume reaktor, m^3	:	16,135

Spesifikasi Umum Reaktor Sakarifikasi (RS-01)		
Jenis *head*	:	*Torisperical Flanged & Dished Head*
Spesifikasi Pengaduk		
Jenis impeller	:	Flat six blade turbine
Diameter pengaduk, m	:	1,016
Jarak pengaduk dari dasar reaktor, m	:	0,762
Tinggi cairan dalam reaktor, m	:	2,743
Lebar *baffle*, m	:	0,518
Kecepatan pengaduk, rpm	:	68
Power, Hp	:	15
Spesifikasi Jaket Pengaduk		
Massa air, m^3/jam	:	203,669
Tekanan desain, psia	:	21,424
Tebal dinding jaket, m	:	0,006
Diameter dalam, m	:	3,315
Tinggi, m	:	3,285
Harga	:	Rp 5.461.890.000

3.3.4 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tabel 3. 9 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tangki	**GBB-01**	**S-01**	**S-02**	**T-01**	**T-02**
Fungsi	Menyimpan bahan baku pati jagung	Menyimpan senyawa CaCl2	Menyimpan enzim α -amilase	Meyimpan larutan enzim glukoamilase	Meyimpan larutan HCl
Lama penyimpanan	7 hari	30 hari	30 hari	30 hari	7 hari
Fasa	Padat	Padat	Padat	Cair	Cair
Jumlah tangki	1	1	1	1	1
Tangki	**GBB-01**	**S-01**	**S-02**	**T-01**	**T-02**
Kondisi operasi	Suhu : 30ºC Tekanan : 1 atm	Suhu : 30ºC Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ºC Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ºC Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ºC Tekanan : 1 atm
Spesifikasi	Jenis : Bangunan persegi tertutup Panjang : 8,044 m Lebar : 8,044 m Tinggi : 5 m	Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA*-240 type 316 Volume Tangki : 0,377 m^3 Diameter : 3,048 m Tebal *Shell : 0,25 in*	Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA*-240 type 316 Volume Tangki : 1,609 m^3 Diameter : 3,048 m Tebal *Shell : 0,25 in*	Diameter : 3,048 m Tinggi : 3,657 m Jumlah course : 2 Tebal *Shell :* *0,375* *0,25*	Diameter : 7,734 m Tinggi : 7,734 m Jumlah course : 5 Tebal *Shell :* *2* *1,*75 1,25 0,875 0,5
Head & Bottom				Jenis head : *Torespherical* Tebal head : 0,187 in Jenis *bottom : flat*	Jenis head : *Torespherical* Tebal head : 0,187 in Jenis *bottom : flat*
Harga	-	Rp58.590.000	Rp151.357.500	Rp 19.530.000	Rp 6.853.402.500

Tabel 3.9 lanjutan

Tangki	**T-02**	**T-03**	**T-04**	**T-05**
Fungsi	Meyimpan larutan HCl	Menyimpan H_2SO4 yang akan digunakan dalam kation exchanger	Menyimpan NaOH yang akan digunakan dalam kation exchanger	Menyimpan produk glukosa
Lama penyimpanan	7 hari	7 hari	7 hari	
Fasa	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah tangki	1	1	1	1
Tangki	**T-02**	**T-03**	**T-04**	**T-05**
Kondisi operasi	Suhu : 30 ^oC Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ^oC Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ^oC Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ^oC Tekanan : 1 atm
Spesifikasi	Diameter : 7,734 m Tinggi : 7,734 m Jumlah course : 5 Tebal *Shell : 2 1,*75 1,25 0,875 0,5	Diameter : 3,048 m Tinggi : 5,486 m Jumlah course : 3 Tebal *Shell : 0,5 0,375 0,25*	Diameter : 3,048 m Tinggi : 5,486 m Jumlah course : 3 Tebal *Shell : 0,5 0,375 0,25*	Diameter : 11,299 m Tinggi : 5,649 m Jumlah course : 5 Tebal *Shell : 0,125 0,125 0,125 0,125 0,125*
Head & Bottom	Jenis head : *Toresphérical* Tebal head : 0,187 in Jenis *bottom : flat*	Jenis head : *Toresphérical* Tebal head : 0,187 in Jenis *bottom : flat*	Jenis head : *Toresphérical* Tebal head : 0,187 in Jenis *bottom : flat*	Jenis head : *Toresphérical* Tebal head : 5 in Jenis *bottom : flat*
Harga	7.266.337.554	Rp 543.585.000	Rp 107.415.000	Rp 6.853.402.500

3.3.5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

a. Alat Transport Bahan Cair

Tabel 3. 10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Spesifikasi	**Pompa**	
Kode Alat	**P-01**	**P-02**
Fungsi	Memompa larutan pati jagung dari Mixer-01 ke reaktor	Memompa umpan dari Reaktor Liquifikasi 01 (RL-01) menuju Reaktor Sakarifikasi (RS-01)
Bahan yang dipompa	Larutan pati jagung	Larutan keluar reaktor liquifikasi
Viskositas (cP)	13,150	21,971
Densitas (Kg/ m^3)	1471,077	1092,276
Tekanan (atm)	1	1
Kapasitas (m^3/jam)	2,171	12,719
Pump Head (m)	43,552	147,977
Suhu Fluida (^oC)	30	90
Jenis Aliran	*Turbulent flow*	*Turbulent Flow*
Daya Pompa (HP)	7,5	5
Jumlah	1	1
Material	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*
Harga	Rp 247.389.000	Rp 247.389.000

Tabel 3.10 lanjutan

Spesifikasi	**Pompa**		
Kode Alat	**P-03**	**P-04**	**P-05**
Fungsi	Memompa feed dari Reaktor Sakarifikasi (RS-01) ke RDVF	Memompa feed dari RDVF ke Ultrafiltrasi	Memompa feed dari Ultrafiltrasi ke kation exchanger
Bahan yang dipompa	Larutan keluar reaktor sakarifikasi	Larutan keluar RDVF	Larutan keluar ultrafiltrasi
Viskositas (cP)	25,004	7,760	6,137
Densitas (Kg/ m^3)	1062,482	1057,920	1042,431
Tekanan (atm)	1	1	1
Kapasitas (m^3/jam)	15,494	15,273	13,581
***Pump Head* (m)**	104,366	79,883	118,374
Suhu Fluida (^oC)	60	60	60
Jenis Aliran	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*
Daya Pompa (HP)	5	5	5
Jumlah	1	1	1
Material	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*
Harga	Rp 247.389.000	Rp 247.389.000	Rp 247.389.000

Tabel 3.10 lanjutan

Spesifikasi	**Pompa**		
Kode Alat	**P-06**	**P-07**	**P-08**
Fungsi	Memompa feed dari kation exchanger ke anion exchanger	Memompa larutan dari anion exchanger ke evaporator	Memompa larutan dari evaporator ke penyimpanan produk
Bahan yang dipompa	Larutan keluar kation exchanger	Larutan keluar anion exchanger	Larutan keluar evaporator
Viskositas (cP)	6,137	57,508	27,224
Densitas (Kg/ m^3)	1065,443	1433,485	1432,645
Tekanan (atm)	1	1	1
Kapasitas (m^3/jam)	13,287	10,328	2,326
***Pump Head* (m)**	89,848	93,921	615,576
Suhu Fluida (^oC)	60	60	30
Jenis Aliran	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*
Daya Pompa (HP)	2	2	7,5
Jumlah	1	1	1
Material	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*
Harga	Rp 247.389.000	Rp 247.389.000	Rp 247.389.000

b. Alat Transportasi Bahan Padat

Tabel 3. 11 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat

Spesifikasi	***Bucket Elevator***		
Kode Alat	**BE-01**	**BE-02**	**BE-03**
Fungsi	Mengangkut pati jagung dari gudang pati jagung ke mixer	Mengangkut CaCl2 dari tangki penyimpanan ke mixer	Mengangkut enizm alpha amilase dari tangki penyimpanan ke RL-01
Jenis	*Centrifugal Discharge Bucket Elevator*	*Centrifugal Discharge Bucket Elevator*	*Centrifugal Discharge Bucket Elevator*
Kapasitas (kg/jam)	3573,41	1,352	3,101
Speed (m/min)	17,504	1,304	2,99
Lebar *belt* (m)	0,177	0,177	0,177
Tinggi *belt* (m)	10,21	9,637	9,604
Daya Motor (HP)	3	2	3
Bahan Konstruksi	*Stainless Steel SA-240 Type 316*	*Stainless Steel SA-240 Type 316*	*Stainless Steel SA-240 Type 316*
Harga	Rp 201.810.000	Rp 195.300.000	Rp 195.300.000

3.3.6 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. Heater

Tabel 3. 12 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Heater)

Spesifikasi		**Heater**
Kode Alat		H-01
Fungsi		Memanaskan fluida keluaran Mixer-01 ke dalam reaktor (RL-01) dari suhu 30 °C menjadi suhu 60 °C.
Jenis		*Shell and Tube*
Luas Transfer Panas (m^2)		152,4065836
Kondisi Operasi		
Shell	Fluida	Umpan Reaktor (fluida keluar Mixer-01)
	Pressure Drop	0,002
	Passes	1
	Baffle space (in)	4,3125
	ID (in)	17,25
Tube	*Fluida*	*Steam*
	Kapasitas (Kg/jam)	
	Pressure Drop	2,01
	Passes	2
	BWG	14
	ID (in)	0,584

Spesifikasi		**Heater**
	OD (in)	0,75
Material		*Stainless Steel SA-240 Type 316*
UD, Btu/jam.ft2/F		6559,202
Konstruksi Material		
UC, Btu/jam.ft2.F		11,834
Rd required. Btu/jam.ft2.F		0,002
Rd, Btu/jam.ft2.F		0,0147
Harga		Rp 797.475.000

b. Cooler

Tabel 3. 13 Spesifikasi Alat Penukar Panas (Cooler)

Spesifikasi		**Cooler**	**Cooler**
Kode Alat		C-01	C-01
Fungsi		Menurunkan suhu slurry hasil RL-01 dari 90 ºC menjadi 60 ºC	Menurunkan suhu keluaran evaporator dari 99,89ºC menjadi 30 ºC
Jenis		*Double Pipe*	*Double Pipe*
Luas Transfer (ft^2)		2,045	146,72
Annulus	Fluida	Hasil keluaran Reaktor Liquifikasi	Hasil keluaran evaporator
	Suhu Masuk (ºC)	90	100
	Suhu Keluar (ºC)	60	30
	Tekanan, atm	1	1
	ID (in)	4,026	4,026
	OD (in)	4,5	4,5

Spesifikasi		**Cooler**	**Cooler**
	Pressure Drop (psi)	3,249	0,0198
Inner Pipe	Fluida	*Aqueous*	*Aqueous*
	Suhu Keluar (°C)	45	45
	Tekanan, atm	1	1
	Beban Panas (Btu/jam)	18608,419	172179,1738
	ID (in)	3,068	3,068
	OD (in)	3,5	3,5
	A (in^2)	7,38	7,38
	Pressure Drop (psi)	3,711	0,262
	Rd, (Btu/jam.ft^2.F)	14,273	3,695
Jumlah Hairpin (buah)		1	4
Panjang Hairpin (ft)		24	160
Harga		Rp 17.902.500	Rp 39.060.000

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Alat

1. Mixer (M-01)

Tabel 3. 14 Neraca Massa Mixer M-01

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Aliran 1	Aliran 2	Aliran 3	Aliran 4
$C_6H_{10}O_5$	2525,309			2525,309
H_2O	377,597	9723,638		10101,235
Protein	26,062			26,062
Lemak	23,989			23,989
Abu	6,219			6,219
Serat kasar	2,369			2,369
CaCl2			1,121	1,121
Sub total	2961,544	9723,638	1,121	12686,304
Total	12686,304			12686,304

2. Reaktor Liquifikasi (RL-01)

Tabel 3. 15 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi (RL-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Aliran 4	Aliran 5	Aliran 6
$C_6H_{10}O_5$	2525,309		122,730
H_2O	10101,235		9834,282

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Aliran 4	Aliran 5	Aliran 6
Protein	26,062		26,062
Lemak	23,989		23,989
Abu	6,219		6,219
Serat kasar	2,369		2,369
CaCl2	1,121		1,121
Enzim amilase		2,571	2,571
Dekstrin			2669,532
Sub total	12686,304	2,571	
Total	12688,874		12688,874

3. Reaktor Sakarifikasi (RS-01)

Tabel 3. 16 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi (RS-01)

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Aliran 6	Aliran 7	Aliran 8	Aliran 9
$C_6H_{10}O_5$	122,730			122,730
H_2O	9834,282	937,126		10512,464
Protein	26,062			26,062
Lemak	23,989			23,989

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Aliran 6	Aliran 7	Aliran 8	Aliran 9
Abu	6,219			6,219
Serat kasar	2,369			2,369
CaCl2	1,121			1,121
Enzim amilase	2,571			2,571
Enzim glukoamilase			0,099	0,099
Dekstrin	2669,532			339,031
Glukosa				2589,446
HCL		1398,696		1398,696
Sub total	12688,874	2335,822	0,099	
Total	**15024,795**			**15024,795**

4. Rotary Drum Vaccum Filter (RDVF)

Tabel 3. 17 Neraca Massa RDVF

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12
$C_6H_{10}O_5$	122,730		0,079	122,651

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12
H_2O	10512,464		105,125	10419,183
Protein	26,062		0,017	26,045
Lemak	23,989		0,015	23,973
Abu	6,219		0,004	6,215
Serat Kasar	2,369		0,002	2,368
CaCl2	1,121		0,001	1,121
Enzim Amilase	2,571		0,002	2,569
Enzim Glukoamilase	0,099		0,001	0,098
Dekstrin	339,031		3,390	335,640
HCL	1398,696	11,844	13,987	1384,709
Glukosa	2589,446		165,725	2423,721
Sub total	15024,795	11,844	288,346	14748,293
Total	15036,639		15036,639	

5. *Ultrafiltration Membrane (*UF)

Tabel 3. 18 Neraca Massa Ultrafiltrasi Membrane

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 12	Aliran 13	Aliran 14
$C_6H_{10}O_5$	122,651	122,651	
H_2O	10419,183	52,096	10367,087
Protein	26,045	26,045	
Lemak	23,973	23,973	
Abu	6,215	6,215	
Serat kasar	2,368	2,368	
CaCl2	1,121	0,006	1,115
Enzim amilase	2,569	2,569	
Glukoamilase	0,098	0,098	
Dekstrin	335,640	335,640	
Glukosa	2423,721	12,119	2411,603
HCL	1384,709	6,924	1377,785
Sub total	14748,293	590,703	14157,590
Total	14748,293	14748,293	

6. Kation Exchanger

Tabel 3. 19 Neraca Massa Kation Exchanger

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Aliran 14	Fixed Bed	Aliran 16	Aliran 15
H_2O	10367,087		10367,087	
CaCl2	1,115			
Glukosa	2411,603		2411,603	
HCL	1377,785		1378,518	
Resin H+		0,0203		
Ca2+				0,402
Sub total	14157,590	0,020	14157,208	0,402
Total	14157,610		14157,610	

7. *Anion Exchanger*

Tabel 3. 20 Neraca Massa Anion Exchanger

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Aliran 16	Fixed Bed	Aliran 18	Aliran 17
H_2O	10367,087		11048,217	
Glukosa	2411,603		2411,603	
HCl	1378,518			
Resin OH-		643,056		

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Aliran 16	Fixed Bed	Aliran 18	Aliran 17
Cl-				1340,444
Sub total	14157,208	643,056	13459,820	1340,444
Total	14800,264		14800,264	

8. Evaporator

Tabel 3. 21 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 18	Aliran 19	Aliran 20
H_2O	11048,217	10429,517	618,700
Glukosa	2411,603		2411,603
Sub total	13459,820	10429,517	3030,303
Total	13459,820	13459,820	

3.5 Neraca Panas

1. Mixer (M-01)

Tabel 3. 22 Neraca Panas Mixer (M-01)

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Q1	11205,158	
Q2	203918,945	

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Q3	0,764	
Q4		215124,867
Panas Pelarutan	63711,891	
Beban Pemanasan	63711,891	
Total	278836,758	278836,758

2. Reaktor Liquifikasi (RL-01)

Tabel 3. 23 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi (RL-01)

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Q4	2747510,843	
Q5	0,000	
Q6		2675395,643
Panas Reaksi	1993735,569	
Beban Pendingin	1921620,370	
Total	4669131,213	4669131,213

3. Reaktor Sakarifikasi (RS-01)

Tabel 3. 24 Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi (RS-01)

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Q6	1443246,142	
Q7	38756,682	

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Q8	0,000	
Q9		1690310,261
Panas Reaksi	221089,597	
Beban Pendingin	12782,160	
Total	1703092,421	1703092,421

4. Rotary Drum Vaccum Filter (RDVF)

Tabel 3. 25 Neraca Panas RDVF

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Q9	1690310,261	
Q10	1733,263	
Q11		17204,398
Q12		1674839,125
Total	1692043,523	1692043,523

5. Evaporator

Tabel 3. 26 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Q18	1622049,660	
Q19		1469109,478

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Q20		199173,851
Beban Pemanas	24144878,607	
Q Penguapan	22891401,007	
Q Loss	1207243,930	
Total	25766928,267	25766928,267

6. *Heater (H-01)*

Tabel 3. 27 Neraca Panas Heater

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Qin	690476,405	
Qout		2747510,843
Qsupply	2165299,409	
Qloss		108264,970
Total	2855775,813	2855775,813

7. *Cooler (C-01)*

Tabel 3. 28 Neraca Panas Cooler (C-01)

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Qin	2675395,643	
Qout		1443246,142

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Beban Pendingin		1232149,501
Total	2675395,643	2675395,643

8. *Cooler (C-02)*

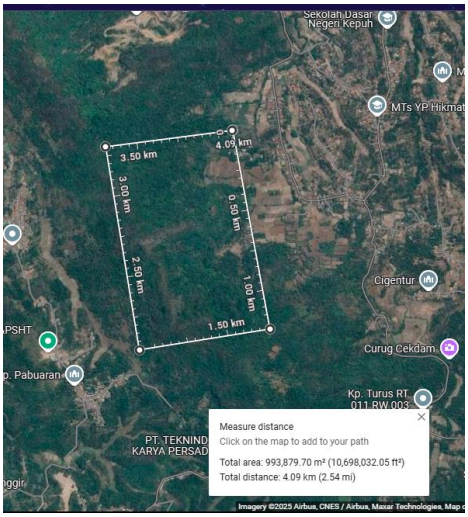
Tabel 3. 29 Neraca Panas Cooler (C-02)

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Qin	199173,851	
Qout		17798,255
Beban Pendingin		181375,597
Total	199173,851	199173,851

BAB IV
PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik adalah salah satu hal yang penting dalam pendirian suatu pabrik untuk keberlangsungan operasi pabrik. Hal itu dapat mempengaruhi perkembangan suatu pabrik. Ada beberapa pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik diantaranya adalah letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, letak pabrik dengan pasar penunjang, tenaga kerja, transportasi, kemungkinan perkembangan di masa mendatang, dan sosial. Berdasarkan beberpa pertimbangan, pabrik sirup glukosa ini akan didirikan di daerah Cilegon, Banten, Jawa Barat.



Gambar 4. 1 Peta Rencana Lokasi Pabrik

Pendirian pabrik sirup glukosa berdasarkan pada pertimbangan sebagai berikut :

1. Sumber bahan baku (*Raw Material)*

Sumber bahan baku utama dari pabrik glukosa adalah pati jagung. Pati jagung didapatkan dari PT. Tereos FKS Indonesia yang berlokasi di Cilegon,

Banten. Kapasitas produksi dari PT. Tereos FKS Indonesia adalah 24.000 ton/tahun, kapasitas tersebut dapat memenuhi kebutuhan pati jagung yang dibutuhkan untuk pabrik sirup glukosa.

2. Letak dan sarana transportasi

Letak dan sarana transportasi pada pendirian pabrik ini juga diperhitungkan. Sarana transportasi yang dapat digunakan adalah melalui jalur darat dan laut. Sehingga pabrik dirancang untuk dekat dengan jalan utama wilayah Cilegon dan dekat laut agar mamudahkan dalam pemasokan bahan baku maupun pemasaran produk sirup glukosa.

3. Pemasaran

Pemilihan lokasi pabrik yang dekat dengan target pasar dan ketersediaan infrastruktur yanng memadai merupakan strategi yang juga dapat memudahkan konsumen untuk mendapatkan produk. Sirup glukosa akan dipasarkan ke seluruh Indonesia, oleh karena itu pemilihan lokasi pabrik di Cilegon, Banten merupakan pilihan yang baik karena dapat dijangkau dengan mudah oleh konsumen.

4. Utilitas

Utilitas merupakan kebutuhan dasar pabrik. Hal-hal yang termasuk dalam pemilihan Cilegon sebagai tempat pendirian pabrik sirup glukosa adalah ketersediaan utilitas berupa listrik, air, dan udara. Pengolahan air untuk utilitas didapatkan dari mengolah air laut dan ketersediaan listrik didapatkan dari PLTU Surlaya, Cilegon yang keduanya terletak tidak jauh dari pabrik.

5. Tenaga kerja

Tenaga kerja metupakan pelaku yanng sangat penting dalam proses produksi. Sebagian besar tenaga kerja diambil dari penduduk sekitar. Selain itu, lokasi pabrik yang dekat dengan pemukiman diharapkan dapat membantu meningkatkan taraf hidup penduduk disekitarnya.

6. Kondisi iklim dan cuaca

Wilayah Cilegon, Banten, Jawa Barat memiliki suhu iklim yang relatif stabil sehinggabaik untuk keberlangsungan proses agar berjalan dengan optimal. Wilayah pabrik yang tidak rawan gempa dan banjir sangat penting, sehingga menungkinkan proses dapat berlangsung dengan lancar.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tem[at bekerja karyawan, tempat peralatan, dan tempat penyimpanan bahan baku dan produk. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik dapat lebih efisien dan terjamin dalam kelancaran produksinya. *Layout* pabrik dibagi menjadi beberapa bagian daerah utama, yaitu :

a. Area admistrasi

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

b. Laboratorium

Di dalam laboratorium digunakan sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan baku serta produk yang dihasilkan

c. Area Proses dan Ruang Kontrol

Daerah ini merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan tempay proses produksi. Sedangkan ruang kontrol merupakan tempat untuk mengendalikan proses apabila terjadi penyimpangan selama proses berlangsung

d. Area Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

Daerah ini merupakan daerah penyimpanan bahan baku dan produk yang dihasilkan. Sedangkan bengkel biasanya digunakan untuk memperbaiki alat-alat atau kendaraan yang digunakan untuk kelancaran proses produksi.

e. Area Utilitas dan *Power Plant*

Daerah ini merupakan daerah penunjang proses produksi seperti penyedia kebutuhan energi listrik, penyediaan air, bahan bakar, *steam,* dan udara tekan.

f. Area Pengolahan Limbah

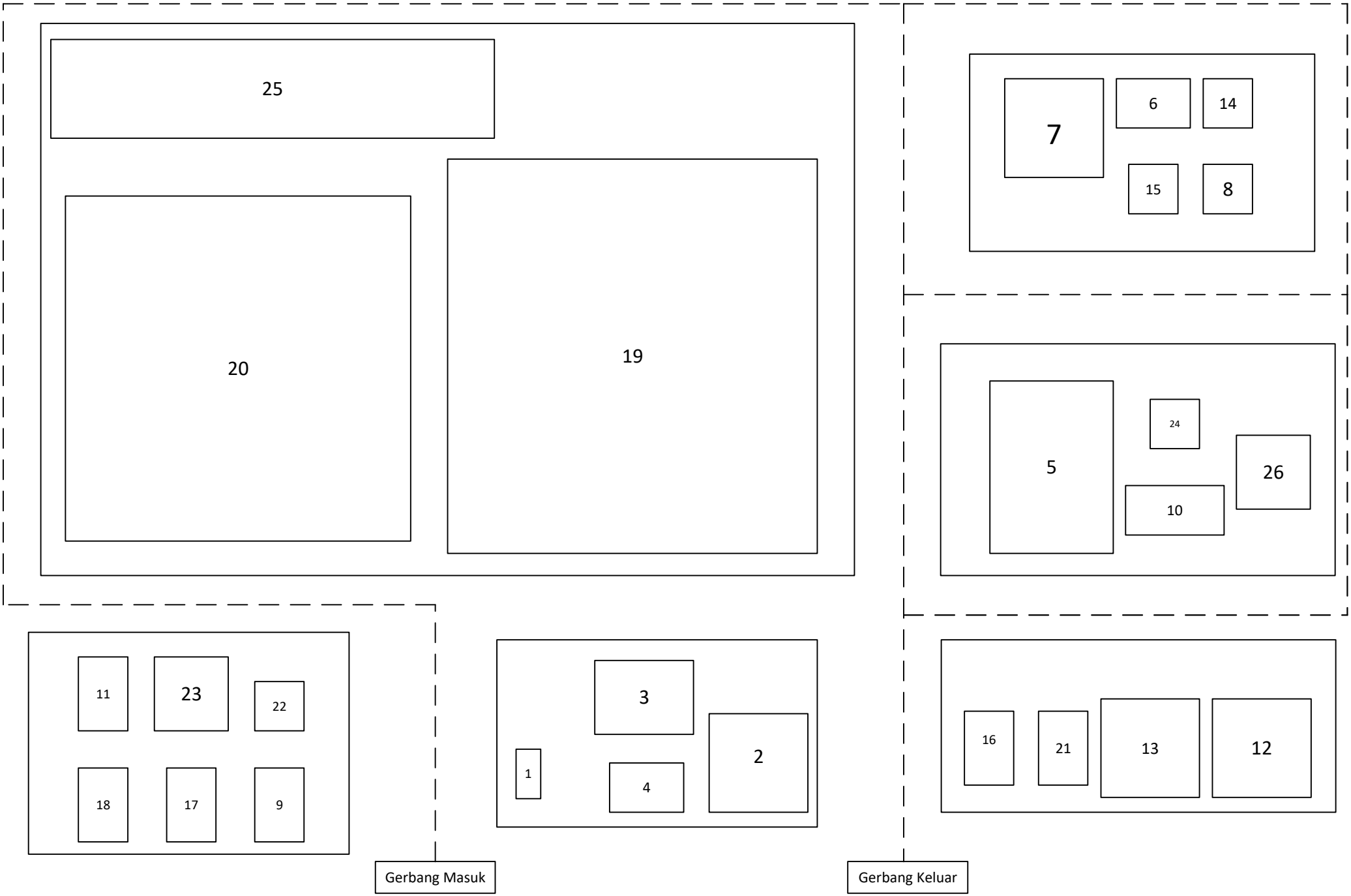
Area ini digunakan untuk memproses dan memastikan limbah yang dihasilkan selama proses produksi masih berada dalam batas aman dari standar yang ditetapkan.

Tabel 4. 1 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No	Nama Bangunan	Ukuran	Luas (m^2)
1	Pos Keamanan	10 x 5	50
2	Kantor Utama	20 x 10	200
3	Parkir Karyawan	15 x20	300
4	Parkir Tamu	15 x 10	150
5	Power Plant	35 x 25	875
6	Masjid	15 x 10	150
7	Area Mess	20 x 20	400
8	Kantin	10 x 10	100
9	Kantor Teknik dan sProduksi	15 x 10	150
10	Gedung Serba Guna	20 x 10	200
11	Laboratorium	15 x 10	150
12	Area Timbang Truk	20 x 20	400
13	Area Parkir Truk	20 x 20	400
14	Poliklinik	10 x 10	100
15	Perpustakaan	10 x 10	100
16	Unit Pemadam Kebakaran	15 x 10	150
17	Ruang Kendali Proses	15 x 10	150
18	Ruang Kendali Utilitas	15 x 10	150
19	Area Proses	80 x 75	6000
20	Area Utilitas	60 x 70	4200

21	Bengkel	15 x 10	150
22	Unit Pengolahan Limbah	10 x 10	100
23	Gudang Peralatan	15 x 10	225
24	Taman	10 x 10	100
25	Daerah Perluasan	80 x 20	1600
26	Lapangan	15 x 15	2500
27	Luas Bangunan		19.050
28	Luas Tanah		38.100

TATA LETAK
PABRIK SIRUP GLUKOSA KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN



Gambar 4.2 Tata letak pabrik sirup glukosa

1. Pos Keamanan	14. Poliklinik
2. Kantor Utama	15. Perpustakaan
3. Parkir Karyawan	16. Unit Pemadam Kebakaran
4. Parkir Tamu	17. Ruang Kendali Proses
5. *Power Plant*	18. Ruang Kendali Utilitas
6. Masjid	19. Area Proses
7. Area Mess	20. Area Utilitas
8. Kantin	21. Bengkel
9. Kantor Teknik dan Produksi	22. Unit Pengolahan Limbah
10. Gedung Serba Guna	23. Gudang Peralatan
11. Laboratorium	24. Taman
12. Area Timbang Truk	25. Daerah Perluasan
13. Area Parkir Truk	26. Lapangan

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (Machine Layout)

Tata letak mesin merupakan pengaturan yang optimum terhadap alat-alat proses pabrik. Perancangan tata letak mesin penting untuk mendapatkan keuntungan secara ekonomi karena dapat meminimalisir biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi sehingga dapat berlangsung secara efisien. Selain itu, hal ini juga penting karena berkaitan frngan keselamatan, keamanan, dan kenyamanan di wilayah kerja. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam perancangan tata letak alat proses, yaitu :

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan yang ekonomis yang akan menunjang kelancaran dan keamanan proses produksi yang akan memberikan keuntungan yang besar.

b. Aliran Udara

Aliran udara atau sirkulasi udara yang ada disekitar alat proses harus dipastikan kelancarannya. Hal ini diperlukan untuk menghindari terhambatnya sirkulasi udara pada suatu tempat yang berupa penumpukan atau akumulasi bahan-bahan yang berbahay untuk keselamatan pekerja dan proses. Oleh karena itu, arah hembusan udara harus diperhatikan.

c. Pencahayaan

Pencahayaan area pabrik harus sebaik mungkin sehingga dapat memininalisir terjadinya kecelakaan kerja. Sehingga pencahayaan sangat penting pada area-area yang memiliki resiko bahaya tinggi.

d. Pertimbangan Ekonomi

Pertimbangan ekonomi pada tata letak mesin berhubungan dengan penempatan alat-alat proses. Penempatan alat-alat proses harus dilakukan sebaik mungkin agar lebih efisien. Sehingga dapar menjamin keselamatan dan kelancaran proses produksi dan meminimalisir biaya operasional yang dikeluarkan.

e. Jarak Antar Alat Proses

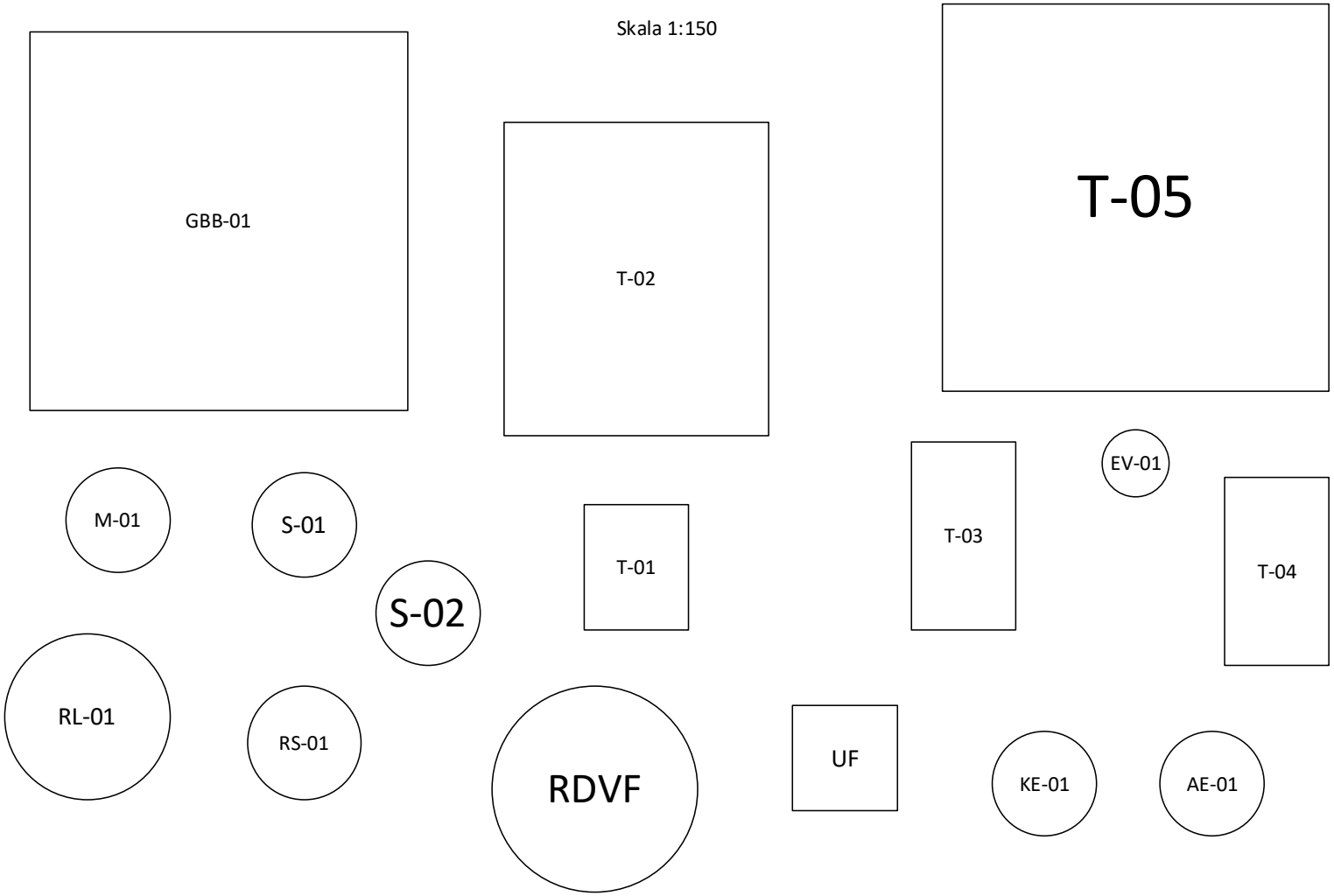
Penempatan alat-alat proses harus diperhatikan dengan cermat, terutama alat-alat yang beroperasi pada suhu, dan tekanan tinggi. Alat-alat tersebut harus disesuaikan posisinya untuk meminimalisir terjadinya kecelakaan kerja dan mempermudah dilakukan evakuasi jika terjadi kecelakaan kerja.

f. Lalu Lintas manusia dan Kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan harus dirancang dengan baik agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan mudah dan cepat. Selain itu, apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki.

g. Perawatan

Perawatan pada alat proses merupakan kegiatan untuk menjaga sarana dan peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat proses. Tujuan dilakukannya perawatan adalah agar produktivitas menjadi optimal sehingga mencapai target produksi dan spesifikasi produk yang dirancang.



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Sirup Glukosa

Keterangan :

GBB-01 : Gudang Bahan Baku

M-01 : Mixer

S-01 : Silo CaCl2

S-02 : Silo Enzim alpha-amilase

RL-01 : Reaktor Liquifikasi

RS-01 : Reaktor Sakarifikasi

RDVF : *Rotary Drum Vacuum Filter*

UF : *Ultrafiltration Membran*

KE-01 : Kation Exchanger

AE-01 : Anion Exchanger

EV-01 : Evaporator

T-01 : Tangki Enzim Glukoamilase

T-02 : Tangki HCl

T-03 : Tangki H2SO4

T-04 : Tangki HCL

T-05 : Tangki Produk Sirup Glukosa

4.4 Stuktur Organisasi

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pada perancangan pabrik sirup glukosa dari pati jagung ini, bentuk perusahaan yang digunakan adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah persahaan dengan persekutuan yang modalnya berasal daru penjualan sahammyang setiap pemegang sahan turut untuk mengambil bagiannya berupa satu

saham atau lebih. Pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor sesuai dengan jumlah yang disepakati.

Pemilihan bentuk Perseroan Terbatas berdasarkan pada pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

1. Modal usaha didapatkan dengan cara menjual saham perusahaan.
2. Kelangsungan perusahaan tidak dipengaruhi oleh pemegang saham, direksi, dan karyawan, sehingga lebih terjamin.
3. Kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
4. Dapat meminjam modal dari bank dengan jaminan perusahaan.
5. Dapat memperluas usaha dari modal masyarakat.

Cici-cici Perseroan Terbatas (PT), antara lain :

1. Perseroan Terbatas memiliki akta notaris yang diakui secara resmi dan medapatkan pengesahan dari pemerintah.
2. Pemilik pemegang saham hanya bertanggung jawab pada modal yang ditanamkan.
3. Pada Perseroan Terbatas, direks bertanggung jawab pada operasional perusahaan.
4. Modal dari Perseroan Terbatas terdiri dari saham yang dapat diperjual-belikan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi adalah faktor penunjang kemajuan perusahaan yang dapat mempengaruhi kelancaran perusahaan. Struktur organisasi diartikan sebagai salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam pendirian suatu

perusahaan dikarenakan struktur organisasi dapat menggambarkan bagian, posisi, kedudukan, tugas, dan wewenang serta tanggung jawab dari masing-masing anggota perusahaan.

Beberapa hal yang diperhatikan dalam membuat sistem organisasi yang baik, yaitu :

a. Tujuan perusahaan dirumuskan dengan jelas
b. Wewenang dan pembagian tugas kerja didelegasikan secara jelas
c. Adanya organisasi perusahaan yang fleksibel
d. Adanya kesatuan perintah dan tanggung jawab
e. Adanya sistem pengontrol atas pekerjaan yang dilaksanakan.

Pada pabrik sirup glukosa ini, untuk memperoleh struktur organisasi yang baik, maka ha-hal tersebut yang dapat dijadikan pedoman oleh perusahaan. Salah satunya adalah dengan sistem lini dan staff. Sistem ini memiliki garis kekuasaan lebih praktis dan sederhana. Selain tu, sistem ini juga ada pembagian tugas kerja seperti yang terdapat pada sistem organisasi funngsional sehingga karyawan hanya memiliki tanggung jawan kepada atasan saja. Pada pabrik ini, terdapat tiga kelompok posisi, yaitu:

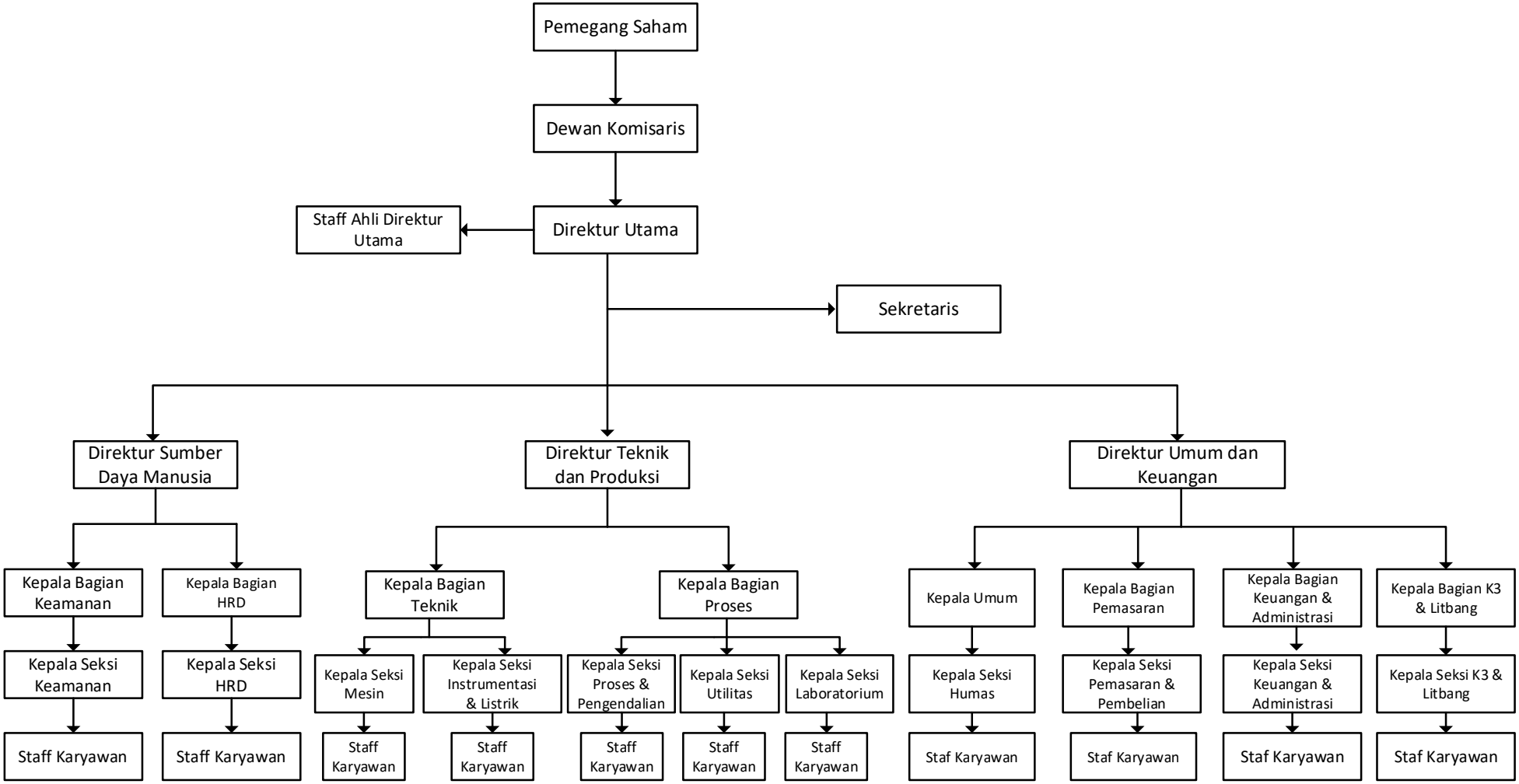
1. Kepala bagian yang bertugas untuk mengawasi dan mengendalikan proses yang berlangsung di pabrik, mangawasi kerja, dan mengevaluasi kinerja karyawan agar sesuai dengan standar yang telah ditentukan dan memberikan arahan kepada bawahannya.
2. Kepala seksi yang bertugas sebagai asisten dari kepala bagian dan bertanggung jawab untuk mengawasi kinerja karyawan.

3. Karyawan yang bertugas sebagai pelaksana yang berada dibawah arahan kepala seksi. Karyawan akan melaksanakan tugas-tugas yang diberikan dari kepala bagian sesuai dengan divisinya.

   Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini berlandaskan pada alasan diatas, yaitu:

   1. Pemegang Saham
   2. Dewan Komisaris
   3. Direktur Utama
   4. Direktur
   5. General Manager
   6. Manager
   7. Karyawan dan Operator

Pada setiap jenjang bagian kepemimpinan memiliki wewenang dan tugas yang berbeda. Semakin tinggi jabatan yang dimiliki, maka semakin besar pula tugas dan wewenangnya. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan dipegang oleh pemegang saham, sedangkan dalam pelaksanannya yang memiliki tanggung jawab, tugas, dan wewenang tertinggi adalah Dewan Komisaris.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan kumpulan dari beberapa orang yang memberikan modal untuk pendirian suatu perusahaan dan berjalannya operasi perusahaan. Rapat Umum Pemegang Saham (RPUS) merupakan kukuasaan tertinggi yang terbentuk di Perseroan Terbatas (PT) yang berwenang untuk :

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

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham yang bertanggung jawab kepada pemilik saham. Tugas dari Dewan Komoisaris antara lain:

1. Mengawasi tugas-tugas direktur.
2. Membantu direktur dakam tugas-tugas penting.
3. Menyetujui dan menilai rencana direksi tentang kebijakan umum, alokasi sumber dana, target perusahaan, dan pengarahan pemasaran.

c. Direktur Utama

Direktur utama merupana pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan memiliki tanggung jawab sepenuhnya terhadap perkembangan perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab atas segala tindakan dan kebijakan yang diambil sebagai pimpinan kepada Dewan komisaris. Direktur utama

membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum. Tugas-tugas Direktur utama antara lain:

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab atas pekerjaan kepada pemegang saham pada akhir jabatan.
2. Membuat komunitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
3. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan.
4. Mengkoodinir kerjasama dengan Manager Produksi dan Manager Umum.
5. Mengengkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat.

d. Direktur

Direkrur merupakan tenaga yang membantu Direktur Utama dalam pelaksanaan perusahaan dan bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Direktur dibagi menjadi dua bagian, yaitu :

1. Direktur Teknik dan Produksi

   Tugas dan wewenang dari Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

   - Mengkoodinir, mengatur, dan mengawasi.
   - Pelaksanaan kerja kepala-kepala menjadi bawahannya.
   - Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang operasi dan teknik.

2. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas dan wewenang dari Direktur Keuangan dan Umum antara lain:

- Mengkoordinasi, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, dan pemasaran.

e. Staff Ahli

Staff ahli adalah tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur Utama dalam menjalankan tugas yang berhubungan dengan teknik, administrasu, dan hukum. Beberapa tugas Staff Ahli antara lain:

- Mengadakan evaluasi dibidang teknik dan ekonomi perusahaan
- Memberi saran-saran dalam bidang hukum
- Memberi nasihat dan saran dalam proses pengembangan dan perencanaan perusahaan

f. Kepala Bagian

Kepala Bagian memilikii tugas mengatur, mengawasi, dan mengkoodinir pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan divisinya yang sesuai dengan garis struktur yang telah ditentukan oleh pimpinan perusahaan.

Kepala Bagian dalam perusahaan dibagi menjadi 8 bagian, yaitu :

1) Kepala Bagian Produksi

   Kepala Bagian Produksi bertanggung jawab dalam bidang mutu dan kelancaran produksi kepada Direktur Teknik dan Produksi. Kepala Bagian Produksi membawahi Seksi Bahan Baku dan Produk.

2) Kepala Bagian Teknik

   Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab dalam bidang kelancaaran proses teknik kepada Direktur Teknik dan Produksi. Kepala Bagian Teknik membawahi Seksi Proses dan Seksi Utilitas

3) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

   Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dengan tugas antara lain:

- Mengkoodinir kepala seksi yang menjadi bawahannya
- Betanggung jawab dalam pemeliharaan peralatan serta kebutuhan listrik yang diperlukan kepada Direktur Teknik dan Produksi

  Kepala bidang ini membawahi Seksi Pemeliharaan dan Seksi Listrik dan Instrumentasi

4) Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

   Kepala Bidang Penelitian dan Pengembangan (Litbang) bertanggung jawab dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahan kepada Direktur Teknik dan Produksi. Kepala Bidang Litbang membawahi Seksi Laboratorium.

5) Kepala Bagian Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Kepala bagian ini bertanggung jawab dalam bidang keselamatan kerja kepada Direktur Teknik dan Produksi dan membawahi Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja.

6) Kepala Bagian Pemasaran dan Keuangan

Kepala Bagian Pemasaran dan Keuangan bertanggung jawab dalam bidang pemasaran dan keuangan di dalam perusahaan kepada Direkrur Keuangan dan Umum. Kepada bagian ini membawahi Seksi Keuangan dan Seksi Pemasaran.

7) Kepala Bagiann Humas dan Keamanan

Kepala Bagian Humas dan Keamanan bertanggung jawab dalam bidang personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan kepada Direktur Keuaangan dan Umum. Kepala bagian ini membawahi Seksi Humas, Seksi Personalia, Seksi Keamanan.

8) Kepala Bagian Administrasi dan Umum

Kepala bagian ini bertanggung jawab dalam bidang administrasi dan umum kepada Direktur Keuangan dan Umum.

g. Kepala Seksi

Kepala Seksi adaah pelaksana dalam lingkup sesuai dengan bidangnya dan dengan rencana yang tela hdiatur oleh kepala bagian masing-masing divisi agar diperoleh hasil maksimal dan efektif dalam proses produksi. Kepala seksi bertanggung jawab terhadap masing-masing kepala bagian sesuai dengan pembagian dalam bagan struktur organisasi.

4.4.4 Status Karyawan dan Sistem Upah

Pada pabrik sirup glukosa ini, sistem penggajian karyawan yang dimiliki berbeda-beda sesuai dengan status karyawan, keahlian, tanggung jawab, dan kedudukan.

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang telah memenuhi syarat-syarat yang ditentukan serta dipekerjakan dan mendapat balas jasa serta terikat dalam hubungan kerja dengan perusahaan dalam jangka waktu yang tidak terbatas.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan dalam jangka waktu yang terbatas dan diatur dalam suatu perjanjian. Karyawan harian ini akan diberikan upah setiap akhir minggu.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan merupakan karyawan yang terikat hubungan kerja dengan perusahaan atas dasar pekerja harian yang bersifat tidak terus menerus dengan maksimal masa kerja adalah tiga bulan yang disesuaikan dengan kondisi dan ditetapkan dalam kontrak yang telah disepakati.

4.4.5 Pembagian Jadwal dan Jam Kerja Karyawan

Pabrik sirup glukosa akan beroprasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang lain dapat digunakan untuk perbaikan. Pada pelaksanaanya, karyawan dibagi menjadi dua golongan, yaitu :

a. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* merupakan para karyawan yang tidak menangani proses produksi sirup glukosa secara langsung. Karyawan *non-shift* seperti staf ahli,

kepala bagian, kepala seksi, menejer, bagian administrasi, personalia, dan umum yang akan bekerja 5 hari dalam seminggu dengan pembagian kerja sebagai berikut :

- Hari Senin – Jumat : Pukul 08:00 – 16:00
- Hari Sabtu dan Minggu libur, termasuk hari libur nasional

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi sirup glukosa atau memngatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan kelancaran dan keamanan pada saat proses produksi. Karyawan *shift* seperti bagian seksi proses, seksi utilitas, seksi pemeliharaan, seksi laboratorium, karyawan K3, dan seksi keamanan. Para karyawan *shift* bekerja secara bergantian sehari semalam dengan pengaturan sebagai berikut :

Shift pagi : 07:00 – 15:00

Shift siang : 15:00 – 23:00

Shift malam : 23:00 – 07:00

Karyawan akan bekerja selama 8 jam perhari dengan 3 hari bekerja dan 1 hari libur.

Tabel 4. 2 Pembagian Shift Karyawan

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan :

A, B, C, D : Kelompok Kerja

L : Libur

P,S,M : Pagi, Siang, Malam

Dengan pembagian hari kerja sebagai berikut :

a. Cuti Tahunan

Cuti tahunan yang diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun. Cuti sakit diberikan kepada karyawan menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

b. Hari Libur Nasional

Bagi karyawab harian (*non-shift),* hari libur nasional tidak masuk kerja, sedangkan bagi karyawan *shift,* hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai lembur (*overtime)*

c. Kerja Lembur

Kerja lembur (*overtime)* dapat dilakukan apabila terdapat keperluan yang mendesak dan atas persetujuan dari kepala bagian.

4.4.6 Penggolongan Jabatan dan Sistem Gaji

a. Penggolongan Jabatan

Masing-masing jabatan dan sturktur diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan maupun tanggung jawabnya. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari lulusan SMA hingga S-2. Penggolongan terkait jabatan berdasarkan pendidikan dapat dilihat pada tabel 4.3.

Tabel 4. 3 Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	S-2
2	Direktur Teknik dan Produksi	S-1
3	Direktur Keuangan dan Umum	S-1
4	Sekretaris Direktur Utama	S-1
5	Staff Ahli	S-1
6	Kepala Bagian Proses	S-1
7	Kepala Bagian Utilitas	S-1
8	Kepala Bagian Pemasahan dan Keuangan	S-1
9	Kepala Bagian Administrasi dan Umum	S-1
10	Kepala Bagian Litbang	S-1
11	Kepala Bagian Humas dan Keamanan	D-3

No	Jabatan	Pendidikan
12	Kepala Bagian K3	S-1
13	Ka. Bag. Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi	S-1
14	Kepala Seksi UPL	S-1
15	Kepala Seksi Proses	S-1
16	Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk	S-1
17	Kepala Seksi Pemeliharaan	S-1
18	Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	S-1
19	Kepala Seksi Laboratorium	S-1
20	Kepala Seksi Keuangan	S-1
21	Kepala Seksi Pemasaran	S-1
22	Kepala Seksi Personalia	S-1
23	Kepala Seksi Humas	S-1
24	Kepala Seksi Keamanan	S-1
25	Kepala Seksi K3	S-1
26	Operator	D-3/D-4/S-1
27	Dokter	S-1

No	Jabatan	Pendidikan
28	Perawat	D-3/D-4/S-1
29	Sopir	SLTA/Sederajat
30	*Cleaning Service*	SLTA/Sederajat
31	Karyawan	D-3/S-1

b. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan menyesuaikan dengan yang dibutuhkan sehingga pada pelaksanaan proses dapat berjalan dengan baik dan efisien. Jumlah karyawan dan gaji karyawan dapat dilihat pada tabel 4.4.

Tabel 4. 4 Harga Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
4	Sekretaris Direktur Utama	1	Rp 8.000.000	Rp 15.000.000
5	Staff Ahli	1	Rp 16.000.000	Rp 9.000.000
6	Kepala Bagian Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
7	Kepala Bagian Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
8	Kepala Bagian Pemasahan dan Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
9	Kepala Bagian Administrasi dan Umum	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
10	Kepala Bagian Litbang	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
11	Kepala Bagian Humas dan Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
12	Kepala Bagian K3	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
13	Ka. Bag. Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
14	Kepala Seksi UPL	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
15	Kepala Seksi Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
16	Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
17	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
18	Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
19	Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
20	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
21	Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
22	Kepala Seksi Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
23	Kepala Seksi Humas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
24	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
25	Kepala Seksi K3	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
26	Karyawan Personalia	3	Rp 6.000.000	Rp 18.000.000
27	Karyawan Humas	3	Rp 6.000.000	Rp 18.000.000
28	Karyawan Litbang	3	Rp 6.000.000	Rp 18.000.000
29	Karyawan Pembelian	3	Rp 6.000.000	Rp 18.000.000
30	Karyawan Pemasaran	3	Rp 6.000.000	Rp 18.000.000
31	Kayawan Administrasi	3	Rp 6.000.000	Rp 18.000.000
32	Karyawan Anggaran	3	Rp 7.000.000	Rp 21.000.000
33	Karyawan Proses	13	Rp 7.000.000	Rp 91.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
34	Karyawan Pengendalian	5	Rp 7.000.000	Rp 35.000.000
35	Karyawan Laboratorium	5	Rp 7.000.000	Rp 35.000.000
36	Karyawan Pemeliaharaan	5	Rp 7.000.000	Rp 35.000.000
37	Karyawan Utilitas	10	Rp 7.000.000	Rp 70.000.000
38	Karyawan K3	5	Rp 7.000.000	Rp 35.000.000
39	Karyawan Keamanan	5	Rp 6.000.000	Rp 30.000.000
40	Dokter	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
41	Perawat	4	Rp 5.000.000	Rp 19.200.000
42	Sopir	9	Rp 4.000.000	Rp 34.200.000
43	*Cleaning Service*	10	Rp 3.400.000	Rp 38.000.000
Total		120	Rp 515.400.000	Rp 979.400.000

4.4.7 Fasilitas dan Hak Karyawan

Fasilitas dan hak karyawan yang didapatkan oleh perusahaan adalah sebagai berikut :

a. Hak Cuti, hak cuti diberikan kepada karyawan antara lain :

1. Cuti sakit diberikan kepada karyawan berdasarkan keterangan dari dokter

2. Cuti hamil diberikan kepada karyawan wanita selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap diberikan dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan anak kedua minimal 2 tahun.
3. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan dengan jumlah 12 hari pertahun.

b. Tunjangan dan Asuransi

Tunjangan diberikan oleh perusahaan antara lain:

1. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan
3. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

c. Pakaian Kerja

Pakaian kerja yang diberikan kepada setiap karyawan pertahun adalah tiga pasang. Hal tersebut dilakukan untuk menghindari adanya kesenjangan antar karyawan, selain itu disediakan masker dan sarung tangan sebagai alat pengaman dalam bekerja.

d. Bonus

Bonus diberikan kepada setiap karyawan oleh perusahaan berdasarkan hasil keuntungan yang didaptkan, tercapainya hasil kerja yang lebih besar dari target produksi normal atau karena adanya peningkatan produktivitas. Secara umum bonus setiap karyawan

diberikan pada akhir tahun, sehingga akan memotivasi karyawan untuk bisa bekerja dengan baik lagi.

e. Penyedia Fasilitas Karyawan

Perusahaan menyediakan beberapa fasilitas untuk seluruh karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik. Adapaun fasiliitas yang diberiakn antara lain:

1. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi
2. Kantin untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan, seperti makan siang
3. Masjid untuk tempat beribadah bagi karyawan muslin
4. Fasilitas kesehatan seperti poliklinik yang dilengkapi dengan medis dan tenaga medis.

BAB V
UTILITAS

Unit utilitas adalah unit pelayanan yang sangat penting untuk keberlangsungan dan kelancaran proses dalam suatu industri. Utilitas yang diperlukan di dalam pabrik sirup glukosa antara lain :

1. Unit Penyedia Pengolahan Air

   Unit penyedia dan pengolahan air berfunhsi sebagai penyedia air untuk air pendingin, air sanitasi, air umpan *boiler,* dan air proses. Air sanitasi diperlukan untuk air perkantoran dan air lingkungan.

2. Unit Penyedia *Steam*

   Kebutuhan *steam* pada pabrik sirup glukosa ini dipenuhi oleh boiler. Air yang masuk ke *boiler* adalah air yang memiliki kesadahan yang rendah karena air dengan kesadahan tinggi akan menyebabkan kerak di dalam *boiler.* Oleh karena itu, sebelum masuk ke *boiler* air harus melewati *kation exchanger* terlebih dahulu untuk mengurangi tingkat kesadahan, selain itu air juga diolah dengan *deaerator* yang berfungsi untuk menghilangkan gas-gas terlarut seperti oksigen dan karbondioksida. Lalu air diumpankan ke dalam *boiler* untuk menghasilkan *steam.*

3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System)*

   Listrik merupakan kebutuhan pokok suatu industri. Pabrik sirup glukosa ini membutuhkan listrik untuk penggerak alat-alat proses, utilitas, instrumen, ruang kontrol, bengkel, penerangan, dan keperluan kantor.

4. Unit Penyedia Udara Tekan

   Unit penyedia udara tekan diperluakn untuk menggerakkan instrumen-instrumen pengendali yang bekerja secara pneumatik.

5. Unit Penyedia Bahan Bakar

   Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak generator.

6. Unit Pengolahan Limbah

   Unit pengolahan limbah merupakan tempat terjadinya proses penghilangan kontaminan dari air limbah. Proses tersebut melibatkan metode fisika, kimia maupun biologi untu menghilangkan kontaminan fisik, kimia dan biologis.

5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air

Unit penyediaan dan pengolahan air berfungsi sebagai penyedia air bersih yang diperlukan untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik sirup glukosa ini.

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Dalam perancangan pabrik sirup glukosa ini, kebutuhan air berasal dari air laut Pantai Pesisir Selatan, Cilegon, Banten, Jawa Barat. Hal-hal yang menjadi pertimbangan antara lain :

a. Letak laut pesisir selatan dekat dengan lokasi pabrik
b. Pengolahan air laut yang harus dilakukan sebelum digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pabrik
c. Laut merupakan sumber air yang memiliki kontinuitas relatif tinggi, sehingga kemungkinan kekeringan relatif kecil.

Berikut merupakan kegunaan air pada suatu pabrik :

a. Air Domestik

Air domestik adalah air yang digunakan untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, dan tempat ibadah. Kebutuhan air untuk adalah 60 liter/kapita/hari. Kebutuhan air untuk domestik adalah 5.760 kg/jam

b. Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan pendingin seperti *cooler*, jaket pendingin dan koil pendingin. Pada proses pendinginan akan ada air yang hilang akibat penguapan, kebocoran, atau proses lainnya selama operasi. Air yang ditambahkan untuk mengganti hal-hal tersebut adalah *makeup water.* Kebutuhan air pendingin untuk Pabrik Sirup Glukosa ini terdapat pada tabel 5.1.

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pendingin

Keperluan	Kebutuhan	Satuan
Cooler - 01	19.632,921	kg/jam
Cooler -02	2.894,527	kg/jam
R-01	46.982,402	kg/jam
R-02	66.826	kg/jam
Total	136.335,850	kg/jam
Makeup Water	**13.663,59**	**kg/jam**

c. Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk keperluan proses produksi. Air proses yang digunakan harus memiliki tingkat kesadahan yang rendah sehingga tidak menimbulkan kerak pada peralatan, tidak mengandung logam yang larut dalam air yang dapat menimbulkan korosi.

Peralatan yang memerlukan air selama proses berlangsung seperti *mixer* dan *rotary drum vacuum filter.* Kebutuhan air proses pada pabrik sirup glukosa ini adalah sebesar 9.735,486 kg/jam.

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Proses

Keperluan	Kebutuhan	Satuan
Mixer-01	9.723,638	kg/jam
RVDF	11,844	kg/jam
Total	9.735,482	kg/jam

d. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan air yang menghasilkan *steam* untuk menunjang keberlangsungan proses produksi. Pada proses pemanasan untuk menghasilkan uap steam akan ada air yang hilang akibat kebocoran atau proses lainnya selama operasi. Air yang ditambahkan untuk mengganti hal-hal tersebut adalah *makeup water.* Kebutuhan *steam* pada Pabrik Sirup Glukosa terdapat pada tabel berikut :

Tabel 5. 3 Kebutuan Air Umpan Boiler

Keperluan	Kebutuhan	Satuan
HE-01	21.281,778	kg/jam
Evaporator	667,159	kg/jam
Total	21.948,937	kg/jam
Makeup Water	**2.194,895**	**kg/jam**

e. Total Kebutuhan Air

Tabel 5. 4 Kebutuhan Air Total

Keperluan	Kebutuhan	Satuan
Air Proses	9.735,482	kg/jam
Air Pendingin	136.335,850	kg/jam
Air Kebutuhan *Steam*	21.948,937	kg/jam
Air Domestik	5.760	kg/jam
Total	160.146,750	kg/jam

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk perancangan Pabrik Sirup Glukosa diambil dari air laut Pantai Pesisir Selatan, Cilegon, Banten, Jawa Barat. Air laut tidak dapat langsung digunakan, memerlukan beberapa tahapan pengolahan untuk mendapatkan spesifikasi air yang diinginkan. Beberapa tahapan dalam proses pengolahan air, antara lain :

1. Penghisapan

   Air laut yang diambil dari laut Cilegon dialirkan menuju flokulator. Pada pipa intake didalamnya terdapat saringan yang berfungsi untuk mencegah kotoran yang berukuran besar masuk ke dalam proses pengolahan seperti ranting kayu, ikan, sampah, daun, dan lainnya. Sedangkan kotoran yang lebih kecil yang masih terikut dengan aliran air akan dipisahkan pada tahap berikutnya

2. Flokulator

   Pada Flokulator terjadi proses yang dinamakan koagulasi. Proses ini merupakan proses penggumpalan yang dapat disebabkan karena adanya zat kimia yang disebut dengan koagulan ke dalam air, sehingga menyebabkan

partikel tersebut akan menjadi stabil atau netral dan akan membentuk endapan. Pada pabrik sirup glukosa ini menggunakan koagulan jenis tawas atau aluminium sulfat $Al_2(SO_4)_3$. Air yang telah menggumpal dari proses sebelumnya akan mengalami proses flokulasi sehingga akan membentuk flok-flok. Flokulasi merupakan proses penggabungan dari flok yang telah terbentuk pada proses koagulasi menjadi partikel yang lebih besar sehingga akan lebih mudah untuk mengendap. Pada proses flokulasi akan ditambahkan kapur yang memiliki fungsi untuk menghilangkan kesadahan dari karbonat dalam air dan membuat suasana basa yang akan mempermudah penggumpalan.

3. Pengendapan

   Setelah melewati proses penyaringan pada pompa, air akan melalui proses sedimentasi, dimana proses ini merupakan proses pemisahan kotoran yang terikut dengan memanfaatkan adanya gaya gravitasi. Pada proses ini, kotoran kecil yang tidak tersaring pada proses sebelumnya seperti pasir dan lumpur akan mengendap pada bagian bawah bak karena adanya gaya gravitasi.

4. *Sand Filter*

   Pada sand filter ini, air disaring untuk dipisahkan dari partikel-partikel halus yang kemungkinan masih ada. ir akan mengalir dari bagian atas ke bawah melalui suatu media filter (spheres) yang akan menyaring partikel pengotor seperti suspended solid. Hasil keluaran dari Sand Filter memiliki kandungan suspended solid kurang dari 1 ppm dan memiliki pH sebesar 6,5 -

7,5. Air yang telah mengalami filtrasi akan ditampung di tangki penampung air bersih atau penampung sementara.

5. *Reverse Osmosis*

   Reverse Osmosis merupakan proses yang bertujuan untuk memisahkan air dari kandungan garam melalui membrane semi permeable. Proses RO berlangsung apabila umpan diberi tekanan yang lebih besar dari tekanan osmosisnya. Setelah itu air dipompa menuju tangki penampung air bersih.

6. Tangki Penampung Air Bersih

   Air yang keluar dari Sand Filter merupakan air yang sudah bersih dan akan ditampug pada bak penampungan sementara. Air tersebut akan didistribusikan dan diolah lebih lanjut sehingga dapat digunakan untuk keperluan air domestik, air layanan umum, air pendingin, air umpan boiler, dan air proses.

7. Tangki Klorinasi

   Air bersih yang akan didistribusikan untuk air rumah tangga harus melalui proses klorinasi. Klorin yang ditambahkan digunakan sebagai desinfektan untuk membunuh kuman, bakteri, jamur, serta mikroorganisme-mikroorganisme lainnya sehingga air layak untuk dikonsumsi dan digunakan. Dalam reaksinya, klorin di dalam air akan membentuk asam hipoklorit dengan reaksi sebagai berikut :

$$Cl_2 + \mathrm{H}_2O \rightarrow \mathrm{H} + \mathrm{Cl} + \mathrm{HOCl}$$

Selanjutnya, asam hipoklorit pecah sesuai dengan reaksi berikut ini:

$$\mathrm{HOCl} + \mathrm{H}_2O \rightarrow OCl + \mathrm{H}$$

8. *Cooling Tower*

Cooling tower adalah alat yang digunakan untuk menghasilkan air dingin yang dapat digunakan sebagai pendingin pada alat proses. Pada alat ini air panas akan diolah menjadi air dingin menggunakan udara sebagai media pendinginnya. Air akan mengalami proses evaporasi, sehingga air akan dialirkan ke bawah melalui lubang aliran.

9. Demineralisasi

Demineralisasi air berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+}, Mg^{2+}, HCO^{3-}, SO_4^{2-}, Cl^- dan lain-lain dengan menggunakan resin, maka akan menghasilkan air yang bebas mineral. Kemudian diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler. Air umpan boiler memiliki kriteria sebagai berikut :

a. Air umpan boiler tidak boleh menimbulkan kerak pada shell and tube heat exchanger.
b. Air umpan boiler harus bebas dari gas-gas yang dapat mengakibatkan terjadinya korosi seperti gas oksigen.
c. Air dari tangki penampung ke kation exchanger untuk menghilangkan unsur kation mineralnya, seperti : Ca^{2+}, Mg^{2+},Fe^{2+}, Mn^{2+}, dan Al^{3+} .

Demineralisasi dilakukan dengan menggunakan resin penukar kation dan penukar anion.

a. Cation Exchanger

Unit ini berisi pengganti kation yang terkandung dalam air yang diganti dengan ion H+ sehingga air keluar dari Cation Exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H+ . Berikut merupakan reaksi yang terjadi :

$CaCO_3 \rightarrow Ca_2 + CO^{3-}$

$\mathrm{Mg}Cl_2 + RSO_3 \rightarrow \mathrm{Mg}RSO_3 + Cl^- + \mathrm{H}^+$

$Na_2SO_4(resin) \rightarrow Na^{2+} + SO_4^{2-}$

b. Anion Exchanger

Air yang keluar dari tangki kation kemudian diumpankan menuju tangki Anion Exchanger. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$$CO^{3-} \rightarrow CO_3$$

$$Cl^- + R\mathrm{NOH} \rightarrow RNCl^- + \mathrm{OH}$$

Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$$RNCl^- + Na\mathrm{OH} \rightarrow \mathrm{RNOH} + \mathrm{NaCl}$$

10. Deaerator

Deaerator berfungsi untuk menghilangkan gas-gas terlarut seperti oksigen dan karbondioksida yang terlarut didalam air yang dapat

mengakibatkan korosi pada alat proses. Bahan-bahan kimia diinjeksikan kedalam daerator. Bahan-bahan kimia tersebut yaitu, hidrazin yang akan mengikat oksigen

Reaksi : $N_2H_4 + O_2 \rightarrow N_2 + 2H_2O$

Air dari daerator ini dialirkan ke tangki penampung air umpan boiler, air umpan proses dan air umpan pendingin.

5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Air yang masuk kedalam *boiler* adalah air yang memiliki kesadahan rendah, karena apabila memiliki kesadahan tinggi akan menimbulkan kerak di dalam *boiler*. Oleh karena itu, sebelum masuk kedalam *boiler*, air akan dilewatkan kedalam *kation exchager* untuk mengurangi kesadahan, lalu diolah kedalam *deaerator* yang fungsinya menghilangkan gas-gas terlarut seperti oksigen. Selanjutnya, air akan diumpan ke tangki denim yang digunakan *boiler* untuk menghasilkan *steam.*

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Listrik merupakan kebutuhan pokok proses industri. Pabrik glukosa ini membutuhkan listrik sebagai penggerak alat-alat proses, utilitas, instrumen, bengkel, ruang kontrol, penerangan dan keperluan perkantoran. Seluruh kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN. Pabrik glukosa juga menggunakan generator jenis AC generator dengan kapasitas kW. Berikut merupakam rincian kebutuhan listrik pada Pabrik Sirup Glukosa :

a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Nama Alat	Jumlah	HP	Total HP
Mixer (M-01)	1	20	20
Reaktor (RL-01)	1	15	15
Reaktor (RS-01)	1	15	15
RDVF	1	3	3
UF	1	5	5
KE	1	5	5
AE	1	5	5
Evaporator (E-01)	1	5	5
Pompa 01	2	7,5	15
Pompa 02	2	5	10
Pompa 03	2	5	10
Pompa 04	2	5	10
Pompa 05	2	5	10
Pompa 06	2	2	4
Pompa 07	2	2	4
Pompa 08	2	7,5	15
Bucket Elevator 1	1	3	3
Bucket Elevator 2	1	2	2
Bucket Elevator 3	1	3	3
Total			159

Total kebutuhan listrik alat proses = 159 HP

= 118,556 kW

b. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Tabel 5. 6 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Nama Alat	**Jumlah**	**HP**	**Total HP**
Bak koagulasi	1	2	2
Pompa (PU-01)	1	15	15
Pompa (PU-02)	1	10	10
Pompa (PU-03)	1	5	5
Pompa (PU-04)	1	10	10
Pompa (PU-05)	1	1,5	1,5
Pompa (PU-06)	1	0,25	0,25
Pompa (PU-07)	1	5	5
Pompa (PU-08)	1	5	5
Pompa (PU-09)	1	5	5
Pompa (PU-10)	1	0,5	0,5
Pompa (PU-11)	1	3	3
Pompa (PU-12)	1	1,5	1,5
Pompa (PU-13)	1	5	5
Total			68,75

Total kebutuhan listrik alat utilitas = 68,75 HP

= 51,266 kW

Total kebutuhan listrik Pabrik Sirup Glukosa secara keseluruhan dengan faktor keamanan sebesar 20% adalah 563,441 kW.

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyediaan udara tekan diperlukan untuk menggerakan instrumen-instrumen pengendali yang bekerja secara pneumatik. Fungsi dari udara tekan adalah untuk menggerakan instrumen-instrumen kontrol tersebut. Kebutuhan udara tekan dihitung berdasarkan jumlah alat control yang dipakai, yaitu *control valve*. *Control valve* yang digunakan pada produksi sirup glukosa ini adalah sebanyak 18 buah, maka jumlah udara tekan yang dibutuhkan adalah 36,547 m^3/jam.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar diperlukan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah diesel solar. Kebutuhan bahan bakar untuk *boiler* adalah sebesar 3.119,834 kg/jam dan bahan bakar untuk generator adalah sebesar 227,7 kg/jam. Bahan bakar ini diperoleh dari PT Pertamina. Pemilihan jenis bahan bakar didasarkan pada kemudahan diperoleh, berkelanjutan, dan penyimpanan yang mudah.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik sirup glukosa ini menghasilkan limbah berupa limbah padat, cair, dan gas. Limbah padat berasal daei *cake* keluaran *Rotary Drum Vacuum Filter,* sedangkan limbah cair berasal dari konsentrat *Ultrafiltration Membrane* dan limbah gas berasal dari hasil atas *Evaporator.* Limbah dari proses produksi sirup glukosa ini akan diolah lebih lanjut di Unit Pengolahan Limbah (UPL).

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Penampung Awal

Tabel 5. 7 Spesifikasi Alat Bak Penampung Awal

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Mengendapkan lumpur dan kotoran air laut
Jenis	:	Bak persegi panjang
Bahan	:	Beton Bertulang
Jumlah	:	1
Waktu Tinggal, jam	:	12
Kondisi Operasi	:	
Suhu, C	:	30
Tekanan, atm	:	1
Dimensi	:	
Volume, m3	:	14,557
Panjang, m	:	4,883
Kedalaman, m	:	1,221
Lebar, m	:	2,442
Harga	:	Rp 2.929.500.000

2. Bak Koagulasi

Tabel 5. 8 Spesifikasi Alat Bak Koagulasi

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap di bak penampung awal dengan cara menambahkan $Al_2(SO_4)^3$ dan Na_2CO_3
Jenis	:	Bak persegi panjang
Bahan	:	Beton Bertulang
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Suhu, C	:	30
Tekanan, atm	:	1

Dimensi		
Volume, m3	:	219,199
Panjang, m	:	-
Diamter, m		6,536
Tinggi, m	:	6,536
Lebar, m	:	-
Harga	:	Rp 569.625.000

3. *Sand Filter*

Tabel 5. 9 Spesifikasi Alat Sand Filter

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Mengendapkan lumpur dan kotoran air laut
Jenis	:	Bak persegi panjang
Bahan	:	Beton Bertulang
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi	:	
Suhu, C	:	30
Tekanan, atm	:	1
Dimensi		
Volume, m3	:	164,399
Lebar, m	:	-
Diameter, m	:	4,138
Tinggi, m	:	8,276
Panjang, m	:	-
Harga	:	Rp 4.882.500.000

4. *Reverse Osmosis*

Tabel 5. 10 Spesifikasi Alat Reverse Osmosis

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Mengendapkan lumpur dan kotoran air laut
Jenis	:	Bak persegi panjang
Bahan	:	Beton Bertulang

Jumlah	:	1
Kondisi Operasi	:	
Suhu, C	:	30
Tekanan, atm	:	1
pH	:	2-11
Ketahanan terhadap bakteri	:	Sangat Kuat
Ketahanan terhadap klorin	:	0,1 ppm
Harga	:	Rp 58.590.000

5. Bak Penampung Sementara

Tabel 5. 11 Spesifikasi Alat Bak Penampung Sementara

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Menyimpan air untuk kebutuhan air proses, air pendingin, dan BFW
Jenis	:	Bak persegi panjang
Bahan	:	Beton Bertulang
Jumlah	:	1
Waktu Tinggal, jam	:	2
Kondisi Operasi		
Suhu, C	:	30
Tekanan, atm	:	1
Dimensi		
Volume, m3	:	394,558
Panjang, m	:	13,242
Tinggi, m	:	6,621
Lebar, m	:	13,242
Harga	:	Rp 813.750.000

6. Tangki Klorinasi

Tabel 5. 12 Spesifikasi Alat Tangki Klorinasi

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Sebagai tempat mereaksikan air sanitasi dengan disenfektan berupa $Ca(ClO)_2$
Jenis	:	Bak persegi panjang
Bahan	:	Beton Bertulang
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Suhu, C	:	30
Tekanan, atm	:	1
Dimensi		
Volume, m3	:	0,083
Diameter, m	:	0,375
Tinggi, m	:	0,749
Lebar, m	:	-
Harga	:	Rp 439.425.000

7. Tangki Air Sanitasi

Tabel 5. 13 Spesifikasi Alat Tangki Sanitasi

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Sebagai tempat menampung air untuk kebutuhan sanitasi dan *service water*
Jenis	:	Tangki Silinder
Bahan	:	*Stainless Steel SA-167, type 304*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Suhu, C	:	30
Tekanan, atm	:	1

Dimensi		
Volume, m3	:	165,888
Diameter, m	:	5,956
Tinggi,m	:	5,956
Panjang, m	:	5,258
Lebar, m	:	3,505
Harga	:	

8. Tangki Penyimpanan Air Pendingin

Tabel 5. 14 Spesifikasi Alat Penyimpanan Air Pendingin

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Sebagai tempat menampung air untuk kebutuhan air pendingin
Jenis	:	Tangki Silinder
Bahan	:	*Stainless Steel SA-167, type 304*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Suhu, C	:	30
Tekanan, atm	:	1
Dimensi		
Volume, m3	:	81,802
Diameter, m	:	9,144
Tinggi,m	:	13,716
Harga	:	Rp 602.175.000

9. *Cooling Tower*

Tabel 5. 15 Spesifikasi Alat Cooling Tower

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Sebagai tempat menampung air untuk kebutuhan air pendingin
Jenis	:	Tangki Silinder
Bahan	:	*Stainless Steel SA-167, type 304*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Suhu, C	:	30
Tekanan, atm	:	1

Dimensi		
Volume, m3	:	81,802
Diameter, m	:	9,144
Tinggi,m	:	13,716
Harga	:	Rp 60.217.000

10. Kation Exchanger

Tabel 5. 16 Spesifikasi Alat Kation Exchanger

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Mengangkat ion-ion positif dari air
Jenis	:	*Down flow cation exchanger*
Bahan	:	*Stainless Steel SA-167, type 304*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Suhu, C	:	30
Tekanan, atm	:	1
Dimensi		
Diameter, m	:	3,508
Tinggi, m	:	0,908
Harga	:	Rp 2.221.537

11. Anion Exchanger

Tabel 5. 17 Spesifikasi Alat Anion Exchanger

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Mengangkat ion-ion negatif dari air
Jenis	:	*Down flow anion exchanger*
Bahan	:	*Stainless Steel SA-167, type 304*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Suhu, C	:	30
Tekanan, atm	:	1
Dimensi		

Diameter, m	:	1,738
Tinggi, m	:	1,201
Harga	:	Rp 2.156.437.500

12. Deaerator

Tabel 5. 18 Spesifikasi Alat Deaerator

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Mengurangi kadar gas-gas terlarut (O2 dan CO2) pada BFW (*boiler feed water)* untuk mengatasi terjadinya kerusakan *compartment internal boiler*
Jenis	:	*Tangki* silinder vertikal
Bahan	:	*Stainless Steel SA-167, type 304*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Suhu, C	:	30
Tekanan, atm	:	1
Dimensi		
Volume, m3	:	8,692
Diameter, m	:	7,62
Tebal *shell,* in	:	0,5
Jenis *head*	:	*Torespherical Head*
Tebal head, in	:	0,4375
Tinggi total, m	:	9,535
Harga	:	

13. Boiler

Tabel 5. 19 Spesifikasi Alat Boiler

Spesifikasi Umum		
Fungsi	:	Mengasilkan air *steam* menjadi umpan *heater*
Jenis	:	*Fire Tube Boiler*
Bahan	:	*Stainless Steel SA-167, type 304*
Jumlah	:	1
Kondisi Operasi		
Suhu, °C	:	30
Tekanan, atm	:	1
Dimensi		
Luas perpindahan panas, m3	:	94,845
Kapasitas, kJ/jam	:	2113,2
Volume bahan bakar, L/jam	:	721,096
Harga	:	Rp 5.696.250.000

Tabel 5. 20 Spesifikasi Alat Tranportasi Bahan Utilitas

Spesifikasi	**Pompa**			
Kode Alat	**PU-01**	**PU-02**	**PU-03**	**PU-04**
Fungsi	Memompa air sungai menuju bak pengendap awal (BU-01)	Memompa air dari bak pengendap awal (BU-01) menuju bak pengendap koagulasi (BU-02)	Memompa air dari bak pengendap koagulasi (BU-02) menuju sand Filter	Memompa air dari reverse osmosis ke bak penampungan sementara (BU-04)
Bahan yang dipompa	Air	Air	Air	Air
Viskositas (cP)	0,815	0,815	0,815	0,815
Densitas (Kg/m3)	1022,875	1022,875	1022,875	1022,875
Tekanan (atm)	1	1	1	1
Kapasitas (m3/jam)	196,439	178,581	160,723	160,723
Pump Head (m)	52,230	45,536	17,775	32,927
Suhu Fluida °C	30	30	30	30

Spesifikasi	**Pompa**			
Kode Alat	**PU-01**	**PU-02**	**PU-03**	**PU-04**
Jenis Aliran	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*
Daya Pompa (HP)	15	10	5	10
Jumlah	1	1	1	10
Material	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*
Harga	Rp 273.420.000	Rp 273.420.000	Rp 273.420.000	Rp 273.420.000

Tabel 5.10 lanjutan

Spesifikasi	**Pompa**			
Kode Alat	**PU-05**	**PU-06**	**PU-07**	**PU-08**
Fungsi	Memompa air dar bak penampungan sementara (BU-04) ke tangki klorinasi	Memompa air dari tangki klorinasi ke tangki penyimpanan air sanitasi	Memompa air dari bak penampungan sementara (BU-04) ke tangki umpan air pendingin	Memompa air dari tangki penyimpanan air pendingin ke cooling tower
Bahan yang dipompa	Air	Air	Air	Air
Viskositas (cP)	0,815	0,815	0,815	0,815
Densitas (Kg/m3)	1022,875	1022,875	1022,875	1022,875
Tekanan (atm)	1,000	1,000	1,000	1,000
Kapasitas (m3/jam)	5,631	5,631	133,287	133,287
Pump Head (m)	89,708	25,881	41,785	114,975
Suhu Fluida °C	30	30	30	30
Jenis Aliran	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*
Daya Pompa (HP)	1,5	0,25	5	5
Jumlah	1	1	1	1

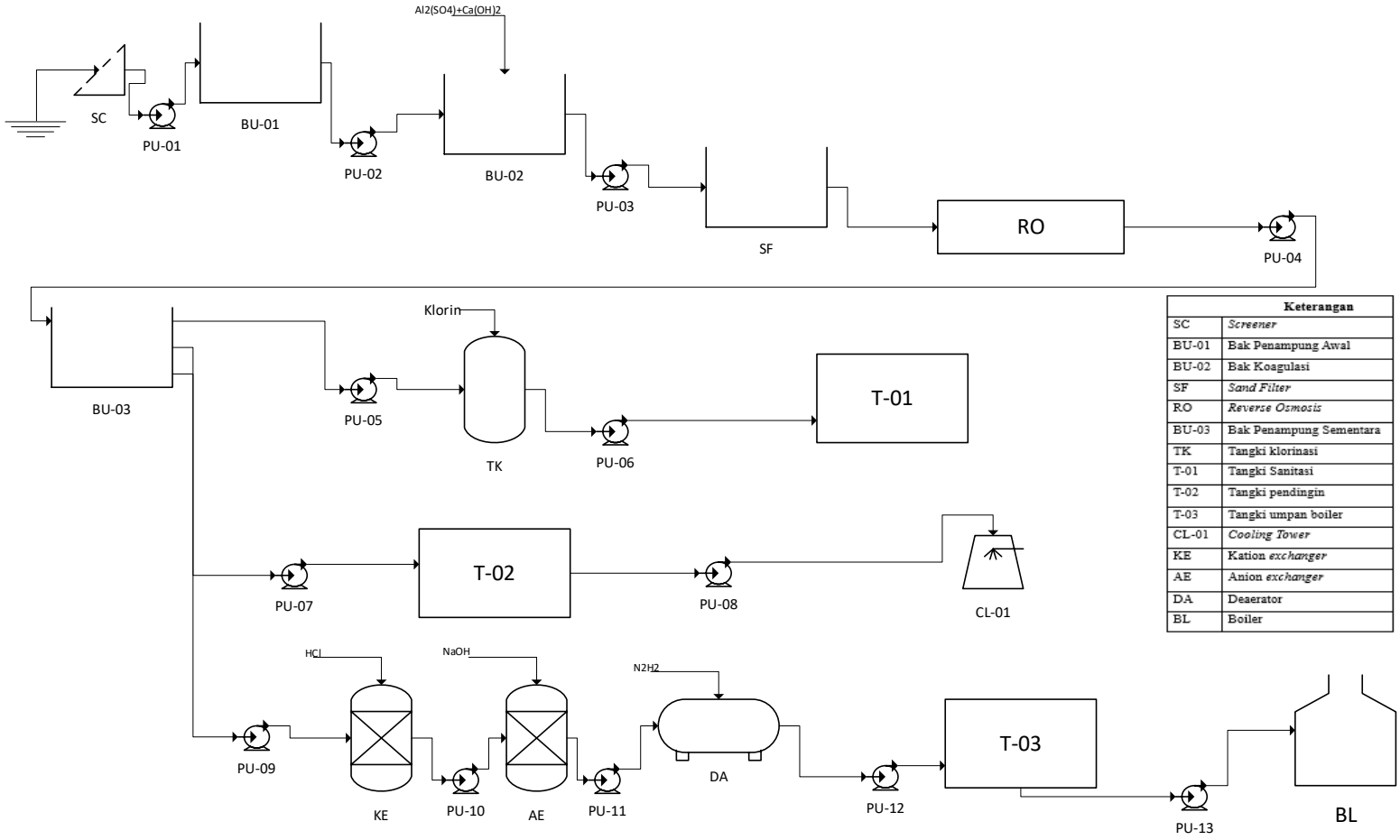
Spesifikasi	**Pompa**			
Kode Alat	**PU-05**	**PU-06**	**PU-07**	**PU-08**
Material	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*
Harga	Rp 87.885.000	Rp 87.885.000	Rp 242.497.500	Rp 242.497.500

Tabel 5.10 lanjutan

Spesifikasi	**Pompa**				
Kode Alat	**PU-09**	**PU-10**	**PU-11**	**PU-12**	**PU-13**
Fungsi	Memompa air dari bak penampungan sementara (BU-04) ke kation exchanger (KE-01)	Memompa air dari ke kation exchanger (KE-01) ke Anion Exchnger (AE-01)	Memompa air dari Anion Exchnger (AE-01) ke Deaerator (DA-01)	Memompa air dari Deaerator (DA-01) ke Tangki Penyimpanan Umpan Boiler (T-03)	Memompa air dari Tangki Penyimpanan Umpan Boiler (T-03) ke Boiler (BL-01)
Bahan yang dipompa	Air	Air	Air	Air	Air
Viskositas (cP)	0,815	0,815	0,815	0,815	0,815
Densitas (Kg/m3)	1022,875	1022,875	1022,875	1022,875	1022,875
Tekanan (atm)	1	1	1	1	1
Kapasitas (m3/jam)	23,604	23,604	28,325	23,604	28,325
Pump Head (m)	75,504	15,285	43,757	46,693	91,441
Suhu Fluida °C	30	30	30	30	30
Jenis Aliran	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*	*Turbulent Flow*
Daya Pompa (HP)	5	0,5	3	1,5	5
Jumlah	1	1	1	1	1

Spesifikasi	**Pompa**				
Kode Alat	**PU-09**	**PU-10**	**PU-11**	**PU-12**	**PU-13**
Material	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*	*Stainless Steel SA-240 Grade 316*
Harga	Rp 135.082.500	Rp 135.082.500	Rp 135.082.500	Rp 135.082.500	Rp 135.082.500

DIAGRAM UNIT PENGOLAHAN AIR
PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PATI JAGUNG



Keterangan	
SC	*Screener*
BU-01	Bak Penampung Awal
BU-02	Bak Koagulasi
SF	*Sand Filter*
RO	*Reverse Osmosis*
BU-03	Bak Penampung Sementara
TK	Tangki klorinasi
T-01	Tangki Sanitasi
T-02	Tangki pendingin
T-03	Tangki umpan boiler
CL-01	*Cooling Tower*
KE	Kation *exchanger*
AE	Anion *exchanger*
DA	Deaerator
BL	Boiler

Gambar 5. 1 Diagram Unit Pengolahan Air

BAB VI
EVALUASI EKONOMI

Analisa ekonomi diperlukan dalam mrancang suatu pabrik. Tujuan dilakukan analisa ekonomi adalah untuk memperkirakan kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi. Analisa ini meliputi peninjauan terhadap kebutuhan modal investasi, perkiraan keuntungan yang akan didapatkan, waktu pengembalian modal, dan identifikasi titik impas dimaan modal total biaya produksi sama dengan pendapatan yang diperoleh. Evaluasi ekonomi juga bertujuan untuk menilai apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak layak untuk dilanjutkan. Beberapa faktor yang dapat diperhitungkan dalam evaluasi ekonomi, antara lain :

1. *Return On Invesment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Event Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum melakukan analisa ekonomi, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal, antara lain :

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Invesment)*

   Penentuan modal industri terdiri dari :

   a. Modal tetap (*Fixed Cost)*

   b. Modal Kerja (*Working Capital Cost)*

2. Penentuan Biaya Produksi *(Total Production Cost)*

   Penentuan biaya produksi teridiri dari :

   a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost)*

   b. Biaya pengeluaran umum *(General Expenses)*

   c. Pendapatan modal

   Hal yang perlu diperkirakan untuk mengetahui titik impas dari suatu pabrik antara lain :

a. Biaya tetep (*Fixed Cost)*

b. Biaya variabel (*Variable Cost)*

c. Biaya mengambang (*Regulated Cost)*

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga alat cenderung berubah seiring dengan perubahan waktu yang dipengaruhi oleh kondisi ekonomi. Oleh karena itu, diperlukan metode untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dengan mempertimbangkan indeks harga peralatan pada tahun tersebut. Pabrik sirup glukosa akan didirikan pada tahun 2028, sehingga indeks harga pada tahun 2028 dapat diperkirakan melalui data indeks dari tahun-tahun sebelumya. Indeks harga pada tahun perencaan ditentukan dengan regresi linear terhadap indeks harga tahun sebelumnya. Data indeks harga tersebut didapat dari *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI).*

Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat

Tahun	Indeks
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8

Tahun	Indeks
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	776,3
2022	671,93
2023	683,93
2024	695,93
2025	707,92
2026	719,92

Tahun	Indeks
2027	731,92
2028	743,92

Berdasarkan indeks harga diatas, diperoleh persamaan metode regresi linear sebagai berikut :

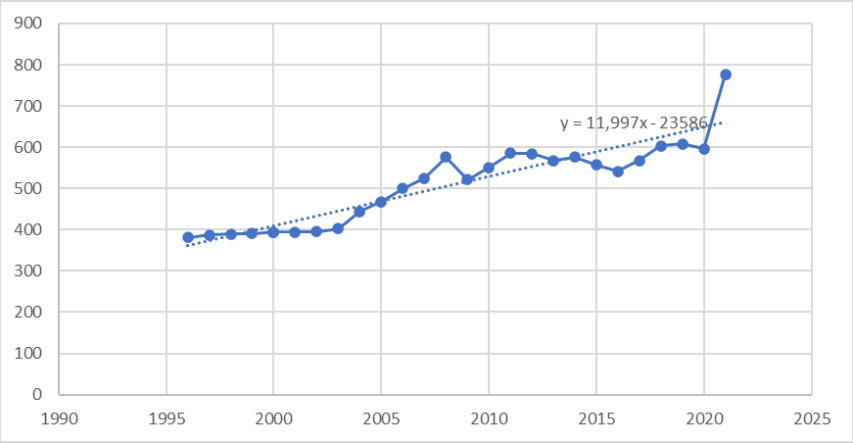
Y = 11,997x – 23.586

Dimana :

Y = indeks harga

X = tahun pembelian

Berikut ini merupakan grafik hubungan antara tahun dan indeks harga yang ditunjukkan pada Gambar



Gambar 6. 1 Grafik Linear Indeks Harga

Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga.

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

Dimana :

Ex = harga alat pada tahun x

Ey = harga alat pada tahun y

Nx = indeks harga pada tahun x

Ny = indeks harga pada tahun y

(Aries Newton, 1995)

Berikut daftar harga alat proses dan alat utilitas dapat dilihat pada tabel 6.2.

Tabel 6. 2 Daftar Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY	CX
				2014	2028	2014	2028
1	Mixer	M-01	1	576,1	743,92	Rp 5.370.750.000	Rp 6.935.231.482
2	Reaktor	RL-01	1	576,1	743,92	Rp 6.900.600.000	Rp 8.910.721.662
3	Reaktor	RS-02	1	576,1	743,92	Rp 5.461.890.000	Rp 7.052.920.259
4	Rotary Vacuum Filter	RDVF-01	1	576,1	743,92	Rp 7.128.450.000	Rp 9.204.943.604
5	Ultrafiltrasi	UF-01	1	576,1	743,92	Rp 122.062.500	Rp 157.618.897
6	Kation Exchanger	KE-01	1	576,1	743,92	Rp 2.245.950.000	Rp 2.900.187.711
7	Anion Exchanger	AE-01	1	576,1	743,92	Rp 2.245.950.000	Rp 2.900.187.711
8	Evaporator	EV-01	1	576,1	743,92	Rp 2.636.550.000	Rp 3.404.568.182
9	Heater	H-01	1	576,1	743,92	Rp 797.475.000	Rp 1.029.776.796
10	Cooler	C-01	1	576,1	743,92	Rp 17.902.500	Rp 23.117.438
11	Cooler	C-02	1	576,1	743,92	Rp 39.060.000	Rp 50.438.047
9	Silo penyimpanan	S-01	1	576,1	743,92	Rp 58.590.000	Rp 75.657.071
19	Silo penyimpanan	S-02	1	576,1	743,92	Rp 151.357.500	Rp 195.447.433
11	Tangki penyimpanan	T-01	1	576,1	743,92	Rp 19.530.000	Rp 25.219.024
12	Tangki penyimpanan	T-02	1	576,1	743,92	Rp 6.853.402.500	Rp 8.849.775.689
13	Tangki penyimpanan	T-03	1	576,1	743,92	Rp 543.585.000	Rp 701.929.489
14	Tangki penyimpanan	T-04	1	576,1	743,92	Rp 107.415.000	Rp 138.704.630

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY	CX
				2014	2028	2014	2028
15	Tangki penyimpanan	T-05	1	576,1	743,92	Rp 6.853.402.500	Rp 8.849.775.689
16	Bucket Elevator	BE-01	1	576,1	743,92	Rp 201.810.000	Rp 260.596.577
17	Bucket Elevator	BE-2	1	576,1	743,92	Rp 195.300.000	Rp 252.190.236
18	Bucket Elevator	BE-03	1	576,1	743,92	Rp 195.300.000	Rp 252.190.236
19	Pompa	P-01	2	576,1	743,92	Rp 247.380.000	Rp 638.881.930
20	Pompa	P-02	2	576,1	743,92	Rp 247.380.000	Rp 638.881.930
21	Pompa	P-03	2	576,1	743,92	Rp 247.380.000	Rp 638.881.930
22	Pompa	P-04	2	576,1	743,92	Rp 247.380.000	Rp 638.881.930
23	Pompa	P-05	2	576,1	743,92	Rp 247.380.000	Rp 638.881.930
24	Pompa	P-06	2	576,1	743,92	Rp 247.380.000	Rp 638.881.930
25	Pompa	P-07	2	576,1	743,92	Rp 247.380.000	Rp 638.881.930
26	Pompa	P-08	2	576,1	743,92	Rp 247.380.000	Rp 638.881.930
Total							Rp 67.282.253.306

Tabel 6. 3 Daftar Harga Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	NY	NX	CY	CX
			2014	2018	2014	2028
1	Screening	1	576,1	743,92	Rp323.872.500	Rp418.215.474
2	Flokulator	1	576,1	743,92	Rp2.929.500.000	Rp3.782.853.536
3	Bak Pengendap	1	576,1	743,92	Rp569.625.000	Rp735.554.854
4	Sand Filter	1	576,1	743,92	Rp4.882.500.000	Rp6.304.755.893
5	Reverse Osmosis	1	576,1	743,92	Rp58.590.000	Rp75.657.071
6	Bak Utama	1	576,1	743,92	Rp813.750.000	Rp1.050.792.649
7	Tangki air proses	1	576,1	743,92	Rp439.425.000	Rp567.428.030
9	Tangki air pendingin	1	576,1	743,92	Rp602.175.000	Rp777.586.560
10	Tangki Umpan Boiler	1	576,1	743,92	Rp651.000.000	Rp840.634.119
11	Cooling Tower	1	576,1	743,92	Rp60.217.500	Rp77.758.656
12	Kation Exchanger	1	576,1	743,92	Rp2.221.537.500	Rp2.868.663.931
13	Anion Exchanger	1	576,1	743,92	Rp2.156.437.500	Rp2.784.600.519
14	Boiler	1	576,1	743,92	Rp5.696.250.000	Rp7.355.548.542
15	Pompa Utilitas-01	1	576,1	743,92	Rp273.420.000	Rp353.066.330
16	Pompa Utilitas-02	1	576,1	743,92	Rp273.420.000	Rp353.066.330

No	Nama Alat	Jumlah	NY	NX	CY	CX
			2014	2018	2014	2028
17	Pompa Utilitas-03	1	576,1	743,92	Rp273.420.000	Rp353.066.330
18	Pompa Utilitas-04	1	576,1	743,92	Rp273.420.000	Rp353.066.330
19	Pompa Utilitas-05	1	576,1	743,92	Rp87.885.000	Rp113.485.606
20	Pompa Utilitas-06	1	576,1	743,92	Rp87.885.000	Rp113.485.606
21	Pompa Utilitas-07	1	576,1	743,92	Rp242.497.500	Rp313.136.209
22	Pompa Utilitas-08	1	576,1	743,92	Rp242.497.500	Rp313.136.209
23	Pompa Utilitas-09	1	576,1	743,92	Rp135.082.500	Rp174.431.580
24	Pompa Utilitas-10	1	576,1	743,92	Rp135.082.500	Rp174.431.580
25	Pompa Utilitas-11	1	576,1	743,92	Rp135.082.500	Rp174.431.580
26	Pompa Utilitas-12	1	576,1	743,92	Rp135.082.500	Rp174.431.580
27	Pompa Utilitas-13	1	576,1	743,92	Rp135.082.500	Rp174.431.580
28	Pompa Utilitas-14	1	576,1	743,92	Rp148.102.500	Rp191.244.262
29	Pompa Utilitas-15	1	576,1	743,92	Rp148.102.500	Rp191.244.262
30	Pompa Utilitas-16	1	576,1	743,92	Rp148.102.500	Rp191.244.262
	Total					Rp31.351.449.471

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi sirup glukosa = 24.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur alat = 10 tahun

Tahun pabrik didirikan = 2028

Kurs 20 Februari 2025 = 1 US$ Rp. 16.275

6.3 Perhitungan Biaya

Untuk memperhitungkan biaya yang diperlukan dalam mendirikan suatu pabrik, diperlukan beberapa tahapan perhitungan agar pabrik tersebut dapat dikatakan layak secara ekonomis. Tahapan yang dilakukan adalah sebagai berikut :

6.3.1 Modal (Capital Invesment)

Capital Invesment adalah banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk mengoprasikannya. *Capital Invesment* terdiri dari :

a. Fixed Capital Invesment

Fixed Capital Invesment adalah pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas dan operasi pabrik. *Fixed Capital Invesment* terdiri dari *Purchase Equipment Cost, Delivered Equipment Cost, Installation Cost, Pipping Cost, Instrumentation Cost, Insulation Cost,* Listrik, *Building Cost.* Berikut merupakan perhitungan masing-masing :

Tabel 6. 4 Physical Plant Cost (PPC)

No	***Type of Capital Investment***	**Harga (Rp)**	
1	*Purchased Equipment cost*	Rp	104.469.828.721
2	*Delivered Equipment Cost*	Rp	26.117.457.180
3	Instalasi cost	Rp	44.922.026.350
4	Pemipaan	Rp	37.609.138.340
5	Instrumentasi	Rp	9.402.284.585
6	Insulasi	Rp	8.357.586.298
7	Listrik	Rp	10.446.982.872
8	Bangunan	Rp	57.150.000.000
9	*Land & Yard Improvement*	Rp	60.960.000.000
Physical Plant Cost (PPC)		**Rp**	**359.435.304.345**

Tabel 6. 5 Direct Plant Cost (DPC)

No	***Type of Capital Investment***	**Harga (Rp)**	
1	Teknik dan Konstruksi	Rp	71.887.060.869
Total (DPC + PPC)		**Rp**	**431.322.365.215**

Tabel 6. 6 Fixed Capital Invesment

No	*Type of Capital Investment*	Harga (Rp)	
1	Total DPC + PPC	Rp	431.322.365.215
2	Kontraktor	Rp	21.566.118.261
`3	Biaya tak terduga	Rp	43.132.236.521
Fixed Capital Investment (FCI)		**Rp**	**496.020.719.997**

b. Working Capital Invesment

Working Capital Invesment adalah biaya pengeluaran untuk menjalankan pabrik secara normal yang meliputi *Raw Material Inventory, Inproses Inventory, Product Inventory, Extended Credit, Available Cash.* Dengan rincian sebagai berikut :

Tabel 6. 7 Working Capital Invesment

No	*Type of Expense*	Harga (Rp)	
1	*Raw Material Inventory*	Rp	85.039.591.012
2	*In Process Inventory*	Rp	76.082.000.581
3	*Product Inventory*	Rp	152.164.001.161
4	*Extended Credit*	Rp	189.818.179.920
5	*Available Cash*	Rp	152.164.001.161
Working Capital (WC)		**Rp**	**655.267.773.835**

6.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan jumlah *direct, indirect, and fixed manufacturing cost* yang berkaitan dalam pembuatan produk.

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct manufacturing cost adalah biaya pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk yang meliputi *Raw material, Labor cost, supervisor, maintenance cost, plant supplies, royalties and patent,* dan utilitas.

Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost (DPC)

No	*Type of Expense*	Harga (Rp)	
1	*Raw Material*	Rp	311.811.833.711
2	*Labor*	Rp	11.752.800.000
3	*Supervision*	Rp	1.175.280.000
4	*Maintenance*	Rp	9.920.414.400
5	*Plant Supplies*	Rp	1.488.062.160
6	*Royalty and Patents*	Rp	69.599.999.304
7	*Utilities*	Rp	19.209.402.846
Direct Manufacturing Cost (DPC)		**Rp**	**424.957.792.421**

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect Manufacturing Cost adalah biaya yang dikeluarkan sebagai akibat tidak langsung kerena operasional pabrik yang meliputi *Payroll overhead, laboratory, Plant overhead,* dan *Packing dan shipping.*

Tabel 6. 9 Indirect Manufacturimg Cost (IMC)

No	*Type of Expense*	Harga (Rp)	
1	*Payroll Overhead*	Rp	1.762.920.000
2	*Laboratory*	Rp	1.175.280.000
3	*Plant Overhead*	Rp	5.876.400.000
4	*Packaging and Shipping*	Rp	69.599.999.304
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		**Rp**	**78.414.599.304**

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost adalah biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi yang meliputi Deprisiasi, *Property Tax,* dan *Insurance.*

Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	*Type of Expense*	Harga (Rp)
1	*Depreciation*	Rp 39.681.657.600
2	*Property taxes*	Rp 9.920.414.400
3	*Insurance*	Rp 4.960.207.200
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		**Rp 54.562.279.200**

Total manufacturing cost **=** *Direct Manufacturing Cost + Indirect Manufacturing Cost + Fixed Manufacturing Cost =* ***Rp*** **557.934.670.952**

6.3.3 General Expenses

General Expenses adalah pengeluaran umum yang meliputi pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahan yang tidak termasuk *manufacturing cost* yang meliputi *Administration, Sales Expenses, Research,* dan *Finance.*

Tabel 6. 11 General Expense (GE)

No	*Type of Expense*	Harga (Rp)
1	*Administration*	Rp 11.158.693.418
2	*Sales expense*	Rp 27.896.733.546
3	*Research*	Rp 11.158.693.418
4	*Finance*	Rp 23.025.769.877
General Expense (GE)		**Rp 73.239.890.260**

Hasil perhitungan *Total Production Cost* ditunjukkan pada tabel 6.12.

Tabel 6. 12 Total Production Cost (TPC)

No	*Type of Expense*	Harga (Rp)
1	*Manufacturing Cost (MC)*	Rp 557.934.670.925
2	*General Expense (GE)*	Rp 73.239.890.260
Total Production Cost (TPC)		**Rp 631.174.561.185**

6.4 Analisis Risiko Pabrik

Tabel 6. 13 Analisis Risiko Pabrik Sirup Glukosa

No	Parameter Resiko	Deskripsi	Resiko
1	Kondisi Operasi	Suhu :30 - 100 C	Rendah
		Tekanan : 1 atm	Rendah
2	Bahan Baku dan Bahan Pendukung yang digunakan		
-	Pati Jagung	Toksisitas : Rendah	Rendah
		Explosion limits : Tidak mudah meledak	Rendah
		Flammability : Tidak mudah terbakar	Rendah
		Stabilitas : stabil	Rendah
-	CaCl2	Toksisitas : Rendah	Rendah
		Explosion limits : Tidak mudah meledak	Rendah
		Flammability : Tidak mudah terbakar	Rendah
		Stabilitas : stabil	Rendah
-	HCl	Toksisitas : Rendah	Rendah
		Explosion limits : Tidak mudah meledak	Rendah
		Flammability : Tidak mudah terbakar	Rendah
		Stabilitas : stabil	Rendah
-	Enzim alpha-amilase	Toksisitas : Rendah	Rendah
		Explosion limits : Tidak mudah meledak	Rendah
		Flammability : Tidak mudah terbakar	Rendah
		Stabilitas : stabil	Rendah
-	Enzim Glukoamilase	Toksisitas : Rendah	Rendah
		Explosion limits : Tidak mudah meledak	Rendah
		Flammability : Tidak mudah terbakar	Rendah
		Stabilitas : stabil	Rendah

No	Parameter Resiko	Deskripsi	Resiko
-	Sirup Glukosa	Toksisitas : Rendah	Rendah
		Explosion limits : Tidak mudah meledak	Rendah
		Flammability : Tidak mudah terbakar	Rendah
		Stabilitas : stabil	Rendah

Dari parameter diatas, dapat disimpulkan bahwa Pabrik Sirup Glukosa yang akan didirikan memiliki risiko pabrik yang rendah.

6.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk mengetahui keuntungan atau laba yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga pabrik dapat dikategorikan potensial atau tidak. Untuk menyatakan kelayakan dapat dilakukan dengan cara sebagai berikut :

6.5.1 Return On Investment (ROI)

Return On Invesment adalah tingkat keuntungan yang dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan (ROI). Digunakan sebagai bahan pertimbangan dikarenakan dapat menunjukkan berapa lama pengembalian investasi berdasarkan keuntungan dalam perhitungan.

Keuntungan atau laba dapat dihitung berdasarkan *annual sales (Sa)* dan total *Manufacturing Cost. Finance* akan dihitung sebagai bahan untuk pengembalian investasi selama pembangunan pabrik. *Finance* akan berkontribusi terhadap *cash flow* dari pabrik.

Return On Invesment dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut :

$$\textbf{ROI}\ sebelum\ pajak = \frac{Profit\ before\ taxes}{Fixed\ Capital\ Invesment}\ x\ 100\%$$

$$\textbf{ROI}\ setelah\ pajak = \frac{Profit\ after\ taxes}{Fixed\ Capital\ Invesment}\ x\ 100\%$$

6.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini digunakanuntuk mengatahui berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali. POT dalam dihitung dengan rumus sebagai berikut :

$$\textbf{POT}\ sebelum\ pajak = \frac{Fixed\ Capital\ Invesment}{Profit\ before\ taxes + Depriciation}\ x\ 100\%$$

$$\textbf{POT}\ setelah\ pajak = \frac{Fixed\ Capital\ Invesment}{Profit\ after\ taxes + Depriciation}\ x\ 100\%$$

6.5.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik impas produksi yang menunjukkan perpotongan antara garis *total cost* dan *sales.* Dimana pabrik tidak memperoleh keuntungan maupun kerugian dari hasil penjualan produk sehingga dapat dikatakan perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan. BEP dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut :

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

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Tabel 6. 14 Annual Fixed Cost (Fa)

No	***Type of Expense***	**Harga (Rp)**	
1	*Depreciation*	Rp	39.681.657.600
2	*Property taxes*	Rp	9.920.414.400
3	*Insurance*	Rp	4.960.207.200
Fixed Cost (Fa)		**Rp**	**54.562.279.200**

Tabel 6. 15 Annual Variable Cost (Va)

No	***Type of Expense***	**Harga (Rp)**	
1	*Raw material*	Rp	311.811.833.711
2	*Packaging & shipping*	Rp	69.599.999.304
3	*Utilities*	Rp	19.209.402.846
4	*Royalties and Patents*	Rp	69.599.999.304
Variable Cost (Va)		**Rp**	**470.221.235.165**

Tabel 6. 16 Annual Regulated Cost (Ra)

No	***Type of Expense***	**Harga (Rp)**	
1	*Labor cost*	Rp	11.752.800.000
2	*Plant overhead*	Rp	5.876.400.000
3	*Payroll overhead*	Rp	1.762.920.000
4	*Supervision*	Rp	1.175.280.000
5	*Laboratory*	Rp	1.175.280.000
6	*Administration*	Rp	11.158.693.418
7	*Finance*	Rp	23.025.769.877

No	*Type of Expense*	Harga (Rp)
8	*Sales expense*	Rp 27.896.733.546
9	*Research*	Rp 11.158.693.418
10	*Maintenance*	Rp 9.920.414.400
11	*Plant supplies*	Rp 1.488.062.160
Regulated Cost (Ra)		**Rp 106.391.046.820**

Dari data-data tersebut digunakan untuk menghitung nilai BEP yaitu :

BEP = 57%

Nilai tersebut menunjukkan Pabrik Sirup Glukosa dengan kapasitas 24.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

6.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost.* SDP dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut :

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

SDP = Nilai SDP yang diperoleh adalah 21%

6.5.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Evaluasi keuntungan dengan cara *Discounted Cash Flow Rate* menggunakan nilai uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*present value).* DCFR dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut :

DCFR=$(FC + WC)(1 + i)n = CF[(1 + i)n - 1 + (1 + i)n - 2+. . . (1 + i) +] + SV + WC = S$

Dimana :

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

CF = *Annual Cash Flow*

i = *Discounted Cash Flow rate*

n = umur pabrik

Umur pabrik = 10 tahun

Sehingga perhitungan dari data tersebut adalah sebagai berikut :

FC = Rp 496.020.179.997

WC = Rp 655.267.773.835

SV = Rp 39.681.657.600

CF = Rp 114.567.772.961

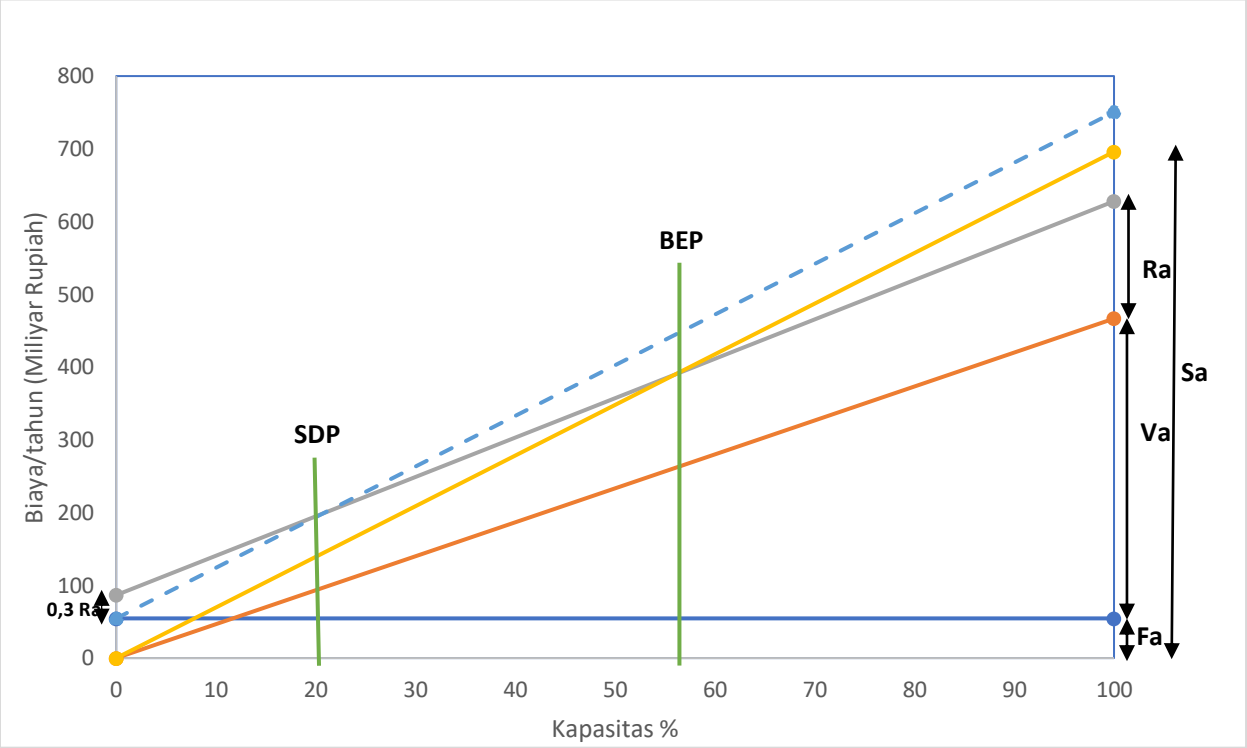
n = 10 Tahum

Sehingga diperoleh trial &error dapat dihitung nilai DCFR. Nilai DCFR adalah sebagai berikut :

DCFR (i) = 9%

Nilai bunga bank pinjaman bank BRI sebesar 4%, sehingga bunga minimum sebesar 6%. Dibandingkan dengan bunga minimum, nilai DCFR yang didapatkan masih lebih besar, sehingga menurut niali DCFR pabrik layak untuk didirikan.

Dengan beberapa analisa ekonomi, didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut :



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII
KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berikut merupakan kesimpulan dari prarancangan pabrik sirup glukosa :

1. Pendirian pabrik sirup glukosa dengan kapasitas 24.000 ton/tahun didasarkan untuk memenuhi kebutuhan sirup glukosa di Indonesia, menciptakan lapangan pekerjaan yang baru, dan mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri.
2. Pabrik sirup glukosa berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yang akan didirikan di Cilegon, Jawa Barat pada tahun 2028 dengan produksi selama 330 hari selama satu tahun.
3. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi yang telah dilakukan pada pabrik ini menunjukkan :
    a. Keuntungan sebelum pajak adalah Rp 64.825.431.885
    b. Keuntungan setelah pajak adalah Rp 51.860.345.484
    c. ROI sebelum pajak adalah 13,069%

       ROI setelah pajak adalah 10,455%
    d. POT sebelum pajak adalah 4,476

       POT setelah pajak adalah 5,418

e. Nilai BEP yang dihasilkan sebesar 57% dan nilai SDP sebesar 21%. BEP untuk pabrik kimia berkisar antara 40% - 60% sedangkan untuk SDP berkisar antara 20% - 30%

f. Nilai DCFR pada pabrik adalah sebesar 9%.

Dari data analisis ekonomi diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik sirup glukosa dengan kapasitas 24.000 ton/tahun layak untuk didirikan karena memiliki tolak ukur ekonomi yang menguntungkan.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep – konsep daar untuk dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia, diantaranya adalah sebagai berikut :

1. Perancangan suatu pabrik kimia tidak pernah lepas dari produksi limbah. Limbah yang dihasilakn dapat diolah kembali dengan sebagaimana semestinya untuk menghindari adanya pencemaran di lingkungan sekitar pabrik. Oleh karena itu diharapkan perkembangan pabrik-pabrik kimia yang ramah lingkungan.
2. Optimasi pemilihan yang meliputi alat proses dan bahan baku harus diperhatikan untuk menekan biaya operasi. Dengan demikian keuntungan yang dihasilkan ada lebih optimal.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R. S., and R. D. Newton. 1995. *Chemical Engineering Cost Estimation.* New York : McGraw Hill Book Company

Badan Pusat Statistik. 2023. https://www.bps.go.id. Diakses 20 Desember 2023

Badan Standarisasi Nasional. 1992. Sirup Glukosa. SNI 01-2978-1992. Pusat Standarisasi Industri. Departemen Perindustrian.

Brown, G.G. 1973. *Unit Operations.* Modern Asia ed. Tokyo, Japan: Tuttle Company Inc.

Brownell, L.E., and Young, E.H. 1979. *Process Equipment Design.* John Wiley and sons Inc, New York.

Coulson, J. M., and J.F. Richardson. 1983. *Chemical Equipment Design,* Vol.6. New York: John Wiley and Sons Inc

Dyartanti, Endah Retno, et al. "PENGARUH KONSENTRASI KATALIS ENZIM GLUKOAMILASE (ASPERGILLUS NIGER) TERHADAP KONSENTRASI PRODUK GLUKOSA PADA KINETIKA REAKSI SIMULTAN SAKARIFIKASI DAN FERMENTASI BIOETANOLDARI SORGUM (SORGHUM BICOLOR L.)." *EKUILIBRIUM* 10.1: 43-48.

Fathimah, S., Idiawati, N., Adhitiyawarman. dan Arianie, L. 2014. Penentuan Kinetika Hidrolisis Enzimatis dalam Pembuatan Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit. Jurnal Kedokteran dan Kesehatan. 3(4): 47.

Flynn, A.M., Akashige, T. and Theodore, L., *2019. Kern's process heat transfer.* John Wiley & Sons.

Kabo, Gennady J., et al. "Thermodynamic properties of starch and glucose." *The Journal of Chemical Thermodynamics* 59 (2013): 87-93.

Kemenperin. 2023. https://www.kemenperin.go.id. Diakses 20 Desember 2023.

Matche equipment cost. *Matches'Reactor cost-autoclave, fermenter, kettle, mixer settler.* Diakses pada 25 Januari 2025.

Perry, R.H. and D. W. Green. 1997, *Perry's Chemical Engineering Handbooks, 7th edition, McGraw Hill Book Co., New York.*

Puspitasari, Gina, Wulan Safrihatini, and Khairul Umam. "Studi kinetika reaksi dari enzim α-amilase pada proses penghilangan kanji kain kapas." (2022).

Rase, H.F., and Barrow, M.H., 1957, "Project Engineering of Process Plant", New York: Wiley, Inc

Risnoyatiningsih, S., 2011. Hidrolisis pati ubi jalar kuning menjadi glukosa secara enzimatis. Jurnal Teknik Kimia, 5(2), pp.417-424.

Timmerhaus, K.D., 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers (*Edition).

Tjokroadiekoesomo, P.S. (1993): HFS dan Industri Ubi Kayu Lainnya. PT Gramedia. Jakarta.

Uhlig, H. ed., 1998. *Industrial enzymes and their applications.* John Wiley & Sons.

Walas, S.M., 1988. *Chemical process equipment: selection and design.*

Yaws, C.L., 1999. *Chemical properties handbook: physical, thermodynamic, environmental, transport, safety, and health related properties for organic and inorganic chemicals.*

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

LAMPIRAN

Perhitungan Reaktor

Kode	:	RL – 01
Fungsi	:	Mengubah pati menjadi dekstrin melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim α-amilase.
Jumlah	:	1
Tipe	:	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB/CSTR) dengan jaket pendingin.
Kondisi Operasi	:	Eksotermis
Suhu	:	90℃
Tekanan	:	1 atm

Dimensi Reaktor

Bahan Reaktor	:	*Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316*
Diameter Shell (D)	:	4,572 m
Tinggi Shell (H)	:	4,572 m
Volume Shell	:	23,920 m^3
Volume Head	:	0,838 m^3

Volume Reaktor	:	25,596 m^3
Tinggi Reaktor	:	6,331m
Tinggi Head(OA)	:	0,879 m
Tebal Shell	:	0,250 in
Tebal Head	:	0,313 in

Dimensi Pengaduk

Jenis Impeller	:	Flat Six Blade Turbine
Diameter pengaduk (Di)	:	1,525 m
Jarak Pengaduk dari dasar reaktor (Zi)	:	1,143 m
Lebar Baffle (W)	:	0,778 m
Kecepatan Pengaduk	:	45 rpm
Power Pengaduk	:	25 hp

Dimensi Jaket Pendingin

Massa Air : 30.618,867 m3/jam

Tekanan Desain : 22,212 psia

Tebal dinding Jaket (tj) : 0,007 m

Diameter dalam : 4,839 m

Tinggi : 4,003 m

a. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan Persamaan Reaksi

α-amilase

$$(C_6H_{10}O_5) + H2O \rightarrow (C_6H_{10}O_5)$$

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	ρ (kg/l)	Fv (L/jam)
Pati (C6H10O5)	2525,309	162	15,588	1,538	1642,186
H2O	10101,235	18	561,180	0,966	10460,814
CaCl2	1,121	111	0,010	2,150	0,522

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (kmol/jam)	ρ (kg/l)	Fv (L/jam)
Enzim amilase	2,571	32000	0,000	1,244	2,066
Dekstrin (C6H10O5)		162		1,538	
Total	12630,236	32453	576,778	7,435	12105,588

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

   Reaktan pembatas pada reaksi liquifikasi ini adalah Pati $(C_6H_{10}O_5)$, maka Pati $(C_6H_{10}O_5)$ adalah senyawa A.

   $C_{A0} = \frac{mol\ A}{F_V} = 0{,}0095$ kmol/L

2. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi Persamaan Michaelis-Menten untuk reaksi enzimatis:

   $V = \frac{V\ maks\ .\ [S]}{Km+[S]}$

   Dimana :

   V = kecepatan reaksi , (kmol/l mnt),

   Vmaks = kecepatan maksimum,

   = 0,532 mg/menit

   [S] = konsentrasi substrat,

= 953,92 mg/mg

Km = tetapan Michaelis Menten,

= 0,608 mg/mg

Maka didapatkan kecepatan reaksi sebesar 0,527 mg/menit.

b. Perancangan Reaktor

Volume cairan dalam reaktor sebesar:

$V_{reaktor}$ = 19.937,042 liter

= 5.266,809 gallon

= 19,937 m^3

Volume reaktor setelah overdesign 20%

$V_{reaktor\ \text{design}}$ = 23.924,450 liter

= 6.320,171 gallon

= 23,924 m^3

1. Menentukan dimensi reaktor

- Menentukan diameter dalam shell (ID)

$$V_{total} = \frac{\pi \times ID^2 \times \mathrm{H}}{4} + 2(0{,}000049\ ID^3)$$

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum 1:1 (ID=H)

$$23{,}924\ m^3 = \frac{\pi \times ID^3}{4} + 0{,}000098 \times ID^3$$

$ID = 3{,}123\ m$ = 10,248 ft = 122,972 in

IDs = Hs maka,

Hs $= 3{,}123\ m$ = 10,248 ft = 122,972 in

Ukuran disesuaikan dengan table pada appendix E Brownell and Young sehingga diperoleh :

ID = Hs = 15 ft

$V_{dish\ head} = 0{,}000049\ ID^3$

$= 0{,}000049\ (\ 15\ ft^3)$

$= 0{,}165\ ft^3$

$V_{bottom} = V_{dish\ head}$

$= 0{,}165\ ft^3$

$V_{cairan\ di\ shell} = V_{desain} - V_{dish\ head}$

$= 844{,}884\ ft^3 - 0{,}165\ ft^3$

$= 844{,}719\ ft^3$

$$V_{cairan\ di\ shell} = \frac{\pi \times ID^2 \times H_l}{4}$$

$$844{,}719\ ft^3 = \frac{\pi \times 225\ ft^2 \times H_l}{4}$$

$$H_l = 4{,}783\ ft = 1{,}458\ m = 57{,}391\ in$$

2. Menentukan tekanan desain

Tekanan Operasi = 1 atm = 14,6959 psi

$$P_{hidrostatis} = \rho \times {}^{g}/_{gc} \times h$$

$$= 981{,}096\ {}^{kg}/_{m^3} \times (1) \times 1{,}458\ m$$

$$= 1430{,}2\ Pa = 0{,}207\ psi$$

Keterangan :

g = Percepatan gravitasi = 32,174 ft/s2

gc = Faktor konversi percepatan gravitasi = 32,1740 g.cm/gf .s2

Tekanan desain adalah 5 – 10% di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1983). Tekanan desain diambol 10% atau 1,1. Jadi tekanan desain adalah :

$$P_{desain} = 1{,}1(P_{operasi} + P_{\text{hidrostatis}})$$

$$P_{desain} = 1{,}1(14{,}696\ psi + 0{,}207\ psi)$$

$$= 16{,}394\ psi = 1{,}12\ atm$$

3. Menghitung Tebal Shell

Rumus untuk mencari tebal shell (Brownell, Page 254)

$$ts = \frac{P \,.\, R}{f\ E - 0{,}6\ P} + c$$

Keterangan :

P = tekanan desain tangki, psia = $16{,}394\ psi$

R = jari jari diameter tangki atau inside diameter, in

= $90\ in$

f = *Allowable stress*, psia = 18.750 psia

E = joint efficiency atau Efisiensi pengelasan = 80%

C = corrosion allowance, in = 0,125 in

$$ts = \frac{16{,}394\ psi\ .\ 90\ in}{18.750\ psia\ .\ 0{,}8 - 0{,}6\ .16{,}394\ psi} + 0{,}125\ in$$

$$ts = 0{,}223\ in$$

Digunakan tebal standar 1/4 in = 0,250 in

4. Menentukan Diameter Luar Shell

$$OD_S = ID + 2 \times ts$$

$$OD_S = 180\ in + 2 \times 0{,}250\ in$$

$$OD_S = 180{,}5\ in = 15{,}042\ ft = 4{,}585\ m$$

Digunakan OD standar = 192 in

5. Menghitung Tebal Head

Tebal head dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$t_h = \frac{pr_c W}{2fE - 0{,}2p} + c$$

Dimana nilai w diperoleh menggunakan persamaan berikut :

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

Keterangan :

W = Stress-intensification factor

rc = Radius of dish = 170 in

icr = Inside-corner radius = 11,5 in

$$W = \frac{1}{4} + \left(3 + \left(\sqrt{\frac{170\ in}{11{,}5\ in}}\right)\right)$$

$$W = 1{,}711\ in$$

$$t_h = \frac{16{,}394\ psi\ \times 170\ in \times 1{,}711\ in}{2 \times 18.750\ psi \times 0{,}8 - 0{,}2 \times 16{,}394\ psi} + 0{,}125\ in$$

$$t_h = 0{,}284\ in$$

Digunakan tebal shell standar = 5/16 in = 0,313 in (disesuaikan dengan tabel 5.6 Brownell hal 88)

6. Menentukan Tinggi Tutup (OA)

$b = rc - \sqrt{BC^2 - AB^2}$

Dengan mengetahui nilai AB dan BC, tinggi torispherical atas dan bawah dapat ditentukan:

a) $AB = \frac{ID}{2} - icr$

$= \frac{180}{2} - 11{,}5\ in$

$= 78{,}5\ in$

b) $BC = rc - icr$

$= 170\ in - 11{,}5\ in$

$= 158{,}5\ in$

c) $b = 170 - \sqrt{158{,}5^2 - 78{,}5^2}$

$= 32{,}305\ in$

Nilai sf dengan th 5/16 in adalah sebesar 2 in, didapatkan dari table 5.6 Brownell 1959 hal 88.

Tinggi head and bottom torispherical adalah:

$OA = t_h + b + sf$

$= 0{,}282\ in + 32{,}305\ in + 2\ in$

$= 34{,}617\ in$

7. Menentukan volume reactor

$V_{reaktor} = V_{shell} + (2 \times V_{head})$

a) $V_{shell} = \frac{\pi ID^2 H_l}{4}$

$$= \frac{3{,}14 \times (180\ in)^2 \times 57{,}391\ in}{4}$$

$$= 1.459.673{,}944\ \ in^3$$

$Volume\ head\ total\ (Vhead) = V_{head} + V_{sf}$

Persamaan volume head untuk Torispherical Dished Head adalah :

b) $V_{dish} = 0{,}000049 ID^3$

$$= 0{,}000049 \times (180\ in)^3$$

$$= 285{,}768\ in^3$$

c) $V_{sf} = \frac{\pi ID^2 sf}{4}$

$$= \frac{3{,}14 \times (180\ in)^2 \times 2}{4}$$

$$= 50868\ \ in^3$$

d) $V_{head} = V_{dish} + V_{sf}$

$$= 285{,}768\ in^3 + 50868\ \ in^3$$

$$= 51153{,}768\ in^3$$

e) $V_{reaktor} = V_{shell} + (2 \times V_{head})$

$$= 1.459.673{,}944\ in^3 + (2 \times 51153{,}768\ in^3)$$

$$= 1.561.981{,}480\ in^3$$

8. Menghitung Tinggi Total Reaktor

$H_{reaktor} = H_s + (2 \times OA)$

$$= 180\ in + (2 \times 34{,}617\ in)$$

$$= 249{,}243\ in = 20{,}761\ ft = 6{,}331\ m$$

9. Menentukan Desain Sistem Pengaduk

- Dimensi Pengaduk dan jumlah pengaduk

  Jenis pengaduk = flat six turbine with disk

  Dasar pemilihian pengaduk =

  a. Efesiensi yang tinggi untuk campuran

  b. Kapasitas pemompaan besar

  c. Pencampuran sangat baik

  d. Jangkauan viskositas yang dimiliki luas

  Geometri proportion untuk system pengadukan standar

  Dt/Di = 3

Z1/Di = 2,7

W/Dt = 0,17

Zi/Dt = 0,75

Keterangan :

Dt = diameter dalam reactor

Zi = jarak pengaduk dari dasar reactor

Z1 = tinggi cairan dalam reactor

Di = diameter pengaduk

W = lebar baffle

Dengan Dt = 15 ft, diperoleh

Dt = 15 ft

Dt/Di = 3

Di = 5 ft

Zi/Di = 0,75

Zi = 3,75 ft

Z1/Di = 2,7

Z1 = 13,5 ft

W/Dt = 0,17

W = 2,55 ft

Jumlah Impeller yang digunakan :

WELH = Water Eqivalent Liquid Hight

Z1 = Tinggi Cairan

a) $\text{WELH} = Z1 \times sg$

$$\text{WELH} = Z1 \times \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}}$$

$$= 4{,}118\, m \times \frac{981{,}096\ {}^{kg}/_{m^3}}{1000\ {}^{kg}/_{m^3}}$$

$$= 4{,}040\, m$$

b) $\Sigma \text{ impeller} = \frac{\text{WELH}}{2 \times D_i}$

$$= \frac{4{,}040 \text{ m}}{2 \times 1{,}525\, m}$$

$$= 1{,}324 = 2 \text{ buah}$$

Menentukan kecepatan putaran pengaduk

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

$$N = \frac{600}{\pi \times D_i} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2\ D_i}}$$

$$N = 43{,}953\, rpm$$

Digunakan kecepatan putaran motor standar 45 rpm = 0,750 rps

(Wallas pg. 288)

- Menentukan Putaran Pengaduk

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

(Brownell, 1971, Hal 348)

Dengan :

Di = Diameter impeller

N = Kecepatan pengaduk

ρ = Densitas campuran

μ = Viskositas campuran

gc = 32,174 ft/s

Re = Bilangan Reynolds

$$Re = \frac{0{,}733\ rps \times (5\ ft)^2 \times 61{,}248\ {}^{lb}/_{ft^3}}{0{,}007\ {}^{lb}/_{ft\ s}}$$

$$Re = 170.993{,}091$$

Karena Re > 4000, maka alirannya turbulen.

Dari grafik 10.59 Coulson Hal 475 untuk curve 1 diperoleh daya, Np sebesar :

Np = 5

Kebutuhan daya teoritis :

$$P = \frac{N^3 \times Di^5 \times \rho \times Np}{gc}$$

$$= \frac{(0{,}733\ rps)^3 \times (5\ ft)^5 \times 61{,}248\ {}^{lb}/_{ft^3} \times 5}{32{,}174\ {}^{ft}/_{s}}$$

$$= 11.692{,}850\ {}^{ft.lbf}/_{s} = 21{,}047 hp$$

Efesiensi motor (η) = 87% (Timmerhaus fig.14-38, Hal 521)

$$Daya\ motor = \frac{P}{\eta}$$

$$Daya\ motor = \frac{16{,}838\ hp}{0{,}87}$$

$$Daya\ motor = 24{,}192\ hp$$

Power standar dipilih sebesar 25 hp berdasarkan standar,

(Rase&Barrow,1957)

Daya yang hilang

Asumsi daya yang hilang sebesar 10% daya teoritis

$$P_{loss} = 10\% \times P$$

$$P_{loss} = 2{,}105\ hp$$

Daya yang dibutuhkan

$$P_{input} = P_{teoritis+} P_{loss}$$

$$P_{input} = 23{,}152\ hp$$

10. Desain Pendingin

Nilai Panas Reaksi (ΔHr)

Reaksi :

α-amilase

$$(C_6H_{10}O_5) + H2O \rightarrow (C_6H_{10}O_5)$$

Reaksi tersebut belangsung secara eksotermis, dengan nilai (ΔHr):

(ΔHr) = -129,51 kj/mol

a. Menghitung ΔT LMTD

Komponen	ºC	ºF
Suhu Fluida Panas Masuk(T1)	90	194
Suhu Fluida Panas Keluar (T2	90	194
Suhu Media Pendingin Masuk (t1)	30	86
Suhu Media Pendingin Keluar (t2)	45	113

$$\Delta T_{LMTD=} \frac{(T2 - t1) - (T1 - t2)}{ln \frac{(T2 - t1)}{(T1 - t2)}}$$

Dimana :

T1 = Suhu Fluida Panas Masuk

T2 = Suhu Fluida Panas Keluar

t1 = Suhu Media Pendingin Masuk

t2 = Suhu Media Pendingin Keluar

$\Delta T_{LMTD=}$ 93,854 F

b. Menghitung Luas Transfer Panas

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

Dimana :

A = Luas transfer panas (ft2)

UD = Faktor kekotoran (Btu/jam.ft2.F)

Diketahui :

Untuk fluida dingin Heavy organics dan fluida panas steam, maka nilai UD = 5-75 Btu/ft2.ºF.jam. (Tabel 8, P. 840, D.Q. Kern, 1965)

Diambil UD = 70 Btu/ft2.ºF.jam

Sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar 277,231 ft^2.

c. Menghitung Luas Selubung Reaktor

$A = \pi \times D \times L$

$A = 706{,}500\ ft^2$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan lebih kecil dari luas selubung, sehingga digunakan jaket pendingin.

d. Menghitung Dimensi Jaket

- Menghitung Tinggi dan Diameter Jaket

$Hj = Hs + Hh$

Dimana:

Hs = Tinggi reaktor, m

Hh = Tinggi total head reaktor, m

$Hj = 4{,}003\ m$

$D_j = Do + 2 \times jarak\ jaket$

Asumsi jarak antar dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket = 5 in atau 0,127 m

$D_j = 4{,}839\ m$

e. Menghitung Tekanan Desain Jaket Pendingin

$Pdesain = Preaktor + Phidrostatis$

$$Phidrostatis = \rho_{air} \times g \times Hj$$

$$Phidrostatis = 1002{,}875\ {}^{kg}/_{m^3} \times 9{,}8\ {}^{m}/_{s^2} \times 4{,}003\ m$$

$$= 40124{,}388\ Pa = 5{,}818\ psi$$

$$Pdesain\ = 16{,}443\ \ psi + 5{,}818\ psi$$

$$= 22{,}212\ psi$$

f. Menghitung Tebal Dinding Jaket

$$tj \quad = \quad \frac{P.ri}{f.E - 0{,}6P} + C$$

Dimana:

P = Tekanan desain jaket (psia)

E = Joint effeciency atau efesiensi pengelasan

R = Jari-jari diameter tangki atau inside diameter (in)

C = Corrosion allowance (in)

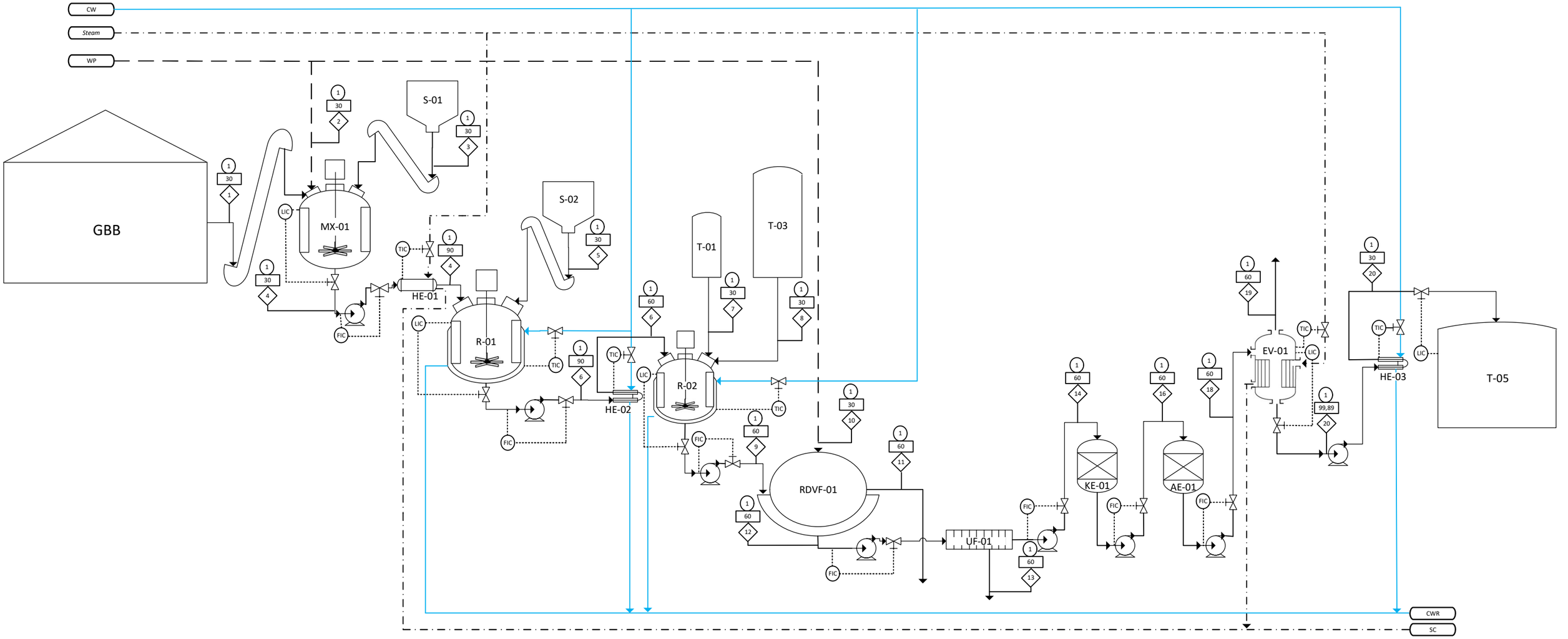
$$tj \quad = \frac{22{,}212\ psi\ \times 95{,}25\ \text{in}}{18750\ psi \times 0{,}8 - 22{,}2122\ psi} + 0{,}125\ \text{in}$$

$$tj \quad = 0{,}266\ in = 0{,}007\ m$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA-RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PATI JAGUNG KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN



Komponen	Neraca Massa (Kg/Jam)																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$C_5H_{10}O_5$	2.525,30	-	-	2.525,30	-	122,73	-	-	122,73	-	0,079	122,65	122,65	-	-	-	-	-	-	-
H_2O	377,59	9.723,63	-	10.101,23	-	9.834,28	937,12	-	10.512,46	11,84	105,12	10.419,18	52,09	10.367,08	-	10.367,08	-	11.048,21	10.429,51	618,70
Protein	26,06	-	-	26,06	-	26,06	-	-	26,06	-	0,017	26,04	26,04	-	-	-	-	-	-	-
Lemak	23,98	-	-	23,98	-	23,98	-	-	23,98	-	0,015	23,97	23,97	-	-	-	-	-	-	-
Abu	6,21	-	-	6,21	-	6,21	-	-	6,21	-	0,004	6,21	6,21	-	-	-	-	-	-	-
Serat kasar	2,36	-	-	2,36	-	2,36	-	-	2,36	-	0,002	2,36	2,36	-	-	-	-	-	-	-
$CaCl_2$	-	-	1,12	1,12	-	1,12	-		1,12	-	0,001	1,21	0,006	1,115	0,402	-	-	-	-	-
Amilase	-	-	-	-	2,57	2,57	-	-	2,57	-	0,002	2,56	2,56	-	-	-	-	-	-	-
Glukoamilase	-	-	-	-	-	-	-	0,099	0,099	-	0,001	0,098	0,098	-	-		-	-	-	-
Dekstrin	-	-	-	-	-	2.669,53	-	-	339,03	-	3,39	335,64	335,64	-	-	-	-	-	-	-
HCl	-	-	-	-	-	-	1.398,69	-	1.398,69	-	13,98	1.384,70	6,92	1.377,78	-	1.340,44	1.340,44	-	-	-
$C_6H_{12}O_6$	-	-	-		-	-	-	-	2.589,44	-	165,725	2.423,72	12,11	2.411,60	-	2.411,60	-	2.411,60	-	2.411,60
Total	2.961,54	9.723,63	1,121	12.686,30	2,57	12.688,87	2.335,82	0.099	15.024,79	11,84	288,34	14.748,29	590,70	14.157,20	0,402	14.157,20	1.340,44	13.459,82	10.429,51	3.030,30

Simbol	Katerangan
GBB	Gudang Bahan Baku
S	Silo
MX	Mixer
HE	Heat Exchanger
R	Reaktor
RDVF	*Rotary Drum Vacuum Filter*
UF	*Ultrafiltration Membrane*
KE	Kation Exchanger
AE	Anion Exchanger
EV	Evaporator
T	Tangki
	Air Proses
	Air Pendingin
	Steam
	Pipa
	Control Valve
	Tekanan (atm)
	Temperatur (°C)
	Nomor Arus
CWR	*Cooling Water Return*
SC	*Steam Condensate*

Controller	
FIC	*Flow Indicator Control*
TIC	*Temperature Indicator Control*
LIC	*Level Indicator Control*

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PATI JAGUNG KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN

Nama: Tyas Fikri Hanifah (20521241)
Handika Galuh Putri Ananda (20521242)

Dosen Pembimbing : Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

Nama Mahasiswa : Tyas Fikri Hanifah

NIM : 20521241

Nama Mahasiswa : Handika Galuh Putri Ananda

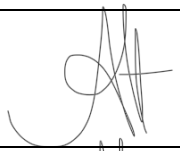
NIM : 20521242

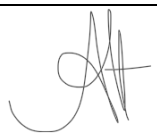
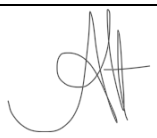
Judul Prarancangan : Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa Dari Pati Jagung Dengan Kapasitas 24.000 ton/tahum

Mulai Massa Bimbingan : 14 September 2023

Batas Akhir : 13 Maret 2025

Nama Dosen Pembimbing : Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	11 Juni 2024 – 12 Juni 2024	Luaran 1: Penentuan kapasitas pra rancangan pabrik	
2.	20 Juni 2024 – 27 Juni 2024	Luaran 2: Pemilihan proses disertai dengan tinjauan pustaka	
3.	4 Juli 2024 – 24 Juli 2024	Luaran 3: penentuan spesifikasi bahan-bahan yang terlibat dan analisis resiko proses berdasarkan MSDS bahan	
4.	15 Agustus 2024 – 22 Agustus 2024	Luaran 4: pembuatan diagram alir proses kualitatif disertai dengan alasan pemilihan alat yang logis	
5.	29 Agustus 2024 – 29 Agustus 2024	Luaran 5: Perhitungan neraca massa	

6.	11 September 2024 – 12 September 2024	Luaran 6: Perancangan reaktor	
7.	12 September 2024 – 12 September 2024	Luaran 7: Perancangan alat pemisah dan unit operasi pendukung	
8.	12 September 2024 – 12 September 2024	Luaran 8: Pembuatan *Process Emgineering Flow Diagram* (PEFD)	
9.	13 Februari 2025 – 13 Februari 2025	Luaran 9: Perancangan alat penyimpanan bahan	
10.	13 Februari 2025 – 25 Februari 2025	Luaran 10: Perancangan alat transportasi bahan	
11.	27 Februari 2025 – 27 Februari 2025	Luaran 11: Perancangan alat penukar panas	
12.	28 Februari 2025 – 28 Februari 2025	Luaran 12: Perhitungan neraca panas	
13.	1 Maret 2025 – 3 Maret 2025	Luaran 13: Penentuan lokasi, tata letak pabrik, dan struktur organisasi perusahaan	
14.	3 Maret 2025 – 4 Maret 2025	Luaran 14: Perancangan unit utilitas	
15.	4 Maret 2025 – 4 Maret 2025	Luaran 15: Perhitungan evaluasi ekonomi	