

PRA RANCANGAN PABRIK DEKSTRIN DARI UBI

KAYU KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Muhammad Irham Fadillah Nama : Andyan Rozzaq Wisangsono

NIM : 19521041

NIM : 19521104

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Muhammad Irham Fadillah Nama : Andyan Rozzaq Wisangsono

NIM : 19521041

NIM : 19521104

Yogyakarta, November 2023

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

Td. Tangan



METERAI
TEMPEL
10000
D45AKX545345836

Muhammad Irham Fadillah

Td. Tangan



METERAI
TEMPEL
10000
B157AKX545345844

Andyan Rozzaq Wisangsono

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK DEKSTRIN DARI UBI KAYU KAPASITAS

30.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Muhammad Irham Fadillah Nama : Andyan Rozzaq Wisangsono

NIM : 19521041

NIM : 19521104

Yogyakarta, November 2023

Pembimbing,



Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng

الإسلامة الإسلامية
التي تأسست في
الهند

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK DEKSTRIN DARI UBI KAYU KAPASITAS
30.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Muhammad Irham Fadillah Nama : Andyan Rozzaq Wisangsono

NIM : 19521041

NIM : 19521104

**Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, Desember 2023

Tim Penguji,

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng

:  19/12/23

Ketua

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T

:  14/12/2023

Anggota I

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng

:  15/12/23

Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat serta salam selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK DEKSTRIN DARI UBI KAYU KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu Teknik Kimia yang telah didapat selama kuliah, serta merupakan sebagai salahsatu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena ini, melalui kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Karunia-Nya
2. Bapak dan Ibunda kami tercinta yang selalu memberikan doa, semangat dan motivasi selama mengenyam Pendidikan di S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan bimbingan salam penulisan dan penyusunan Tugas Akhir ini.

5. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat serta doa.
6. Seluruh civitas akademik di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu 'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, November 2023

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan kepada:

Ayah terhebat dan Ibu terbaik saya yang tidak henti-hentinya memberikan doa, semangat, dorongan, kasih sayang, dan kepercayaan. Semoga kelak saya dapat membalas jasa yang telah diberikan. Tidak lupa juga terima kasih kepada seluruh keluarga saya tercinta yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu.

Andyan Rozzaq Wisangsono sebagai *partner* pra rancangan pabrik saya ini, yang selama ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, semangat dan dukungan selama ini. Semoga ilmu yang didapat menjadi bekal yang bermanfaat di dunia dan di akhirat. Semoga kita kelak menjadi pribadi yang sukses kedepannya. Aamiin.

Teman-teman terdekat saya dari Teknik Kimia, terima kasih telah menerima segala suka duka selama melewati masa-masa perkuliahan dan Tugas Akhir ini. Terima kasih telah menjadi teman hebat yang bisa melewati rintangan semasa menjalani kuliah ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses semua untuk kedepannya. Aamiin.

Teknik Kimia UII 2019, almamater tercinta, yang punya andil besar di dalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terima kasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini, semoga kalian sukses selalu. Aamiin

(Muhammad Irham Fadillah)

LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan kepada:

Ayah terhebat dan Ibu terbaik saya yang tidak henti-hentinya memberikan doa, semangat, dorongan, kasih sayang, dan kepercayaan. Semoga kelak saya dapat membalas jasa yang telah diberikan. Tidak lupa juga terima kasih kepada seluruh keluarga saya tercinta yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu.

Muhammad Irham Fadillah sebagai *partner* pra rancangan pabrik saya ini, yang selama ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, semangat dan dukungan selama ini. Semoga ilmu yang didapat menjadi bekal yang bermanfaat di dunia dan di akhirat. Semoga kita kelak menjadi pribadi yang sukses kedepannya. Aamiin.

Teman-teman terdekat saya dari Teknik Kimia, terima kasih telah menerima segala suka duka selama melewati masa-masa perkuliahan dan Tugas Akhir ini. Terima kasih telah menjadi teman hebat yang bisa melewati rintangan semasa menjalani kuliah ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses semua untuk kedepannya. Aamiin.

Teknik Kimia UII 2019, almamater tercinta, yang punya andil besar di dalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terima kasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini, semoga kalian sukses selalu. Aamiin

(Andyan Rozzaq Wisangsono)

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR.....	xii
DAFTAR LAMPIRAN	xiii
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xiv
ABSTRAK	xvi
ABSTRACT	xvii
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	3
1.3 Tinjauan Pustaka.....	8
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Tinjauan Kinetika.....	12
BAB II	17
PERACANGAN PRODUK.....	17
2.1 Spesifikasi Produk	17
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	17
2.3 Spesifikasi Bahan Pembaku	19
2.4 Pengendalian Kualitas.....	20
BAB III.....	22
PERANCANGAN PROSES.....	22
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	22
3.2 Uraian Proses	24
3.3 Spesifikasi Alat	27
3.4 Neraca Massa	50
3.5 Neraca Panas	54

BAB IV	58
PERANCANGAN PABRIK.....	58
4.1 Lokasi Pabrik	58
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	64
4.3 Tata Letak Mesin atau Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	66
4.4 Organisasi Perusahaan	70
BAB V.....	83
UTILITAS.....	83
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	84
5.2 Unit Penyediaan Air Pemanas (<i>Steam System</i>).....	93
5.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	93
5.4 Unit Penyediaan Udara Instrumen (<i>Instrument Air System</i>).....	94
5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	95
5.6 Spesifikasi Alat Utilitas	95
BAB VI.....	102
EVALUASI EKONOMI.....	102
6.1 Penaksiran Harga Alat	103
6.2 Dasar Perhitungan.....	108
6.3 Perhitungan Biaya.....	108
6.4 Analisa Kelayakan	110
6.5 Hasil Perhitungan.....	113
6.7 Analisa Risiko Pabrik	118
6.8 Analisa Kelayakan	120
BAB VII	122
KESIMPULAN DAN SARAN	122
7.1 Kesimpulan	122
7.2 Saran	124
DAFTAR PUSTAKA	125
LAMPIRAN.....	128

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Produksi Ubi Kayu Beberapa Provinsi di Indonesia.....	2
Tabel 1. 2 Presentase Kebutuhan Dekstrin di Indonesia di Beberapa Sektor	3
Tabel 1. 3 Daftar Konsumsi Dekstrin pada Berbagai Produk di Indonesia	4
Tabel 1. 4 Daftar Pabrik produksi Dekstrin di Indonesia.....	5
Tabel 1. 5 Data Impor Dekstrin di Indonesia	5
Tabel 1. 6 Perbandingan Komposisi Bahan Baku.....	6
Tabel 1. 7 Perbandingan Proses Hidrolisis Pati	11
Tabel 1. 8 <i>Specific Heat (Cp) Hydroxide Process</i>	12
Tabel 1. 9 Nilai <i>Entalpi Standar Dextrin Enzimatic Process</i>	13
Tabel 1. 10 Nilai <i>Gibbs Standar Dextrin Enzimatic Process</i>	14
Tabel 3. 1 Neraca Massa <i>Crusher</i>	50
Tabel 3. 2 Neraca Massa <i>Screening</i>	50
Tabel 3. 3 Neraca Massa <i>Mixing Tank</i>	51
Tabel 3. 4 Neraca Massa <i>Jet Cooker</i>	51
Tabel 3. 5 Neraca Massa Reaktor 1	52
Tabel 3. 6 Neraca Massa Reaktor 2	52
Tabel 3. 7 Neraca Massa <i>Cation Exchanger</i>	53
Tabel 3. 8 Neraca Massa Evaporator	53
Tabel 3. 9 Neraca Massa <i>Spray Dryer</i>	54
Tabel 3. 10 Neraca Panas <i>Mixing Tank</i>	54
Tabel 3. 11 Neraca Panas <i>Jet Cooker</i>	54
Tabel 3. 12 Neraca Panas Reaktor 1	55
Tabel 3. 13 Neraca Panas Reaktor 2	55
Tabel 3. 14 Neraca Panas <i>Cation Exchange</i>	55
Tabel 3. 15 Neraca Panas Evaporator	55
Tabel 3. 16 Neraca Panas <i>Spray Dryer</i>	56
Tabel 3. 17 Neraca Panas <i>Belt Conveyor</i>	56
Tabel 3. 18 Neraca Panas <i>Cooler 1</i>	56
Tabel 3. 19 Neraca Panas <i>Cooler 2</i>	56
Tabel 3. 20 Neraca Panas <i>Heater</i>	57
Tabel 4. 1 Area Bangunan Pabrik Dekstrin	66
Tabel 4. 2 Tugas Masing-masing Direktur	74
Tabel 4. 3 Tugas Masing-masing <i>General Manager</i>	75
Tabel 4. 4 Tugas Masing-masing Manager.....	76
Tabel 4. 5 Penggolongan Jabatan.....	77
Tabel 4. 6 Gaji Karyawan	78
Tabel 4. 7 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift	81
Tabel 5. 1 Air sebagai Media Pendingin.....	91
Tabel 5. 2 Air sebagai Media Pemanas.....	91
Tabel 5. 3 Total Kebutuhan Air Unit Utilitas	93
Tabel 6. 1 <i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>	103
Tabel 6. 2 Harga Alat Proses Pada Tahun Evaluasi.....	106

Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas Pada Tahun Evaluasi	107
Tabel 6. 4 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	113
Tabel 6. 5 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	113
Tabel 6. 6 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	113
Tabel 6. 7 <i>Working Capital Investment (WCI)</i>	114
Tabel 6. 8 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	114
Tabel 6. 9 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	114
Tabel 6. 10 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	115
Tabel 6. 11 <i>General Expense (GE)</i>	115
Tabel 6. 12 Analisa Keuntungan.....	115
Tabel 6. 13 <i>Annual Fixed Cost (Fa)</i>	116
Tabel 6. 14 <i>Annual Regulated Cost (Ra)</i>	116
Tabel 6. 15 <i>Annual Variable Cost (Va)</i>	116
Tabel 6. 16 Analisa Kelayakan	120

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Impor Dekstrin.....	7
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	22
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	23
Gambar 4. 1 Peta Lokasi Rencana Pabrik.....	58
Gambar 4. 2 <i>Layout Pabrik</i> Dekstrin	65
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Pabrik.....	69
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Pabrik	72
Gambar 5. 1 Diagram Utilitas	84
Gambar 6. 1 Grafik Regresi Linear Index.....	105
Gambar 6. 2 Grafik Analisa Ekonomi.....	121

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A	Perancangan Reaktor	128
Lampiran B	<i>Process Engineering Flow Diagram (PEFD)</i>	154
Lampiran C	Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik	156

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
V	: Volume, m ³
m	: Massa, kg
P	: Tekanan, psia
T	: Waktu, jam
K	: Konstanta kinetika reaksi, /menit
T	: <i>Temperature</i> , °C
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
π	: Jari-jari, in
Fv	: Laju alir, m ³ /jam
Ms	: Massa <i>steam</i> , kg
A	: Luas bidang penumpang, ft ²
x	: Konversi, %
TD	: Titik didih, °C
Dt	: Dimensi reaktor, m
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in
ts	: Ketebalan dinding, in
th	: Ketebalan <i>head</i> , in
P	: <i>Power</i> motor, hP
Re	: Bilangan <i>Reynold</i>
E	: Efisiensi sambungan
Ri	: Jari-jari reaktor
C	: <i>Corrision allowance</i>
f	: <i>Allowable stress</i> , psia
icr	: Jari-jari sudut dalam, in
W	: Faktor intensifikasi tegangan untuk jenis <i>head</i>
sg	: <i>Spesific gravity</i>
Di	: Diameter pengaduk, m
W	: Tinggi pengaduk, m
Wb	: Lebar <i>baffle</i> , m
L	: Lebar pengaduk, m
Zi	: Jarak pengaduk, m
ZL	: Tinggi pengaduk, m
N	: Kecepatan pengadukan, rpm
Rd	: Faktor pengotor
H	: Efisiensi
N	: Jumlah banyaknya lilitan
L	: Panjang koil, m
p	: Panjang, m

l : Lebar, m
hi : *Inside film coefficient*, Btu/jam ft²°F
hio : *Outside film coefficient*, Btu/jam ft²°F
jH : *Heat transfer factor*
LMTD : *Long mean temperature different*, °F
Nt : *Jumlah tube*

ABSTRAK

Pendirian pabrik dekstrin dari Ubi Kayu melalui sistem Enzimatis yang rencananya akan didirikan di Kabupaten Lampung Selatan, Provinsi Lampung, Indonesia. Pabrik ini berdiri dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, sarana transportasi yang memadai, tenaga kerja, perizinan dan kondisi sosial masyarakat sekitar. Pabrik ini direncanakan dapat memproduksi dekstrin dengan kapasitas 30.000 ton/tahun dengan waktu operasi selama 24 jam/hari serta 300 hari/tahun. Banyaknya bahan baku yang digunakan adalah Ubi Kayu sebanyak 3559,2969 kg/jam, NaOH 48% sebanyak 0,0032 kg/jam dan Resin H+ sebanyak 0,0015 kg/jam. Penyediaan kebutuhan utilitas pabrik ini berupa unit penyedia dan pengolahan air, unit penyedia steam dan unit penyedia udara instrumen. Jumlah karyawan sebanyak 165 orang dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi jenis *line* dan staf. Berdasarkan analisa kelayakan ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 11,19% dan setelah pajak 8,72%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 4,72 tahun dan setelah pajak 5,34 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 50,77% serta *Shut Down Point* (SDP) sebesar 20,76%. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) terhitung sebesar 10,52%. Dari data analisa kelayakan tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik ini memiliki keuntungan dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata kunci : Dekstrin, Enzimatis, Pati

ABSTRACT

The plant was established by considering the availability of raw materials, adequate transportation facilities, labor, licensing and social conditions of the surrounding community. This plant is planned to produce dextrin with a capacity of 30,000 tons/year with an operating time of 24 hours/day and 300 days/year. The amount of raw materials used are cassava as much as 3559.2969 kg / hour, NaOH 48% as much as 0.0032 kg / hour and Resin H + as much as 0.0015 kg / hour. Provision of utility needs of this plant in the form of water supply and treatment units, steam supply units and instrument air supply units. The number of employees is 165 people with the form of the company is a Limited Liability Company (PT) with a line and staff type organizational structure. Based on the economic feasibility analysis of this plant shows Percent Return on Investment (ROI) before tax 11.19% and after tax 8.72%. Pay Out Time (POT) before tax 4.72 years and after tax 5.34 years. Break Even Point (BEP) of 50.77% and Shut Down Point (SDP) of 20.76%. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is calculated at 10.52%. From the feasibility analysis data, it can be concluded that this plant has advantages and is worthy of further study.

Keywords: Dextrin, Enzymatic, Starch

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Saat ini pertumbuhan industri di negara Indonesia khususnya pada industri kimia dari tahun ke tahun cenderung mengalami peningkatan yang cukup baik dari segi kualitas maupun kuantitas. Dari peningkatan tersebut maka terjadinya pembangunan dan pengembangan khususnya di sektor industri. Pembangunan di sektor industri khususnya industri kimia sangat penting karena akan mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap industri luar negeri yang pada akhirnya akan mengurangi pengeluaran devisa untuk mengimpor bahan – bahan yang seharusnya bisa untuk diproduksi sendiri. Selain mengurangi pengeluaran devisa negara, pembangunan dan pengembangan sektor industri juga dapat mendorong pertumbuhan ekonomi serta membuka banyak lapangan kerja bagi di Indonesia.

Salah satu bahan baku utama yang masih banyak diimpor dari luar negeri yaitu dekstrin. Kebutuhan impor ini cenderung meningkat sesuai dengan permintaan setiap tahunnya. Karena dekstrin sendiri digunakan sebagai bahan baku yang berperang pada 2 bidang industri di Indonesia, yaitu pada industri pangan digunakan sebagai bahan penstabil, sebagai perekat ada industri kertas, sebagai bahan pengental pada industri cat, dan sebagai bahan pengental zat warna pada industri tekstil. Beberapa industri

tersebut memiliki prospek yang sangat baik sehingga besarnya permintaan dekstrin juga akan semakin meningkat.

Bahan baku pembuatan dekstrin sendiri yaitu pati yang terkandung dari ubi kayu. Di Indonesia, terdapat beberapa provinsi yang menghasilkan ubi kayu dengan jumlah yang cukup banyak, antara lain provinsi Sumatera Selatan, Sumatera Utara, Lampung, Jawa Barat, D.I Yogyakarta, Jawa Timur, NTT, Kalimantan Barat dan Sulawesi Selatan. Hal ini seperti terlihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Produksi Ubi Kayu Beberapa Provinsi di Indonesia

Provinsi	Luas Lahan Panen (ha)	Produksi (Ton)
Sumatera Selatan	11.354,8	892.141
Sumatra Utara	35.551,6	349.150,8
Lampung	259.334	6.807.510,4
Jawa Barat	65.103	1.915.885,6
D.I Yogyakarta	53.643,2	953.750,8
Jawa Timur	128.547,2	3.036.443,4
Nusa Tenggara Timur	59.450,6	721.951
Kalimantan Barat	9.856,6	163.192,4
Sulawesi Selatan	19.941,2	450.406,6

Untuk mengurangi ketergantungan impor, maka perlu didirikan pabrik dekstrin di Indonesia guna meningkatkan daya saing perekonomian Indonesia baik di dalam negeri maupun mancanegara, serta memberikan dampak positif dalam segala bidang.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Pabrik dekstrin dibangun dengan memperhatikan beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan, antara lain kebutuhan produk, ketersediaan bahan baku, serta kapasitas produk dari pabrik yang sudah beroperasi. Kapasitas pabrik yang ditentukan akan mempengaruhi nilai ekonomis dan teknis dalam perancangan pabrik. Penentuan kapasitas tersebut meliputi beberapa faktor sebagai berikut:

1.2.1 Prediksi Kebutuhan Pasar

a. Demand

1. Konsumsi Dalam Negeri

Karena data konsumsi dekstrin yang ada di Indonesia tidak ditemukan yang relevan pada bagian publikasi di website Badan Pusat Statistik (BPS) maka digunakan analisa kebutuhan produk di Indonesia, dimana diperlukan data persentase kebutuhan dekstrin di Indonesia. Menurut website HealthAliciousNess.com, persentase kebutuhan dekstrin di Indonesia adalah sebagai berikut pada Tabel 1.2.

Tabel 1. 2 Presentase Kebutuhan Dekstrin di Indonesia di Beberapa Sektor

Produk	%kebutuhan
Industri Miniman	27 %
Industri Makanan	25%
Industri Kertas	27%
Industri Farmasi	9%
Industri Bahan Kimia	9%
Industri Non Pangan	2%
Industri Ternak	1%

Dilihat dari keadaan, Indonesia sudah memiliki pabrik dekstrin yaitu pada P.T Sorini Agro Asia, Tbk. Penggunaan dekstrin di Indonesia sangat di butuhkan untuk beberapa perusahaan atau bisa dilihat dari tabel berikut ini :

Tabel 1. 3 Daftar Konsumsi Dekstrin pada Berbagai Produk di

Indonesia

Nama Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)	(%)
P.T Yakult Indonesia	24.387	0,06
P.T Coca-cola Bottling Indonesi	113.335	0,31
P.T Nestle Indonesia	111.993	0,3
P.T Sinar Sosro	114.966	0,31
Total	364.681	0,98

(*dataperusahaanIndonesia.com*)

2. Ekspor

Dilihat dari data saat ini di Indonesia belum data ekspor untuk dekstrin itu sendiri, walaupun di Indonesia sudah ada pabrik yang memproduksi tetapi hanya untuk kebutuhan dalam negeri saja tidak untuk diimpor keluar negeri.

Indonesia tidak meng-expor dekstrin karena produksi dalam negri yang masih minim dan hanya memenuhi kebutuhan dalam negri.

b. Supply

1. Produksi Dalam Negeri

Pada setiap tahunnya indonesia melakukan impor dekstrin untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan di Indonesia sendiri

terdapat satu pabrik dekstrin yaitu P.T Sorini Agro Asia, Tbk yang berlokasi di Jawa Timur serta Lampung, memiliki kapasitas masing-masing sebesar 6.000 Ton/Tahun atau bisa dilihat dalam Tabel 1.4 berikut ini :

Tabel 1. 4 Daftar Pabrik produksi Dekstrin di Indonesia

Nama Perusahaan	Alamat	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Sorini Agro Asia, Tbk	Jawa Timur	6.000
PT. Sorini Agro Asia, Tbk	Lampung	6.000

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2022)

2. Impor

Selain data produksi dibutuhkan juga data impor untuk penentuan kapasitas kali ini. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS), kebutuhan impor dekstrin dapat dilihat pada Tabel 1.5 berikut ini :

Tabel 1. 5 Data Impor Dekstrin di Indonesia

Tahun	Total (Ton)
2017	10963,842
2018	11778,654
2019	12314,534
2020	11949,292
2021	14357,5

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2022)

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku menjadi salah satu hal yang cukup penting bagi suatu pabrik. Bahan baku ini perlu diperhatikan untuk kelangsungan produksi suatu pabrik. Bahan-bahan pati dan selulosa yang melimpah di alam Indonesia dan jika dihidrolisis dengan bantuan katalisator akan menghasilkan dekstrin dan glukosa. Sumber bahan-bahan pati dan selulosa tersebut dapat diperoleh dari alam seperti jagung, ubi kayu, padi, kentang, gandum, sagu, ubi jalar, dan lainnya. Berikut merupakan perbandingan komposisi bahan baku dari beberapa tanaman sumber pati yang terdapat dalam Tabel 1.6 berikut ini :

Tabel 1. 6 Perbandingan Komposisi Bahan Baku

Parameter	Jagung	Ubi Kayu	Kentang	Ubi Jalar
Air (%)	13,50	13,23	75,00	70,00
Abu (%)	1,40	0,043	0,92	1,20
Lemak (%)	4,00	0,31	0,20	0,70
Protein (%)	10,00	0,016	2,08	2,20
Pati (%)	66,55	86,53	20,63	26,00
Zat Tepung (%)	6,10	0,03	19,90	27,90
Gula (%)	1,40	0,07	-	6,70
Serat (%)	2,30	0,01	1,10	0,30

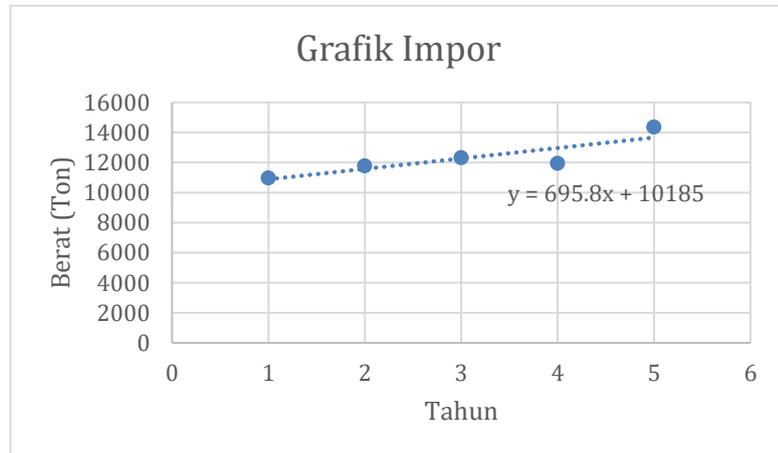
(Sumber: Buku Panduan Biomassa)

Berdasarkan Tabel 1.6 dapat dilihat bahwa pemilihan ubi kayu tersebut didasarkan pati yang paling banyak terkandung dalam ubi kayu.

1.2.3 Peluang Mendirikan Pabrik

Berdasarkan data yang sudah tersedia maka dapat ditentukan kapasitas dari suatu pabrik dengan menggunakan cara *demand-supply*, dimana demand

itu berupa ekspor ditambah konsumsi sedangkan *supply* berupa impor ditambah produksi.



Gambar 1. 1 Grafik Impor Dekstrin

Dari grafik pada Gambar 1.1 maka dapat dilihat bahwa nilai impor pada setiap tahunnya mengalami kenaikan serta dapat memperhitungkan nilai impor tahun mendatang saat pembangunan pabrik tersebut dengan menggunakan persamaan $y = 695.8x + 10185$, dengan nilai x adalah tahun yang diperkirakan akan dibangun suatu pabrik tersebut. Dengan persamaan tersebut maka diperkirakan pada tahun 2030 atau tahun ke-15 kebutuhan impor dekstrin di Indonesia sebesar :

$$y = 695.8x + 10185$$

$$x = 15 \text{ atau tahun } 2037$$

$$y = 20.622$$

Dari persamaan yang telah diproyeksikan tersebut kebutuhan dekstrin pada tahun 2022-2037. Dan didapatkan jumlah kebutuhan dekstrin di Indonesia pada tahun 2037 sebesar 20.622 Pabrik dekstrin di Indonesia akan dioperasikan pada tahun 2037 dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\
 &= (\text{ekspor} + \text{konsumsi}) - (\text{impor} + \text{produksi}) \\
 &= (0 + 364.681) - (20.622 + 12.000) \\
 &= 332.059
 \end{aligned}$$

$$\text{Range} = 332.059/2$$

$$\text{Range} = 166.029,5 \text{ atau } 166.000 \text{ Ton/Tahun}$$

Dari hasil perhitungan yang dilakukan didapatkan range kapasitas yaitu 166.000 Ton/Tahun, dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku yang tidak seluruh bahan baku yang tersedia di Indonesia dapat digunakan untuk kebutuhan produksi dekstrin dan keterbatasan data terkait pabrik dekstrin yang sudah berjalan di luar negeri serta data pabrik dekstrin yang sudah berjalan di Indonesia dengan kapasitas yang tergolong kecil. Sehingga diambil kapasitas 30.000 Ton/Tahun untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri saja. Maka, Pabrik dekstrin di Indonesia akan dioperasikan pada tahun 2027 dengan kapasitas sebesar 30.000 Ton/Tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

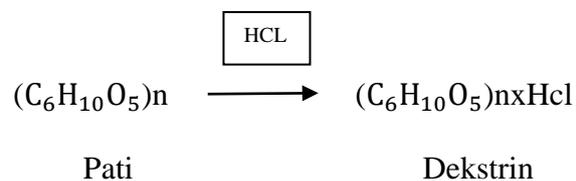
Terdapat beberapa proses yang dapat di tempuh guna menghasilkan dekstrin. Proses tersebut meliputi steam cracking, fluidized catalytic cracking, Propane Dehydrogeation dan methatesis.

a. Hidrolisa Pati dengan Asam

Proses hidrolisis pati dengan asam menggunakan bantuan asam klorida dengan konsentrasi yang rendah sebagai katalis. Penggunaan asam sebagai katalis

dapat mengkonversi pati menjadi dekstrin sebesar 50%, konversi tersebut termasuk kecil yang disebabkan adanya degradasi hasil hidrolisis yang terbentuk karena penggunaan temperatur reaksi yang tinggi. Proses hidrolisis pati dengan asam dilakukan pada suhu 127 °C dan pada tekanan 4 atm (bersifat eksotermis) selama 1¼ jam, selanjutnya ditambahkan asam borat sebanyak 4 % dari pati yang digunakan dan mereaksikan kembali selama 15 menit. Pada proses hidrolisis pati dengan asam, konsentrasi asam dan suhu reaksi menjadi variabel yang penting dalam pembentukan dekstrin. Keunggulan proses hidrolisis pati dengan asam yaitu reaksi pembentukan dekstrin berlangsung dalam waktu yang cepat, sedangkan kelemahannya yaitu menghasilkan warna dan rasa yang kurang baik karena asam sangat reaktif dan mempengaruhi kemurnian produk.

Proses hidrolisis pati dengan asam membutuhkan energi dan biaya yang besar karena proses berlangsung pada tekanan dan temperatur yang tinggi, selain itu proses ini juga memerlukan peralatan yang tahan korosi karena reaksi berlangsung pada kondisi pH yang rendah. Reaksi yang terjadi pada saat proses hidrolisis pati dengan asam yaitu:



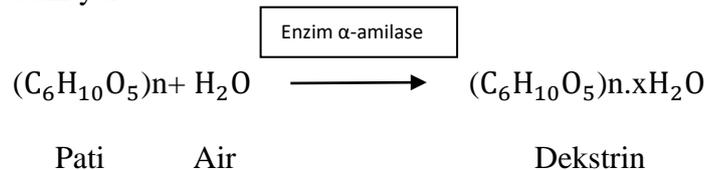
b. Hidrolisis Pati Dengan Enzim

Proses hidrolisis pati secara enzimatik dapat memecah polimer menjadi monomer-monomer dengan bantuan enzim. Pada proses hidrolisis pati secara enzimatik, molekul pati mula-mula pecah menjadi dekstrin. Dekstrin adalah

glukosa yang terdiri atas polimer sakarida yang memiliki rumus molekul yang sama dengan pati, namun lebih kecil dan lebih kompleks dibandingkan pati. Proses hidrolisis pati secara enzimatik terbagi ke dalam dua tahapan umum yaitu tahapan gelatinisasi dan tahapan likuifikasi. Pada proses gelatinisasi granula pati mengembang dan kemudian pecah. Enzim yang berperan dalam pengubahan pati menjadi dekstrin adalah enzim α -amilase. Enzim amilase bertugas untuk mendekomposisi pati menjadi oligosakarida yang akan dilanjutkan dalam proses reaksi menjadi dekstrin. Kondisi yang mempengaruhi aktivitas enzim diantaranya konsentrasi enzim, konsentrasi substrat, pH serta suhu reaksi.

1. Tahap Gelatinasi. Gelatinasi merupakan proses masuknya air ke dalam granula pati yang menyebabkan granula pati mengembang dan akhirnya pecah. Proses gelatinasi dilakukan dengan tujuan memecah granula pati. Ukuran granula pati akan semakin membesar seiring terjadinya peningkatan suhu. Hal tersebut dapat menyebabkan viskositas bahan baku yang digunakan (ubi kayu) akan semakin meningkat dan terbentuk slurry.
2. Tahap Likuifikasi Tahap likuifikasi menggunakan enzim α -amilase untuk mengubah pati menjadi dekstrin. Enzim α -amilase merupakan enzim amilase yang memutuskan ikatan glikosidik pada bagian dalam rantai pati secara acak. Proses hidrolisis pati menjadi dekstrin kurang sempurna apabila tidak ditambahkan enzim α -amilase. Hal ini disebabkan tidak ada pemutusan ikatan spesifik pada homopolimer rantai ikatan α -1,4-glikosida amilum sehingga glukosa yang dihasilkan kurang optimal. Tahap likuifikasi berlangsung selama 3 jam pada suhu 100 °C. Pada tahap likuifikasi juga

ditambahkan NaOH. Penambahan NaOH tersebut bertujuan untuk menjaga pH selama reaksi berlangsung. Dari tahap likuifikasi, pati diubah menjadi dekstrin dengan konversi sebesar 95,3 %. Reaksi yang terjadi pada saat proses hidrolisa dengan asam yaitu:



Dalam pemilihan teknologi proses ini dapat dibandingkan dari produksi dekstrin dengan proses hidrolisis asam dan hidrolisis dengan enzim, untuk menentukan proses mana yang lebih efektif dan efisien. Berikut merupakan perbandingan teknologi proses hidrolisis pati menjadi dekstrin:

Tabel 1. 7 Perbandingan Proses Hidrolisis Pati

Metode	pH	Suhu	Waktu	Tekanan	Konversi
Hidrolisis Enzim	rendah	79 °C –110 °C	3-5 jam	1 atm	95,3 %
Hidrolisis Asam	rendah	127 °C –149 °C	1-2 jam	4 atm	50%

(Sumber: *Biochemical Engineering Journal*, 2003)

Dalam prarancangan pabrik dekstrin ini dipilih proses hidrolisis pati menjadi dekstrin secara enzimatik dengan alasan sebagai berikut: Bahan baku berupa ubi kayu (*Manihot esculenta* Crant) mudah diperoleh dan ketersediaannya melimpah. Proses berlangsung pada suhu dan tekanan yang rendah. Proses produksi berlangsung sederhana. Konversi dekstrin dari pati yang dihasilkan sebesar 95,3 %.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Tinjauan Kinetika

a. Tinjauan Termodinamika

Entalpi Reaksi (ΔH_r)

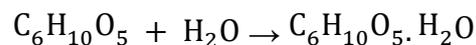
Entalpi reaksi (ΔH_r) merupakan jenis entalpi yang paling umum dan sering digunakan karena jenis entalpi tersebut merupakan panas yang terlibat dalam perubahan secara reaksi kimia. Dalam menentukan nilai ΔH_r reaksi, diperlukan nilai konstanta A, B, C dan D dari *specific heat* (C_p) untuk masing-masing komponen. Pada *Enzimatic process* nilai *specific heat* nya adalah sebagai berikut.

Tabel 1. 8 *Specific Heat (C_p) Hydroxide Process*

Komponen	A	B	C	D
$C_6H_{10}O_5 \cdot H_2O$	1,75E-01	-	-	-
$C_6H_{10}O_5$	8,35E-01	1,49E-02	-	-
H_2O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,32E-07

(Sumber: nist.gov)

Dalam dekstrin *Enzimatic Process* memiliki reaksi sebagai berikut:



Entalpi:

$$\begin{aligned} \Delta A &= \sum A_{\text{produk}} - \sum A_{\text{reaktan}} \\ &= [(1 \times C_6H_{10}O_5 \cdot H_2O)] - [(1 \times C_6H_{10}O_5) + (1 \times H_2O)] \\ &= [(1 \times 1,75E-01)] - [(1 \times 8,35E-01) + (1 \times 92,053)] \\ &= 16,688 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama, maka didapatkan nilai ΔB , ΔC , ΔD dan ΔE sebagai berikut.

$$\Delta B = 2,51E-02$$

$$\Delta C = 2,0E-04$$

$$\Delta D = 1,0E-06$$

Tabel 1. 9 Nilai *Entalpi Standar Dextrin Enzimatic Process*

Komponen	ΔH_{298K} (kJ/mol)
$C_6H_{10}O_5 \cdot H_2O$	-48.066,32
$C_6H_{10}O_5$	-20.441
H_2O	-68,317

(Sumber: Carl L, Yaws., 1996).

Untuk mencari nilai entalpi reaksi standar (ΔH_{298K}) pada *dextrin enzimatic process* adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta H_{298K} &= \sum \Delta H_{\text{produk}} - \sum \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= (C_6H_{10}O_5 \cdot H_2O) - (C_6H_{10}O_5 + H_2O) \\ &= [-48.066,32] - [(-20.441) + (-68,317)] \\ &= - 27,4812 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Untuk mencari nilai entalpi reaksi (ΔH_r) pada temperatur reaksi 50°C dan tekanan 1 atmosfer digunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta H_r = \Delta H_{298K} + R \int_{T_0}^T C_p dT \quad (4.18 - \text{J. Smith} - \text{Van Ness})$$

Dengan:

$$R = 8,3145 \text{ J/mol.K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298\text{K})$$

$$T = 85^\circ\text{C} (358\text{K})$$

$$\tau = T - T_0$$

$$= 358 \text{ K}/298 \text{ K} = 1,2013$$

$$\begin{aligned}\Delta H_r &= \Delta H_{298\text{K}} \times R \times \tau \\ &= (-27,4812 \text{ kJ/mol}) \times 8,3145 \times 1,2013 \\ &= -274,4973 \text{ KJ/mol}\end{aligned}$$

Diperoleh nilai entalpi reaksi (ΔH_r) pada *dextrin enzymatic process* sebesar 274,4973 kJ/mol. Hasil tersebut bernilai negatif, sehingga reaksi ini berlangsung secara eksotermis.

Entalpi Reaksi (ΔG_r)

Menurut Josiah Willard Gibbs (1873), Energi Gibbs pembentukan standar pada suatu senyawa adalah perubahan energi bebas yang disertai pembentukan 1 mol zat tersebut dari unsur penyusunannya.

Tabel 1. 10 Nilai *Gibbs Standar Dextrin Enzymatic Process*

Komponen	$\Delta G_{298\text{K}}$ (kJ/mol)
$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 \cdot \text{H}_2\text{O}$	-705,021
$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$	-248,6636
H_2O	-237,349

(Sumber: Carl L, Yaws., 1996).

Untuk mencari nilai entalpi reaksi Gibbs ($\Delta G_{298\text{K}}$) pada *dextrin enzymatic process* adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\Delta G_{298\text{K}} &= \sum \Delta G_{\text{produk}} - \sum \Delta G_{\text{reaktan}} \\ &= (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 \cdot \text{H}_2\text{O}) - (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 + \text{H}_2\text{O}) \\ &= [-705,021] - [(-248,6636) + (-237,349)] \\ &= -219,008 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Untuk mencari nilai entalpi reaksi (ΔG_r) pada temperatur reaksi 85°C dan tekanan 1 atmosfer digunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta G_r = (-\Delta H_r 298R [1T - 1T_0]) RT - G_r 298RT \quad (6.39 - \text{R. Smith})$$

Dengan:

$$R = 8,3145 \text{ J/mol.K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298\text{K})$$

$$T = 85^\circ\text{C} (358\text{K})$$

$$\tau = T/T_0 = 358/298 \text{ K} = 1,2013$$

$$\Delta G_r = -5,5239 \text{ kJ/mol}$$

Setelah dilakukan perhitungan, maka diperoleh nilai energi bebas Gibbs reaksi (ΔG_r) pada kondisi temperatur 85°C dan tekanan 1 atmosfer dalam *dextrin enzymatic process* ini sebesar $5,5239 \text{ kJ/mol}$. Nilai tersebut bernilai negatif, menunjukkan bahwa reaksi pada proses ini berlangsung secara spontan dan tidak membutuhkan energi dalam proses pereaksiannya.

b. Tinjauan Kinetika

Tinjauan Kinetika digunakan bertujuan untuk menentuka nilai kecepatan laju reaksi, agar dapat digunakan untuk merancang reactor. Laju reaksi kimia sangat dipengaruhi oleh besarnya konsentrasi reaktan. Semakin besar konsesntrasi reaktan yang digunakan, laju reaksi akan meningkat. Laju reaksi juga dipengaruhi oleh nilai konstanta laju reaksi

(k). Konstanta laju reaksi merupakan perbandingan antara laju reaksi dengan konsentrasi reaktan. (Fogler, 1992).

Persamaan Laju Reaksi:

Reaksi dianggap berorde 1 secara keseluruhan.

$$r_s = k_{dex} \exp\left(-\frac{E_{sg}}{RT}\right) [S_s]$$

Dengan :

r_s = laju reaksi, kmol/m³.jam

k_{dex} = pre-exponential factor, s⁻¹.

S_s = konsentrasi Pati.

E_{sg} = energi aktivasi, J/mol

R = konstanta, J/mol K.

T = suhu, K.

Pada Biochemical Engineering Journal (2003) didapatkan nilai k_{dex} (s⁻¹) adalah 0,317, nilai E_{sg} adalah 1 kJ/mol (didapat dari Top < Tgelatin), nilai R adalah 8,314 J/mol K, dan T pada 343K.

BAB II

PERACANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Dekstrin

Sifat Fisik

Rumus Molekul : $(C_6H_{10}O_5)_n \cdot xH_2O$

Berat Molekul : 162,09 g/mol

Jenis senyawa : Anhidrat (*Sumber: JN BeMiller, "Ensiklopedia Ilmu Pangan dan Gizi", 2003.*)

Titik Cair : 178°C

Warna : putih hingga kekuningan

Wujud : serbuk

Specific Gravity : 1,038

pH : 5 - 7

Sifat Kimia

- a. Larut dalam air. Serta tidak larut dalam alkohol dan pelarut-pelarut netral lainnya.
- b. Dapat direaksikan dengan alkohol atau Ca/BaOH akan menghasilkan endapan dekstrin yang bentuknya tidak beraturan

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

- a. Ubi Kayu

Sifat Fisik

Wujud	: padat
Kadar Air	: 10,0%
Lemak Kasar	: 0,80%
Protein Kasar	: 1,20%
Serat Kasar	: 4,20%
Kadar Abu	: 0,20%
Pati	: 80,532%

Sifat Kimia

Mengandung asam sianida (HCN) yang mudah larut dalam air

b. Air

Sifat Fisik

Rumus Molekul	: H_2O
Berat Molekul	: 18,015 g/mol
Densitas	: 1 g/mL (pada 4 °C)
Kalor Jenis	: 1 kal/g.°C
Titik Beku	: 0°C (pada tekanan 1 atm)
Titik Didih	: 100°C (pada tekanan 1 atm)
<i>Spesific Gravity</i> (cair)	: 1,00
<i>Spesific Gravity</i> (padat)	: 0,195
pH	: 6,8 – 7,2

Sifat Kimia

1. Memiliki ikatan hidrogen
2. Memiliki pasangan elektron bebas sehingga termasuk senyawa polar

2.3 Spesifikasi Bahan Pembaku

a. Enzim α -amilase

Sifat Fisik

Wujud	: Cair
Warna	: Kuning
Densitas	: 1,260 kg/m ³
Viskositas	: 1 – 25 cP
pH Stabil	: 6,2 – 6,7
pH Inaktivitas	: 5,3
pH Optimum	: 6,0 – 6,5
Suhu Optimal	: 100 - 110 °C
Organisme Penghasil	: <i>Bacillus Linheniformis</i>

b. Natrium hidroksida

Sifat Fisik

Rumus Molekul	: NaOH
Berat Molekul	: 40 g/mol
Wujud	: Padat
Warna	: Putih

Titik Leleh	: 318,4°C
Titik Didih	: 1.390°C
<i>Spesific Gravity</i>	: 2,130
Kapasitas Panas	: 0,67 (pada suhu 25 °C)

Sifat Kimia

1. Mudah larut dalam air, serta saat dilarutkan akan melepaskan panas
2. Jika berkontak dengan udara akan mencair dan jika dibakar akan meleleh

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas dapat diartikan sebagai suatu aktivitas agar diperoleh barang hasil jadi yang kualitasnya sesuai dengan standar yang diinginkan. Pada pengendalian kualitas ini memiliki beberapa jenis yaitu :

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku diartikan sebagai mengetahui sejauh mana kualitas bahan yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengendalian kualitas proses produksi disini untuk mengetahui

alat apa saja yang akan dipakai pada suatu pabrik tersebut, seperti :
Flow Control, Level, Control, Ratio Control, Temperature Control,
serta *Pressure Control*

2.4.3 Pengendalian Waktu Produksi

Pengendalian waktu produksi merupakan kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal

2.4.4 Pengendalian Kualitas Produk

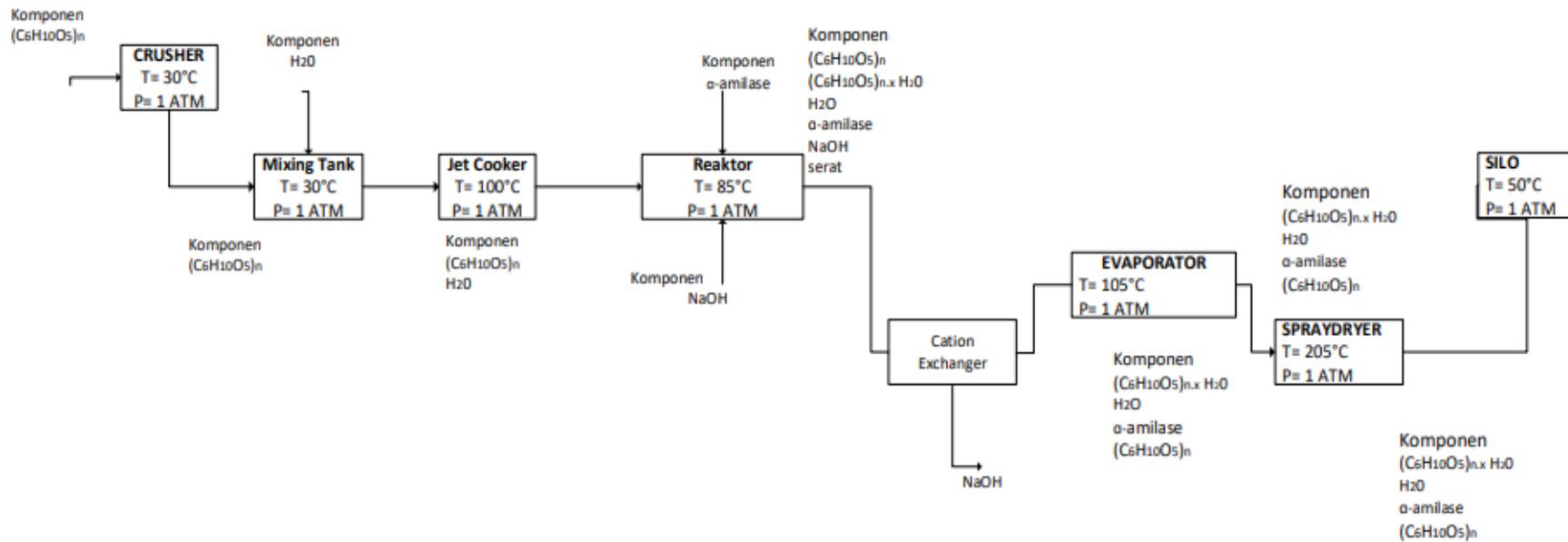
Pengendalian kualitas produk disini diartikan untuk mengetahui hasil dari suatu produk yang dihasilkan yaitu dekstrin sesuai dengan rancangan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

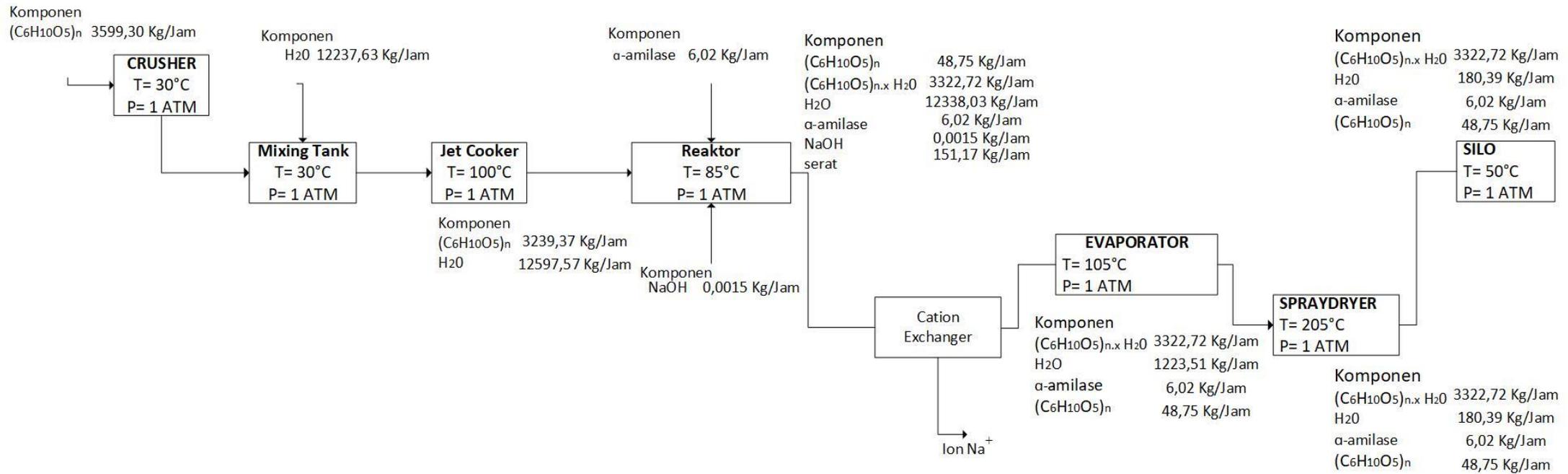
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

a. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

b. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan dekstrin dengan proses hidrolisis pati secara enzimatis terdiri dari beberapa tahapan berikut:

- a. Tahap persiapan bahan baku
- b. Tahap pencampuran bahan
- c. Tahap gelatinasi
- d. Tahap liquifikasi
- e. Tahap pemisahan dan pemurnian produk

3.2.1 Persiapan Bahan Baku

Ubi kayu dibersihkan dan dikupas terlebih dahulu pada alat pengupas kemudian didistribusikan diangkut menggunakan *belt conveyor* (BC-01) menuju *crusher* (CRS- 01). Keluaran *crusher* (CRS-01) untuk dilakukan penghancuran menjadi ukuran lebih kecil. Keluaran *crusher* selanjutnya dilewatkan pada alat *screening* (HVS-01), kemudian ukuran ubi kayu yang tidak lolos selanjutnya *direct cycle* kembali menuju *crusher*. Ubi kayu yang sudah lolos melewati *screening* dan sudah halus diumpankan menuju *mixing tank* (MT-01) menggunakan *belt conveyor* (BC- 02).

3.2.2 Tahap Pencampuran Bahan

Pada tangki pencampuran (MT-01) ubi kayu yang telah dihaluskan ditambahkan sejumlah air menggunakan pompa (P-01)

sampai terbentuk *slurry* dengan konsentrasi sebesar 35% w/w basis pati.

3.2.3 Tahap Gelatinasi

Cairan pati yang terbentuk selanjutnya diumpankan menuju *jet cooker* (JC-01) menggunakan pompa (P-02) untuk dilakukan tahapan gelatinasi. Proses gelatinasi adalah pembentukan atau perubahan dari padat menjadi padat-cair berbentuk gel dan berlangsung pada suhu 100°C dengan tekanan 1 atm. Pada proses gelatinasi ini cairan pati mengalami pemecahan ikatan kimia, sehingga memudahkan dalam penyerapan enzim pada tahapan selanjutnya.

3.2.4 Tahap Liquifikasi

Cairan pati yang telah digelatinasi selanjutnya diumpankan menuju HE-01 menggunakan pompa (P-03) jenis sentrifugal yang dapat mengalirkan cairan dengan viskositas tinggi untuk menurunkan suhu umpan dari 100°C menjadi 85 C sebelum masuk kedalam reaktor. Selanjutnya diumpankan menuju reaktor (R-01) untuk proses reaksi pertama, setelah reaksi pertama selesai berlangsung selanjutnya *slurry* diumpankan ke reaktor (R-02) untuk proses reaksi yang kedua. Dalam proses liquifikasi menggunakan enzim sebagai katalisator untuk mempercepat terjadinya reaksi pati menjadi dekstrin. Cairan pati yang masuk kedalam reaktor (R-01) memiliki pH $\pm 4,5$.

Enzim yang digunakan untuk mengubah pati menjadi dekstrin yaitu enzim α -Amilase yang bekerja optimum pada pH 6,0 - 6,5. Enzim enzim α -Amilase ditambahkan ke reaktor menggunakan pompa (P-04) sebanyak 0,2% per kg pati yang digunakan.

Untuk menjaga pH berada pada kisaran 6,0 - 6,5, maka dilakukan penambahan NaOH yang berperan sebagai *buffer*. NaOH yang ditambahkan dengan konsentrasi 1N sebanyak 20% dari banyak enzim α -Amilase yang digunakan. NaOH ini ditambahkan ke reaktor menggunakan pompa (P-05).

Proses liquifikasi berlangsung selama 3 jam pada tiap reaktor dengan suhu 85°C dan ber tekanan 1,25 atm. Pada tahap ini, Reaktor dapat mengkonversikan 78% dan 95% pati yang digunakan menjadi dekstrin. Reaktor bekerja secara eksotermis, sehingga suhu reaksi harus dipertahankan. Untuk menjaga suhu reaksi tidak mengalami kenaikan, maka reaktor dilengkapi dengan jaket pendingin. *Slurry* yang diperoleh selanjutnya didinginkan menggunakan *cooler* (HE-02) hingga suhu mencapai 30°C sebelum diumpankan menuju tahapan pemisahan dan pemurnian produk.

3.2.5 Tahap Pengeringan

Slurry yang terbentuk masih mengandung pati yang tidak terkonversi dan terdapat sisa kandungan NaOH. *Slurry* selanjutnya dialirkan menuju kolom *exchanger*. Dekstrin dialirkan menggunakan

pompa (P-07) menuju kolom *cation exchanger* (CX-01) untuk menghilangkan ion Na⁺.

Slurry kemudian dialirkan menggunakan pompa (P-08) menuju Evaporator (EV-01) untuk mengurangi kadar air pada *slurry*. *Slurry* keluaran dari Evaporator kemudian dialirkan menggunakan pompa (P-10) menuju *Spray Dryer* (SD-01) untuk mengubah produk menjadi serbuk/ bubuk dengan mengontakkan dengan udara panas. *Cyclone* merupakan alat kesatuan dari *Spray Dryer* yang berfungsi menangkap produk dan memurnikan udara basah dari kontaminan yang terbang terbawa udara saat terjadi proses pengeringan di alat *Spray Dryer*. Produk keluaran *Spray Dryer* di tampung oleh *Cooling Conveyor* berbentuk *belt* (BC-03) untuk diturunkan suhunya dari 150 °C menjadi 30°C dan diumpankan menuju Silo (S-01) tempat penyimpanan produk.

3.3. Spesifikasi Alat

a. Spesifikasi Alat Proses dan Unit Pendukung

1. Reaktor (R-01)

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat terjadi reaksi pertama antara pati dan air menjadi dekstrin dengan bantuan enzim a-amilase
Jenis	: Reaktor tangki berpengaduk dengan jaket pendingin
Jumlah	: 1 unit

Kapasitas : 22,19 m³
Konversi : 78%
Harga : \$ 107.762

Kondisi Operasi

Suhu : 85⁰C
Tekanan : 1,25 atm
Kondisi proses : Kontinyu

Konstruksi dan Material

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

OD *shell* : 66 in
ID *shell* : 59,97 in
Tebal *shell* : 0,25 in
Tebal *head* : 0,1875 in
Tinggi total : 9,56 m

Jenis *head* dan *bottom* : *Torispherical dished head and bottom*

Spesifikasi Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six blade turbines*
Diameter pengaduk : 0,34 m
Kecepatan pengaduk : 108,51 rpm
Tenaga pengaduk : 0,36 hp
Daya pengaduk : 0,45 hp
Jumlah pengaduk : 1 buah

Spesifikasi Pendingin

Media pendingin : Jaket pendingin
Jenis pendingin : *Simple cooling jacket*
Volume pendingin : 5,85 m³
OD pendingin : 114,07 m

2. Reaktor (R-02)

Spesifikasi Umum

Kode : R-02
Fungsi : Tempat terjadi reaksi kedua antara pati dan air menjadi dekstrin dengan bantuan enzim α -amilase
Jenis : Reaktor tangki berpengaduk dengan jaket pendingin
Jumlah : 1 unit
Kapasitas : 22,19 m³
Konversi : 95%
Harga : \$ 106.762

Kondisi Operasi

Suhu : 85⁰C
Tekanan : 1,25 atm
Kondisi proses : Kontinyu

Konstruksi dan Material

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
OD *shell* : 66 in
ID *shell* : 65,50 in

Tebal <i>shell</i>	: 0,25 in
Tebal <i>head</i>	: 0,375 in
Tinggi total	: 7,81 m
Jenis <i>head</i> dan <i>bottom</i>	: <i>Torispherical dished head and bottom</i>

Spesifikasi Pengaduk

Tipe pengaduk	: <i>Flat six blade turbines</i>
Diameter pengaduk	: 0,34 m
Kecepatan pengaduk	: 155,55 rpm
Tenaga pengaduk	: 1,06 hp
Daya pengaduk	: 1,33 hp
Jumlah pengaduk	: 1 buah

Spesifikasi Pendingin

Media pendingin	: Jaket pendingin
Jenis pendingin	: <i>Simple cooling jacket</i>
Volume pendingin	: 5,85 m ³
OD pendingin	: 114,59 m

3. Crusher (CRS-01)

Spesifikasi Umum

Kode	: CRS-01
Fungsi	: Menghancurkan ubi kayu dari gudang
Jenis	: <i>Cone crusher</i>
Jumlah	: 1 unit

Kapasitas : 118,78 ton/hari

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Ukuran komponen : masuk = 300 mm
keluar = 5 - 50 mm

Harga : \$ 49.818

Power : 43,87

Kondisi Operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

4. Screening (HVS-01)

Spesifikasi Umum

Kode : HVS-01

Fungsi : Mengayak umpan yang keluar dari CRS-01

Jenis : *Horizontal vibrating screen*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Harga : \$ 25.092

Kondisi Operasi

Jenis Bahan : *Wet screen*

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Konversi pengayakan : 80%

Dimensi

Lebar	: 1,23 m
Panjang	: 2,47 m
Luas permukaan	: 3,04 m ²
Jumlah <i>layer</i>	: 2
Ukuran <i>screen</i>	: 1.200 x 3.700
Ukuran komponen	: masuk = 5 mm keluar = 4,7 mm (3 <i>mesh</i>)
Power	: 5,5 kW

5. *Mixing Tank* (MT-01)

Spesifikasi Umum

Kode	: MT-01
Fungsi	: Tempat pencampuran antara air dengan ubi kayu agar membentuk pati (<i>slurry</i>)
Jenis	: Tangki silinder tegak berpengaduk
Jumlah	: 1 unit
Volume	: 73,93 m ³
Harga	: \$ 34.984

Kondisi Operasi

Suhu	: masuk = 30 ⁰ C keluar = 30 ⁰ C
Tekanan	: 1 atm

Konstruksi dan Material

Bahan konstruksi : *Carbon steel*
ID *shell* : 6,07 m
Tebal *shell* : 0,5 in
Tebal *head* : 0,1875 in
Tinggi total : 4,23 in
Jenis *head and bottom* : *Torispherical*

Spesifikasi Pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six blade turbines*
Diameter pengaduk : 1,27 m
Lebar *baffle* : 0,35 m
Kecepatan pengaduk : 27,91 rpm
Tenaga pengaduk : 0,05 hp
Daya motor : 0,05 hp
Jumlah pengaduk : 2 buah

6. Jet Cooker (JC-01)

Spesifikasi Umum

Kode : JC-01
Fungsi : Tempat terjadinya proses gelatinasi
Tipe : Tangki silinder tegak dengan *dished head and bottom*
Jenis operasi : Continuous
Kapasitas : 15.836,94 kg/jam

Harga : \$ 12.883

Kondisi Operasi

Suhu : 100°C

Tekanan : 6,57 atm

Konstruksi dan Dimensi

Bahan konstruksi: *Stainlees steel type 316*

Tebal *shell* : 0,75 in

Tebal *head* : 1,13 in

Tinggi *head* : 0,09 m

Tinggi total : 16,07 m

Unit Pendukung

Jenis pendukung :

Suhu : 150°C

Volume : 3956,39 m³

7. Cation Exchanger (CX-01)

Spesifikasi Umum

Kode : CX-01

Fungsi : Menghilangkan kation dengan mengikat ion positif
di dalam dekstrin

Jenis : Tangki silinder tegak

Jenis Resin : Resin Hidrogen (H^+)

Bahan konstruksi: *Carbon steel*

Harga : \$ 10.736

Kapasitas resin : 30,27 m³

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi dan Dimensi

Suhu : 30⁰C

Tekanan : 1 atm

Tinggi *shell* : 5,51 m

Diameter : 2,30 m

8. Evaporator (EV-01)

Spesifikasi Umum

Kode : EV-01

Fungsi : Menguapkan kadar air yang terkandung dalam dekstrin

Jenis : *Long tube vertical evaporator*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Harga : \$ 212.319

Kondisi Operasi

Suhu :

a) Suhu masuk umpan = 30⁰C

b) Suhu keluar umpan = 105⁰C

c) Suhu masuk *hot fluid* = 105⁰C

d) Suhu keluar *hot fluid* = 150⁰C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi Bagian Evaporator

a) Deflektor (pemisah uap)

Jenis *shell* : *Cylindrical*

Jenis *head* : *Torispherical flanged and dished*

ID *shell* : 53,38 in

OD *shell* : 54 in

Tebal *shell* : 0,375 in

Tebal *head* : 0,3125 in

Tebal *bottom* : 0,3125 in

Volume : 0,55 m³

Tinggi : 1,38 m

b) *Heat Exchanger*

Jenis : *Shell and tube*

ID *shell* : 13,25 in

OD *shell* : 14 in

Tebal *shell* : 0,375 in

Tebal *bottom* : 0,3125 in

Volume : 0,55 m³

Tinggi : 6,22 m

Spesifikasi *Heat Exchanger*

Shell

a) Laju alir massa : 5.563.304,52 kg/jam

- b) Diameter dalam : 12 in
- c) *Passes* : 1-P
- d) Jenis *baffle* : Segmen tunggal
- e) Jumlah *baffle* : 20 buah

Tube

- a) Laju alir massa : 15.842,96 kg/jam
- b) *Layout* : *Triangular pitch*
- c) Tinggi : 20 ft
- d) *Flow area* : 2,67 in²
- e) *Surface area* : 0,1963 ft²/ft
- f) Jumlah *tube* : 109 buah

9. *Spray Dryer (SD-01)*

Spesifikasi Umum

- Kode : SD-01
- Fungsi : Mengeringkan produk melalui kontak langsung dengan udara panas
- Jenis : *Spray dryer equipped wheel atomizer*
- Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-167*
- Harga : \$ 335.423

Kondisi Operasi

- Waktu tinggal : 30 detik
- Suhu :

- a) Suhu umpan masuk = 105°C
- b) Suhu umpan keluar = 110°C
- c) Suhu udara masuk = 150°C
- d) Suhu udara keluar = 110°C

Tekanan : 1 atm

Laju alir umpan : 4.831,36 kg/jam

Laju alir udara : 2.618,23 kg/jam

Dimensi

Volume : $83,42 \text{ m}^3$

Diameter : 2,91 m

Tinggi *head* : 2,52 m

Tinggi *shell* : 9,13 m

Tinggi total : 11,65 m

Tebal *shell* : 0,125 in

Jumlah *droplet* : 121 buah

10. Cyclone (CY-01)

Spesifikasi Umum

Kode : CY-01

Fungsi : Menangkap produk yang terikut oleh udara
dan menjatuhkan kembali ke BC-02

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA-283

Harga : \$ 10.736

Dimensi

Diameter cerobong : 1,96 m

Diameter *cycline* : 3,93 mLebar *inlet* : 0,71 mTinggi *inlet* : 2,36 m*Pressure loss* : 1,185 N/m²*Static pressure* : 6,83 atm**b. Spesifikasi Alat Penyimpanan**

Keterangan	T-01	T-02	S-01
Fungsi	Menyimpan H ₂ O proses selama 30 hari	Menyimpan larutan NaOH selama 30 hari	Menyimpan produk dekstrin
Waktu penyimpanan	30 hari	30 hari	7 hari
Fase	Cair	Cair	Padat
Jumlah	3 unit	2 unit	1 unit
Jenis	Silinder vertikal dengan alas berbentuk kerucut		
Kondisi Operasi	Suhu: 30 ⁰ C Tekanan: 1 atm	Suhu: 30 ⁰ C Tekanan: 1 atm	Suhu: 30 ⁰ C Tekanan: 1 atm
Spesifikasi	Bahan konstruksi: <i>Carbon Steel SA-283</i> Volume tangki: 10573,32 m ³ Diameter: 10,87 m Tinggi: 36,58 m Jumlah <i>course</i> : 10 Tebal <i>shell</i> : 0,50 in 0,50 in 0,50 in 0,25 in 0,25 in 0,25 in 0,17 in 0,17 in	Bahan konstruksi: <i>Carbon Steel SA-283</i> Volume tangki: 1,00 m ³ Diameter: 0,61 m Tinggi: 3,05 m Jumlah <i>course</i> : 2 Tebal <i>shell</i> : 0,5 in 0,5 in	Bahan konstruksi: <i>Carbon Steel SA-283</i> Kapasitas: 315,87 m ³ Diameter: 5,60 m Tinggi: 8,40 m Tebal <i>shell</i> : 1,5 in

	0,17 in		
	0,17 in		
<i>Head and Bottom</i>	Jenis head: <i>Conis</i>	Jenis head: <i>Conis</i>	Jenis head: <i>Flat</i>
	Tebal head: 3 in	Tebal head: 0,5 in	Tebal head: 0,5 in
	Jenis bottom: <i>Flat</i>	Jenis bottom: <i>Flat</i>	Jenis bottom: <i>Cone</i>
	Tebal bottom: 1,5 in	Tebal bottom: 1,5 in	Tebal bottom: 1,5 in
Harga	\$ 6.152	\$ 51.390	\$ 56.336

c. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

1. Pompa (P-01)

Kode	: P-01
Fungsi	: Mengalirkan H ₂ O kedalam MT-01
Bahan yang dipompa	: H ₂ O
Viskositas	: 0,8180 cP
Kapasitas	: 63,2022
Total head pump	: 1.414,75 m
Jenis pompa	: Pompa sentrifugal
Power motor	: 120 hp
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Harga	: \$ 20.870

2. Pompa (P-02)

Kode	: P-02
Fungsi	: Mengalirkan hasil pencampuran dari <i>Mixing Tank</i> MT-01 menuju <i>Jet Cooker</i> JC-01
Bahan yang dipompa	: H ₂ O dan Pati
Viskositas	: 0,4790 cP

Kapasitas	: 74,6697 gal/min
Total <i>head pump</i>	: 45,34 m
Jenis pompa	: Pompa sentrifugal
Power motor	: 5 hp
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Harga	: \$ 77.689

3. Pompa (P-03)

Kode	: P-03
Fungsi	: Mengalirkan hasil gelatinasi dari JC-01 menuju R-01 dan menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 1,25 atm
Bahan yang dipompa	: H ₂ O dan Pati
Viskositas	: 0,3010 cP
Kapasitas	: 15,63 m ³ /jam
Total <i>head pump</i>	: 68,8098 gal/min
Jenis pompa	: Pompa Dinamik
Power motor	: 0,17 hp
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Harga	: \$ 20.870

4. Pompa (P-04)

Kode	: P-04
------	--------

Fungsi	: Mengalirkan enzim a-amilase menuju <i>R-01</i>
Bahan yang dipompa	: Enzim
Viskositas	: 1,000 cP
Kapasitas	: 0,0252 gal/min
Total <i>head pump</i>	: 4,6496 m
Jenis pompa	: Pompa Dinamik
Power motor	: 0,05 hp
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 20.870

5. Pompa (P-05)

Kode	: P-05
Fungsi	: Mengalirkan NaOH dari <i>T-03</i> menuju <i>R-01</i>
Bahan yang dipompa	: NaOH
Viskositas	: 2323,095 cP
Kapasitas	: 0,0033 gal/min
Total <i>head pump</i>	: 4,59 m
Jenis pompa	: Pompa Dinamik
Power motor	: 0,05 hp
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 20.870

6. Pompa (P-06)

Kode	: P-06
Fungsi	: Mengumpulkan hasil reaksi dari <i>R-01</i> menuju <i>R-02</i>
Bahan yang dipompa	: Pati, H ₂ O, enzim a-amilase, NaOH, dekstrin, Lemak, Protein, Serat dan Abu
Viskositas	: 0,459 cP
Kapasitas	: 154,4491 gal/min
Total <i>head pump</i>	: 252,88 m
Jenis pompa	: <i>Centrifugal Pump</i>
Power motor	: 25 hp
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 20.870

7. Pompa (P-07)

Kode	: P-07
Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran <i>R-01</i> menuju <i>CX-</i> <i>01</i>
Bahan yang dipompa	: Pati, H ₂ O, enzim a-amilase, NaOH, dekstrin
Viskositas	: 0,855 cP
Kapasitas	: 81,4644 gal/min
Total <i>head pump</i>	: 116,36 m
Jenis pompa	: <i>Centrifugal Pump</i>

Power motor	: 15 hp
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 36.552

8. Pompa (P-08)

Kode	: P-08
Fungsi	: Mengalirkan hasil <i>CX-01</i> menuju <i>EV-01</i>
Bahan yang dipompa	: Pati, H ₂ O, enzim a-amilase, NaOH, dekstrin
Viskositas	: 0,742 cP
Kapasitas	: 81,4635 gal/min
Total <i>head pump</i>	: 116,36 m
Jenis pompa	: <i>Centrifugal Pump</i>
Power motor	: 15 hp
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 36.552

9. Pompa (P-09)

Kode	: P-09
Fungsi	: Mengalirkan H ₂ O yang teruapkan pada <i>EV-01</i> menuju <i>UPL</i>
Bahan yang dipompa	: H ₂ O
Viskositas	: 0,665 cP
Kapasitas	: 57,3883 gal/min

Total <i>head pump</i>	: 41,62 m
Jenis pompa	: <i>Centrifugal Pump</i>
Power motor	: 15 hp
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: 64.540

10. Pompa (P-10)

Kode	: P-10
Fungsi	: Mengalirkan produk dari <i>EV-01</i> menuju <i>SD-01</i>
Bahan yang dipompa	: H ₂ O
Viskositas	: 0,665 cP
Kapasitas	: 24,7465 gal/min
Total <i>head pump</i>	: 5,50 m
Jenis pompa	: <i>Centrifugal Pump</i>
Power motor	: 0,17 hp
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 64.540

11. Blower (BL-01)

Kode	: BL-01
Fungsi	: Mengalirkan udara ke <i>SD-01</i> yang digunakan sebagai pemanas atau pengering

Jumlah	: 1 unit
Tekanan	: 1 atm
Jenis	: <i>Blower Centrifugal</i>
Daya	: 0,75 hp
Harga	: \$ 4.704

12. Belt Conveyor (BC-01)

Kode	: BC-01
Fungsi	: Mengangkut ubi katu menuju <i>Crusher CRS-01</i>
Jumlah	: 1 unit
Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Kecepatan <i>belt</i>	: 13,50 ft/min
Panjang <i>belt</i>	: 4,32 m
Lebar <i>belt</i>	: 0,36 m
Daya	: 0,50 hp
Harga	: \$ 11.339

13. Belt Conveyor (BC-02A)

Kode	: BC-02 A
Fungsi	: Mengangkut umpan dari <i>HVS-01</i> menuju <i>BE-01</i>
Jumlah	: 1 unit
Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>

Kecepatan <i>belt</i>	: 13,50 ft/min
Panjang <i>belt</i>	: 4,32 m
Lebar <i>belt</i>	: 0,36 m
Daya	: 0,50 hp
Harga	: \$ 11.397

14. *Belt Conveyor (BC-02B)*

Kode	: BC-02 B
Fungsi	: Mengangkut umpan dari <i>HVS-01</i> menuju <i>CRS-01</i> sebagai arus <i>reycle</i>
Jumlah	: 1 unit
Konstruksi	: <i>Carbon Stell</i>
Kecepatan <i>belt</i>	: 3,37 ft/min
Panjang <i>belt</i>	: 1,08 m
Lebar <i>belt</i>	: 0,36 m
Daya	: 0,33 hp
Harga	: \$ 11.339

15. *Belt Conveyor (BC-03)*

Kode	: BC-03
Fungsi	: Mengangkut produk keluaran dari <i>SD-01</i> menuju <i>S-01</i>
Jumlah	: 1 unit

Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283</i>
Kecepatan <i>belt</i>	: 100 ft/min
Panjang <i>belt</i>	: 35,51 m
Lebar <i>belt</i>	: 35,56 m
Daya	: 0,50 hp
Harga	: \$ 56.819

d. Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Cooler (CL-01)

Kode	CL-01
Fungsi	Mendinginkan keluaran JC-01 dari 100°C ke 85°C untuk penyesuaian kondisi operasi di R-01
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Arah Aliran	<i>Counter current</i>

Kondisi Operasi dan Mekanikal *Design*

	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>
Fluida	Larutan Umpan	Komponen	Pendingin
Jenis Fluida	<i>Hot fluid</i>	Jenis	<i>Cold Fluid</i>
Laju alir massa	3009,02 kg/jam	Laju alir massa	9474,78 kg/jam
<i>Outer pipe</i>	2 in	IPS	1,25 in
<i>Inner pipe</i>	1,25 in	Sch	40
<i>Flow area</i>	1,19 in ²	OD	1,66 in
Panjang	12 ft	ID	1,38 in
P_{cal}	29,02 psi	<i>Flow area</i>	1,5 in ²
Rd_{cal}	0,0006	<i>Surface area</i>	0,44 ft ² /ft
Suhu masuk	Btu/jam.ft ² .°F	P_{cal}	45,81 psi
Suhu keluar	100 °C	Suhu masuk	30°C
	85°C	Suhu keluar	70°C

2. Cooler (CL-02)

Kode	CL-02
Fungsi	Menurunkan produk keluaran reaktor dari suhu 85°C ke 30°C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Arah Aliran	<i>Counter current</i>

Kondisi Operasi dan Mekanikal Design

	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>
Fluida	<i>Larutan Umpan</i>	Komponen	<i>Pendingin</i>
Jenis Fluida	<i>Hot fluid</i>	Jenis	<i>Cold Fluid</i>
Laju alir massa	3322,72 kg/jam	Laju alir massa	33811,65
<i>Outer pipe</i>	2 in	IPS	kg/jam
<i>Inner pipe</i>	1,25 in	Sch	1,25 in
<i>Flow area</i>	1,19 in ²	OD	40
Panjang	12 ft	ID	1,66 in
P_{cal}	26,12 psi	<i>Flow area</i>	1,38 in
Rd_{cal}	0,0014	<i>Surface area</i>	1,5 in ²
Suhu masuk	Btu/jam.ft ² .°F	P_{cal}	0,44 ft ² /ft
Suhu keluar	85 °C	Suhu masuk	612,7909 psi
	30°C	Suhu keluar	30°C
			70°C

3. Heater (HE-01)

Kode	HE-01
Fungsi	Menaikan suhu udara dari 30°C ke 100°C
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Arah Aliran	<i>Counter current</i>

Kondisi Operasi dan Mekanikal Design

	<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>
Fluida	Larutan Umpan	Komponen	Pendingin
Jenis Fluida	<i>Steam</i>	Jenis	<i>Larutan Umpan</i>
Laju alir massa	102,68 kg/jam	Laju alir massa	2163,0135 kg/jam
<i>Outer pipe</i>	2 in	IPS	1,25 in
<i>Inner pipe</i>	1,25 in	Sch	40
<i>Flow area</i>	1,19 in ²	OD	1,66 in
Panjang	12 ft	ID	1,38 in
P_{cal}	29,02 psi	<i>Flow area</i>	1,5 in ²
Rd_{cal}	0,0000	<i>Surface area</i>	0,44 ft ² /ft
Suhu masuk	Btu/jam.ft ² .°F	P_{cal}	20,05 psi
Suhu keluar	120 °C	Suhu masuk	30°C
	110°C	Suhu keluar	100°C

3.4 Neraca Massa

a. Neraca Massa pada *Crusher* (CRS-01)

Tabel 3. 1 Neraca Massa *Crusher*

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 1	<i>Recycle</i>	Arus 2
Air	359,93	89,98	449,91
Protein	43,19	10,80	53,99
Abu	7,20	1,80	9,00
Serat	151,17	37,79	188,96
Lemak	28,79	7,20	35,99
Pati	3.009,01	752,26	3.761,26
Subtotal	3.599,30	899,83	4.499,13
Total	4.499,13		4.499,13

b. Neraca Massa pada *Screening* (HVS-01)

Tabel 3. 2 Neraca Massa *Screening*

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 2	<i>Recycle</i>	Arus 3
Air	449,91	89,98	359,93
Protein	53,99	10,80	43,19

Tabel 3.2 Neraca Massa *Screening* (Lanjutan)

Abu	9,00	1,80	7,20
Serat	188,96	37,79	151,17
Lemak	35,99	7,20	28,79
Pati	3.761,26	752,26	3.009,01
Subtotal	4.499,13	899,83	3.599,30
Total	4.499,13		4.499,13

c. Neraca Massa pada *Mixing Tank* (MT-01)Tabel 3. 3 Neraca Massa *Mixing Tank*

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Air	359,93	12.237,63	12.597,57
Protein	43,19	-	43,19
Abu	7,20	-	7,20
Serat	151,17	-	151,17
Lemak	28,79	-	28,79
Pati	3.009,01	-	3.009,01
Subtotal	3.599,30	12.237,63	15.836,94
Total		15.836,94	15.836,94

d. Neraca Massa pada *Jet Cooker* (JC-01)Tabel 3. 4 Neraca Massa *Jet Cooker*

Komponen	Masuk	Keluar
	Arus 5	Arus 6
Air	12.597,57	12.597,57
Protein	43,19	43,19
Abu	7,20	7,20
Serat	151,17	151,17
Lemak	28,79	28,79
Pati	3.009,01	3.009,01
Subtotal	15.836,94	15.836,94
Total	15.836,94	15.836,94

e. Neraca Massa pada Reaktor (R-01)

Tabel 3. 5 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Masuk			Keluar
	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9
Air	12.597,57	-	-	12.338,03
Protein	43,19	-	-	43,19
Abu	7,20	-	-	7,20
Serat	151,17	-	-	151,17
Lemak	28,79	-	-	28,79
Pati	3.009,01	-	-	673,17
Enzim a-amilase	-	6,02	-	6,02
NaOH	-	-	1,20	1,20
Dekstrin	-	-	-	2.595,39
Subtotal	15.836,94	6,02	1,20	15.844,16
Total		15.844,16		15.844,16

f. Neraca Massa pada Reaktor (R-02)

Tabel 3. 6 Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Masuk	Keluar
	Arus 9	Arus 10
Air	12.338,03	12.235,12
Protein	43,19	43,19
Abu	7,20	7,20
Serat	151,17	151,17
Lemak	28,79	28,79
Pati	673,17	48,75
Enzim a-amilase	6,02	6,02
NaOH	1,20	1,20
Dekstrin	2.595,39	3.322,72
Subtotal	15.844,16	15.844,16
Total	15.844,16	15.844,16

g. Neraca Massa pada *Cation Exchanger* (CX-01)

Tabel 3. 7 Neraca Massa *Cation Exchanger*

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
Air	12.235,12	-	12.235,12
Protein	43,19	-	43,19
Abu	7,20	-	7,20
Serat	151,17	-	151,17
Lemak	28,79	-	28,79
Pati	48,75	-	48,75
Enzim a-amilase	6,02	-	6,02
NaOH	1,20	1,20	-
Dekstrin	3.322,72	-	3.322,72
Subtotal	15.844,16	1,20	15.844,16
Total	15.844,16	15.844,16	

h. Neraca Massa pada Evaporator (EV-01)

Tabel 3. 8 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
Air	12.235,12	11.011,61	1.223,51
Protein	43,19	-	43,19
Abu	7,20	-	7,20
Serat	151,17	-	151,17
Lemak	28,79	-	28,79
Pati	48,75	-	48,75
Enzim a-amilase	6,02	-	6,02
Dekstrin	3.322,72	-	3.322,72
Subtotal	15.842,96	-	15.842,96
Total	15.842,96	15.842,96	

i. Neraca Massa pada *Spray Dryer* (SD-01)

Tabel 3. 9 Neraca Massa *Spray Dryer*

Komponen	Masuk		Keluar	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17
Air	1.223,51	-	1.043,12	180,39
Protein	43,19	-	-	-
Abu	7,20	-	-	-
Serat	151,17	-	-	-
Lemak	28,79	-	-	-
Pati	48,75	-	-	-
Enzim a-amilase	6,02	-	-	-
Dekstrin	3.322,72	-	-	3.607,84
Udara	-	2.618,23	2.618,23	-
Subtotal	4.831,36	2.618,23	3.661,35	3.788,24
Total	7.449,59		7.449,59	

3.5 Neraca Panas

a. Neraca Panas *Mixing Tank* (M-01)

Tabel 3. 10 Neraca Panas *Mixing Tank*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q komponen	23667,17	23677,41
ΔH_p		-10,24
Total	23667,17	23667,17

b. Neraca Panas *Jet Cooker* (JC-01)

Tabel 3. 11 Neraca Panas *Jet Cooker*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q komponen	264435,46	3952086,90
Q air	4361020,15	673368,71
Total	4625455,61	4625455,61

c. Neraca Panas *Reaktor* (R-01)**Tabel 3. 12** Neraca Panas Reaktor 1

Komponen energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q komponen	3160446,44	3105685,80
Q pendingin	735926,07	3670602,94
Qr	2879916,23	
Total	6776288,74	6776288,74

d. Neraca Panas *Reaktor* (R-02)**Tabel 3. 13** Neraca Panas Reaktor 2

Komponen energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q komponen	3107369,41	3082849,60
Q pendingin	37709,25	188083,69
ΔHR	125854,63	
Total	3270933,29	3270933,29

e. Neraca Panas *Cation Exchange* (CX-01)**Tabel 3. 14** Neraca Panas *Cation Exchange*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q komponen	120964,72	120974,67
ΔH_p		-9,95
Total	120964,72	120964,72

f. Neraca Panas *Evaporator* (EV-01)**Tabel 3. 15** Neraca Panas Evaporator

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q komponen	642928,49	5379093,94
Hvap		5044,28
Q air	5563304,55	822094,81
Total	6206233,04	6206233,04

g. Neraca Panas *Spray Dryer* (SD-01)**Tabel 3. 16** Neraca Panas *Spray Dryer*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qkomponen	119807,92	133163,73
Qudara	273891,59	175290,62
Quap air		477,84
Qloss		84767,33
Total	393699,51	393699,51

h. Neraca Panas *Belt Conveyor* (BC-03)**Tabel 3. 17** Neraca Panas *Belt Conveyor*

Komponen	masuk (kJ/jam)	keluar (kJ/jam)
Qkomponen	88347,00	5535,21
Qair		
Qpendingin		82811,7904
Total	88347,00	88347,00

i. Neraca Panas *Cooler* (CL-01)**Tabel 3. 18** Neraca Panas *Cooler 1*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qfeed	3951464,49	3159957,88
Qair (pendingin)	204444,61	995951,23
Total	4155909,10	4155909,10

j. Neraca Panas *Cooler* (CL-02)**Tabel 3. 19** Neraca Panas *Cooler 2*

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qfeed	3082361,21	257936,90
Qair (pendingin)	729543,28	3553967,59
Total	3811904,49	3811904,49

k. Neraca Panas *Heater* (HE-01)**Tabel 3. 20** Neraca Panas *Heater*

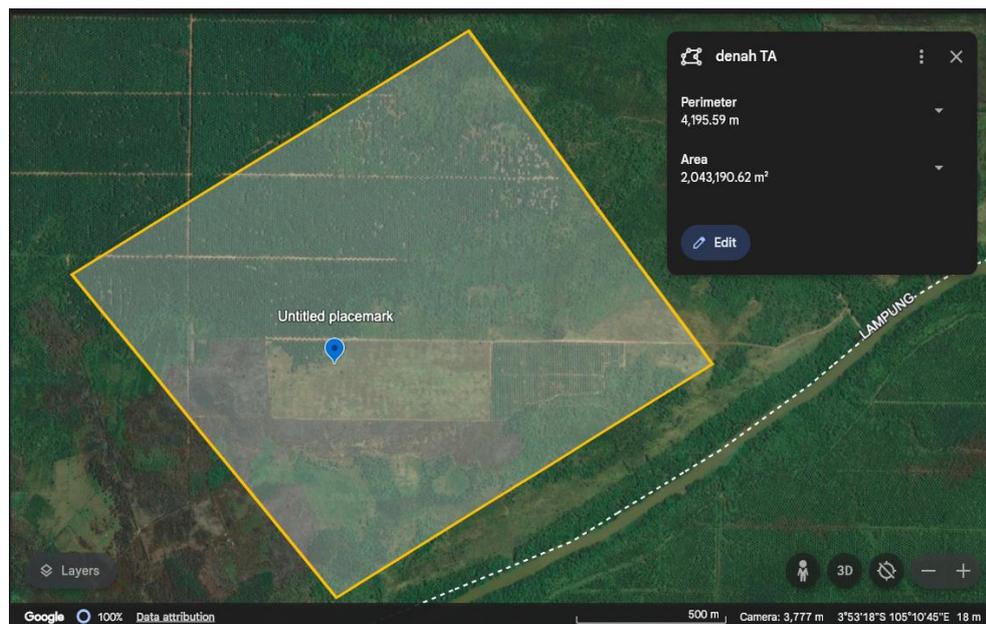
Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q feed	9290,16	223066,72
Q steam	283134,21	69357,64
Total	292424,36	292424,36

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang sangat penting dalam perancangan atau pendirian suatu pabrik, karena memiliki keterkaitan atau hubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pemilihan yang tepat mengenai lokasi pabrik harus memberikan suatu perhitungan biaya produksi dan distribusi yang seminimal mungkin. Dalam menentukan lokasi pabrik banyak hal yang menjadi pertimbangan dasar dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, letak pabrik dengan pasar penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial, dan pengembangan di masa yang mendatang.



Gambar 4. 1 Peta Lokasi Rencana Pabrik

Berdasarkan beberapa faktor pertimbangan di atas, maka lokasi pabrik dekstrin dari ubi kayu melalui sistem enzimatik dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di Kabupaten Lampung Selatan, Provinsi Lampung, Indonesia dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut.

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer termasuk kedalam faktor utama yang mempengaruhi secara langsung tujuan utama pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produk. Faktor utamanya meliputi:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku utama serta penunjangnya. Kondisi tersebut merupakan pilihan yang tepat untuk pengamanan ketersediaan bahan baku yang ekonomis. Dalam pembuatan dekstrin, bahan baku yang digunakan yaitu pati dari ubi kayu $(C_6H_{10}O_5)_n$ yang didapatkan dari produksi sekitar pabrik karena tata letak pabrik yang dekat dengan banyak perkebunan ubi kayu. Sehingga dalam pemilihan lokasi pendiriannya harus dapat mudah di akses dengan berbagai moda transportasi baik darat, maupun laut. Sehingga dari sisi bahan baku, lokasi ini memiliki ketersediaan bahan baku yang memadai serta memiliki konektivitas yang baik untuk melakukan impor maupun ekspor.

b. Pemasaran Produk

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat penting. Pemasaran yang baik dan tepat akan menghasilkan keuntungan serta menjamin keberlangsungan perancangan pabrik. Produk dekstrin ini direncanakan akan dipasarkan pada pasar domestik yaitu Indonesia dan pasar mancanegara. Hal tersebut didasari karena pada impor senyawa tersebut menunjukkan peningkatan dari tahun ke tahun, serta pada ekspor senyawa tersebut dari Indonesia masih sedikit sehingga diperlukan pengembangan untuk bisa berhasil melakukan ekspor guna mendorong perekonomian atau devisa negara.

c. Kemudahan Transportasi

Pengambilan bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat dengan menggunakan transportasi tertutup berupa truk dan sebagainya. Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik ini bisa dibidang strategis, karena dapat diakses dengan berbagai moda transportasi.

d. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama dalam pendirian suatu pabrik, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik yang memiliki keahlian dan kemampuan di bidangnya. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan yaitu tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sarjana. Untuk memenuhinya, dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik. Selain itu faktor kedisiplinan dan

pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas. Selain itu juga, dari lokasi perancangan pabrik yang dipilih memiliki potensi untuk mudah memperoleh tenaga kerja yang dibutuhkan oleh pabrik. Hal ini dibuktikan pada lokasi pabrik yang mudah dijangkau oleh permukiman penduduk sehingga dapat memungkinkan untuk mudah dalam mendapatkan tenaga kerja.

e. Kebutuhan Air

Dalam pendirian suatu pabrik, air merupakan salah satu hal yang sangat dibutuhkan dan memiliki peran utama dalam keberlangsungan jalannya pabrik. Ketersediaan air yang melimpah merupakan salah satu faktor yang dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Lokasi pabrik yang dirancang dilintasi oleh anak sungai Sodong. Sehingga ketersediaan airnya pun sangat melimpah dan relatif sangat mudah untuk diperoleh. Maka dari itu, ketersediaan air relatif sangat melimpah di kawasan ini, sehingga kawasan ini relatif sangat mendukung untuk didirikannya pabrik dekstrin.

f. Kebutuhan Tenaga Listrik dan Bahan Bakar

Selain air, tenaga listrik dan bahan bakar juga termasuk faktor penunjang yang sangat penting dalam pendirian pabrik. Hal ini terjadi karena keberlangsungan suatu pabrik sangat bergantung pada ketersediaan serta kestabilan tenaga listrik dan bahan bakar yang

digunakan. Tenaga listrik yang digunakan diperoleh dari PLN (Perusahaan Listrik Negara). Sedangkan, untuk kebutuhan bahan bakar pabrik ini diperoleh dari PT Pertamina Plaju. Maka dari itu, untuk ketersediaan tenaga listrik dan bahan bakar pabrik di kawasan ini relatif stabil, sehingga layak untuk didirikan pabrik dekstrin.

g. Kondisi Iklim dan Keadaan Geografis

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki suhu rata-rata yang cukup baik. Seperti di daerah lain, Indonesia yang beriklim tropis memiliki temperatur udara berkisar 20-35⁰C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor, maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder merupakan faktor yang berperan secara tidak langsung dalam proses operasional pabrik, namun memiliki pengaruh dalam kelancaran proses operasional Odari pabrik itu sendiri. Faktor sekunder dalam penentuan lokasi pabrik meliputi:

a. Perluasan Pabrik

Dalam menentukan lokasi pendirian pabrik, harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan, karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik maka tidak mengalami kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. Perijinan

Lokasi pendirian pabrik yang dipilih merupakan lahan kosong dengan lokasi yang berada dikawasan industri yang ditetapkan pemerintah sehingga dapat memudahkan dalam perizinan pendirian pabrik. Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian terpenting dalam proses pendirian pabrik sehingga harus memperhatikan beberapa hal, antara lain segi keamanan kerja terpenuhi, pengoperasian, pengontrolan maupun kegiatan yang melibatkan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman, pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin, serta transportasi yang baik dan efisien.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

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

d. Kebijakan Pemerintah

Dalam mendirikan suatu pabrik perlu mempertimbangkan beberapa faktor kepentingan pemerintah yang terkait di dalamnya, seperti kebijaksanaan pengembangan industri dan hubungan dengan pemerataan kesempatan kerja serta hasil pembangunan.

e. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan

efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu dan diatur sedemikian rupa agar dapat menghemat tempat.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk serta sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Secara besar *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, antara lain:

4.2.1 Daerah Administrasi atau Perkantoran

Daerah administrasi atau perkantoran terdiri dari beberapa fasilitas pendukung area yang terdiri dari:

- a. Daerah administrasi, bertujuan sebagai tempat pusat kegiatan administrasi, keuangan pabrik, dan kantor yang mengatur kelancaran operasi.
- b. Laboratorium, bertujuan sebagai tempat pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan di proses serta produk yang akan di jual.
- c. Fasilitas karyawan seperti poliklinik, kantin, dan masjid, bertujuan sebagai tempat pusat sarana tambahan dan penunjang bagi para karyawan.

4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Daerah proses merupakan daerah bagi alat-alat proses yang diletakkan dan proses berlangsung. Sedangkan daerah kontrol merupakan daerah sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses seperti *Room control* dan lain sebagainya.

4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

Daerah ini bertujuan sebagai tempat perbaikan alat-alat proses agar tidak terekspos ke luar pabrik. Perawatan alat dan penyimpanan suku cadang alat proses juga menjadi satu pada area ini.

4.2.4 Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran

Daerah ini merupakan daerah pusat kegiatan penyediaan air, *steam* dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran. Berikut *layout* perencanaan pendirian pabrik.



Gambar 4. 2 *Layout Pabrik Dekstrin*

Tabel 4. 1 Area Bangunan Pabrik Dekstrin

Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m²)
Kantor utama	44	14	616
Pos Keamanan/satpam	8	4	32
Auditorium	16	36	576
Parkir tamu	12	22	264
Parkir Truk	20	12	240
Ruang timbang truk	12	6	72
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	14	12	110
Kantin	16	12	192
Bengkel	12	24	288
Unit Pemadam Kebakaran	16	14	224
Gudang Alat	22	10	220
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	20	10	2000
Area Proses	80	50	4000
Control Room	28	10	280
Mess	20	25	500
Control Utilitas	10	10	100
Jalan dan Taman	60	40	2400
Perluasan Pabrik	100	40	4000
Luas Tanah			16.706 m ²
Luas Bangunan			3735 m ²
TOTAL			20.431 m ²

4.3 Tata Letak Mesin atau Alat Proses (*Machines Layout*)

Dalam perancangan suatu pabrik, tata letak mesin atau peralatan proses perlu diperhatikan guna mencegah adanya kejadian yang tidak diinginkan dan meningkatkan faktor keselamatan. Beberapa hal yang harus diperhatikan antara lain:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Proses bahan baku menjadi produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang sangat besar, serta menunjang untuk keselamatan produksi.

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal tersebut bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu diperhatikan juga arah hembusan angin.

4.3.3 Pencahayaan

Pada tempat terjadinya proses yang berbahaya atau berisiko tinggi untuk keselamatan harus diberi penerangan tambahan. Selain itu, penerangan seluruh pabrik haruslah memadai untuk menjaga keselamatan pekerja.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan *layout* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu di prioritaskan.

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan alat proses pada pabrik, diusahakan untuk menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang memiliki suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya. Tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin,
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai,
- c. Biaya *material handling* menjadi rendah, sehingga meminimalisir pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting,
- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu menggunakan alat angkut dengan biaya yang mahal, dan
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

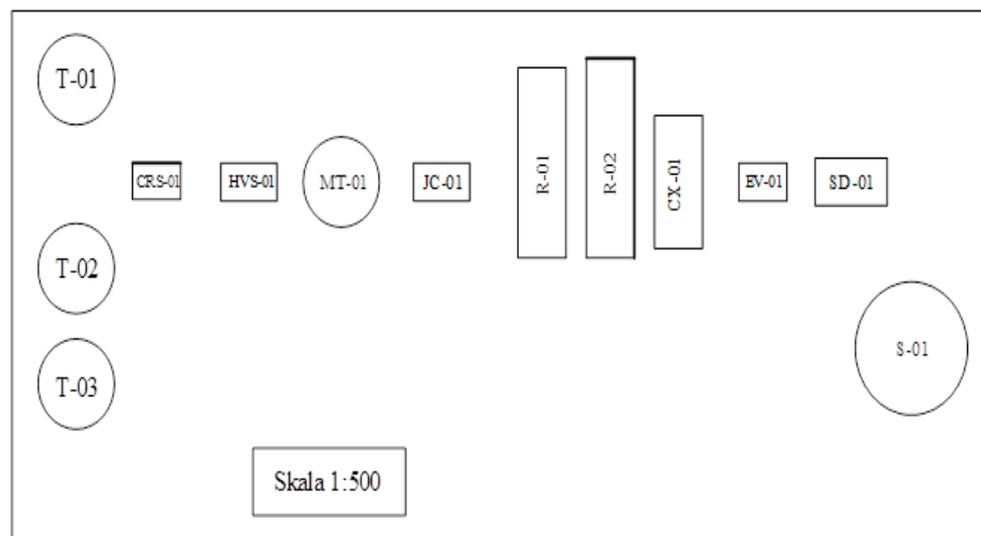
4.3.7 Perawatan (*Maintenance*)

Perawatan atau *maintenance* bertujuan untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar proses dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan mencapai target produksi dan spesifikasi produk

yang diharapkan. Pada pembagiannya, perawatan terbagi menjadi dua (2) antara lain perawatan preventif dan perawatan periodik.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada dengan tujuan agar alat proses mendapatkan perawatan khusus secara bergantian dan proses tetap berjalan kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Dari penjelasan tersebut, untuk tata letak dari alat proses dapat dilihat pada Gambar 4.3.



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Pabrik

Keterangan:

T-01	= Tangki Air	R-01	= Reaktor
T-02	= Tangki NaOH	R-02	= Reaktor
T-03	= Tangki Enzim α -amilase	CX-01	= <i>Cation Exchange</i>

CRS-01	= <i>Crusher</i>	EV-01	= Evaporator
HVS-01	= <i>Screening</i>	SD-01	= <i>Spray Dryer</i>
MT-01	= <i>Mixing Tank</i>	S-01	= Silo
JC-01	= <i>Jet Cooker</i>		

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik dekstrin yang akan didirikan direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham termasuk salah satu surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham yang berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan. Dalam PT, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas pada perusahaan ini di latar belakangnya atas beberapa pertimbangan, antara lain:

- a. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan,
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan,
- c. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain.

- d. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf dan karyawan perusahaan,
- e. Efisiensi dari manajemen,
- f. Lapangan usaha lebih luas, dan
- g. Mudah bergerak di pasar global.

4.4.2 Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana masing-masing orang berpacu pada satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab, serta hubungan antara bagian dalam perusahaan. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan.

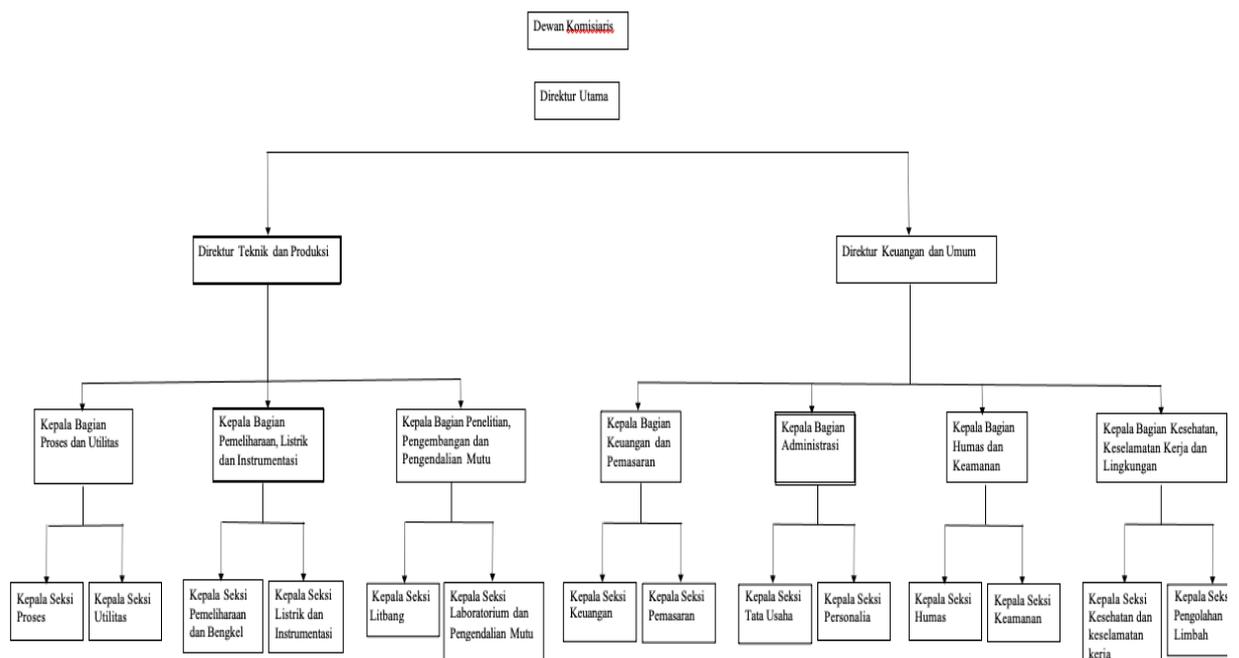
Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang saham,
- b. Dewan Komisaris,
- c. Direktur Utama
- d. Direktur,
- e. *General Manager*,
- f. *Manager*, dan
- g. Karyawan dan Operator.

Masing-masing bagian memiliki wewenang dan tugas yang berbeda. Semakin tinggi jabatan yang ditempati maka semakin luas pula tugas dan wewenang yang dimiliki. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu Dewan Komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi terletak pada Pemegang saham.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-hari nya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh *General Manager* dari berbagai bidang.

Gambar di bawah ini yang menunjukkan struktur organisasi perusahaan mulai dari direksi sampai ke staf, dapat dilihat pada gambar berikut.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Pabrik

4.4.3 Tugas dan Wewenang

Dalam pembagiannya, masing-masing memiliki tugas dan wewenang. Berikut rinciannya.

a. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham memiliki wewenang untuk mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris, mengangkat dan memberhentikan Direktur, serta mengesahkan hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan anggota pelaksana dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris antara lain menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, mengawasi tugas Direktur Utama, dan membantu Direktur Utama dalam hal-hal penting.

c. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan memiliki tanggung jawab sepenuhnya terhadap

perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Keuangan, Direktur Pemasaran, dan Direktur Komersial.

d. **Direktur**

Direktur merupakan pemimpin pelaksanaan kegiatan perusahaan yang dibawahi oleh Direktur Utama. Masing-masing Direktur memiliki tugasnya sendiri sesuai dengan bidangnya. Tugas Direktur, dapat dilihat pada Tabel 4.2.

Tabel 4. 2 Tugas Masing-masing Direktur

Posisi	Tugas
Direktur Produksi	Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi
Direktur Keuangan	Bertanggung jawab dalam administrasi dan keuangan
Direktur Pemasaran	Memimpin pelaksanaan pemasaran dan strategi bisnis
Direktur Komersial	Memimpin pelaksanaan atas pengadaan program promosi serta bertanggung jawab terhadap seluruh divisi komersial

e. *General Manager*

Secara umum, *General Manager* dapat bertindak sebagai staf direktur. Tugas umum dari *General Manager* yaitu melakukan koordinasi, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam

lingkungan bagiannya sesuai dengan garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Masing-masing *General Manager* memiliki tugasnya sendiri sesuai dengan bidangnya. Tugas *General manager*, dapat dilihat pada Tabel 4.3.

Tabel 4. 3 Tugas Masing-masing *General Manager*

Posisi	Tugas
GM Produksi	Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku serta produksi
GM Keuangan	Mengkoordinasikan kegiatan pembukuan keuangan
GM Pemasaran	Bertanggung jawab terhadap kegiatan penjualan dan pemasaran produk
GM Komersial	Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan
GM Pengembangan Sumber Daya Manusia	

f. *Manager*

Manager adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur dan disusun oleh para *General Manager* dari masing-masing bagian. Setiap *Manager* bertanggung jawab terhadap *General Manager* masing-masing sesuai dengan tugasnya. Tugas *Manager* dapat dilihat pada Tabel 4.4.

Tabel 4. 4 Tugas Masing-masing Manager

Posisi	Tugas
<i>Manager</i> Produksi	Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi
<i>Manager</i> Perawatan	Bertanggung jawab dalam pengadaan perawatan peralatan proses
<i>Manager</i> Teknisi dan Servis	Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan
<i>Manager</i> Keuangan	Bertanggung jawab atas alur keluar masuknya keuangan perusahaan
<i>Manager</i> Akuntansi	Bertanggung jawab atas kegiatan pembukuan arus keuangan perusahaan
<i>Manager</i> Pemasaran	Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan pemasaran
<i>Manager</i> Riset Pasar	Bertanggung jawab atas kegiatan riset pasar
<i>Manager</i> Logistik	Bertanggung jawab dalam pengadaan atau penyediaan kebutuhan perusahaan
<i>Manager</i> Komersial	Bertanggung jawab dalam mengembangkan struktur harga dan hubungan dengan klien
<i>Manager</i> Material Warehouse	Bertanggung jawab dalam pendataan barang, pemindahan barang, dan pemeliharaan barang secara preventif.
<i>Manager</i> Sumber Daya Manusia	Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian
<i>Manager</i> Umum	Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah dan masyarakat
<i>Manager</i> Kesehatan	Bertanggung jawab dalam pelayanan medis dan kesehatan bagi perusahaan
<i>Manager</i> Internal dan Audit	Bertanggung jawab dalam mengendalikan siklus audit termasuk manajemen risiko dan kontrol atas efektivitas operasional

4.4.4 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Penggolongan Jabatan

Masing-masing jabatan dan struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari lulusan SMA hingga Sarjana S-2. Penggolongan jabatan berdasarkan jenjang pendidikan dapat dilihat pada Tabel 4.5.

Tabel 4. 5 Penggolongan Jabatan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
<i>General Manager</i>	S-1
<i>Manager</i>	S-1
Dokter	S-2
Perawat	D-3/ D-4/ S-1
Karyawan	D-3/ S-1
Operator	SMK/ D-3/ S-1
Supir	SMA/ Sederajat
<i>Cleaning Service</i>	SMA/ Sederajat
Satpam	SMA/ Sederajat

b. Sistem Gaji Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan dan diatur menurut tingkat pendidikan, status pekerjaan, dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja yang diperoleh tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaannya sesuai dengan ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi karyawan. Sistem pembagian gaji perusahaan terbagi menjadi tiga (3), antara lain gaji bulanan, gaji harian dan gaji lembur. Berikut rincian gaji dari masing-masing bagian.

Tabel 4. 6 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 35.000.000	Rp 35.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
5	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
6	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000

Tabel 4.6 Gaji Karyawan (Lanjutan)

10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
11	Ka. Bag. K3	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
13	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
14	Ka. Sek. Proses	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
18	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
19	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
20	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
23	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
24	Ka. Sek. K3	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
25	Karyawan Personalia	4	Rp 10.000.000	Rp 40.000.000
26	Karyawan Humas	4	Rp 10.000.000	Rp 40.000.000
27	Karyawan Litbang	4	Rp 10.000.000	Rp 40.000.000
28	Karyawan Pembelian	4	Rp 10.000.000	Rp 40.000.000
29	Karyawan Pemasaran	4	Rp 10.000.000	Rp 40.000.000
30	Karyawan Administrasi	3	Rp 10.000.000	Rp 30.000.000
31	Karyawan Kas/Anggaran	3	Rp 10.000.000	Rp 30.000.000
32	Karyawan Proses	15	Rp 10.000.000	Rp 150.000.000
33	Karyawan Pengendalian	6	Rp 10.000.000	Rp 60.000.000
34	Karyawan Laboratorium	6	Rp 10.000.000	Rp 60.000.000
35	Karyawan Pemeliharaan	6	Rp 10.000.000	Rp 60.000.000
36	Karyawan Utilitas	8	Rp 10.000.000	Rp 80.000.000
37	Karyawan K3	6	Rp 10.000.000	Rp 60.000.000
38	Operator proses	24	Rp 5.000.000	Rp 120.000.000
39	Operator Utilitas	12	Rp 5.000.000	Rp 60.000.000
40	Sekretaris	5	Rp 7.000.000	Rp 35.000.000
41	Dokter	2	Rp 16.000.000	Rp 16.000.000
42	Perawat	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000
43	Satpam	6	Rp 3.500.000	Rp 21.000.000
44	Supir	8	Rp 3.500.000	Rp 28.000.000
45	Cleaning Service	7	Rp 3.300.000	Rp 23.100.000
		165	Rp694.300.000	Rp1.578.600.000

4.4.5 Status Karyawan

Pada pabrik dekstrin ini pemberian gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik dapat dibagi menjadi beberapa golongan antara lain:

- a. Karyawan tetap, merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan yang sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
- b. Karyawan harian, merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.
- c. Karyawan Borongan, merupakan karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.4.6 Jumlah dan Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi selama 300 hari dalam setahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan (*Turn Around* atau *Shut Down*). Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik ini terbagi menjadi dua (2), antara lain karyawan *shift* dan karyawan *non-shift*.

a. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang memiliki hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan, keamanan dan keberlangsungan pabrik. Para karyawan *shift* bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam tiga (3) *shift* dengan pengaturan sebagai berikut.

Shift I = 07.00 - 15.00

Shift II = 15.00 - 23.00

Shift III = 23.00 - 07.00

Pembagian regu dan *shift* dapat dilihat pada Tabel.

Tabel 4. 7 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

b. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk

karyawan *non-shift* antara lain Direktur, *General Manager*, *Manager* serta bagian administrasi. Karyawan *non-shift* ini bekerja dengan rincian sebagai berikut.

Jam kerja : senin – kamis : jam 07.00 – 16.00

Jumat : jam 07.00 – 17.00

Sabtu : jam 07.00 – 12.00

Jam istirahat : senin – kamis : jam 12.00 – 13.00

Jumat : jam 11.00 – 13.00

BAB V

UTILITAS

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang berlangsungnya suatu proses dalam suatu pabrik. Dalam perancangan pabrik dekstrin unit pendukung proses yang dibutuhkan antara lain:

a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit ini berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan dan air sanitasi untuk air perkantoran dan lingkungan. Proses pendinginan digunakan pada *cooling*.

b. Unit Penyediaan Air Pemanas (*Steam System*)

Unit ini berfungsi sebagai proses pemanasan pada *heater*, evaporator, dan reboiler.

c. Unit Pembangkit Listrik (*Power plant System*)

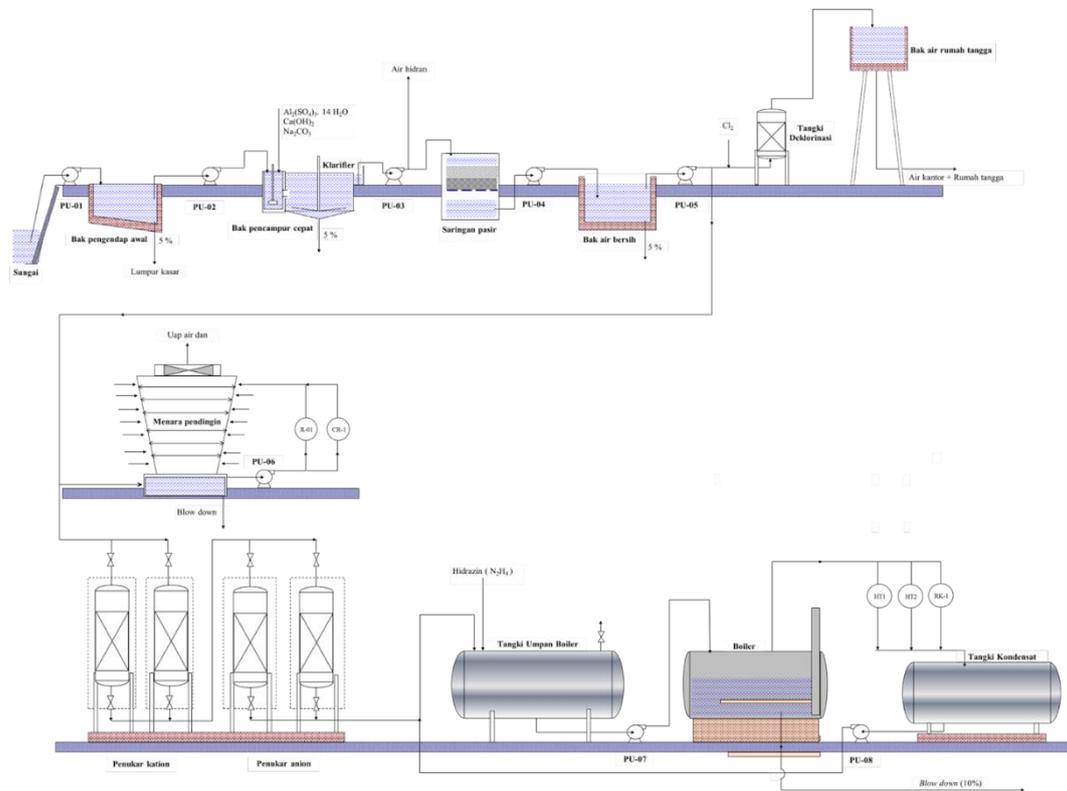
Unit ini berfungsi sebagai tenaga penggerak peralatan proses, penerangan, bahkan lingkungan pabrik. Listrik diperoleh dari PLN dan generator sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

d. Unit Penyediaan Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Unit ini berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara.

e. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak generator.



Gambar 5. 1 Diagram Utilitas

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas untuk menyediakan air kebutuhan industri maupun rumah tangga. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut. Dalam perancangan pabrik dekstrin ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai Sodong dengan beberapa pertimbangan:

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahan pada umumnya lebih besar karena dalam air laut tersebut memiliki lebih banyak kandungan garam dan mineral yang perlu dipisahkan.
- c. Jumlah air sungai lebih banyak dibandingkan dengan air sumur.
- d. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Dalam kebutuhannya, air sungai yang digunakan untuk keperluan pabrik antara lain sebagai air proses, air domestik, dan air umpan boiler. Air proses berfungsi untuk mensuplai kebutuhan air selama alat proses berjalan, sehingga tidak akan terjadi pemberhentian selama berlangsungnya proses. Air domestik berfungsi untuk memenuhi keperluan atau kebutuhan domestik yang bertujuan untuk keperluan perkantoran dan lingkungan pabrik.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang jarak atau lokasinya berdekatan dengan pabrik. Air sungai yang digunakan pada lingkungan pabrik perlu dilakukan proses

pengolahan terlebih dahulu untuk mendapatkan spesifikasi air yang diinginkan. Tahap proses pengolahan air yang dilakukan antara lain:

a. Penyaringan awal

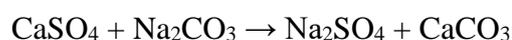
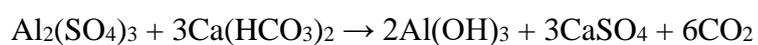
Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus dilakukan penyaringan terlebih dahulu agar pada proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Penyaringan awal terhadap air sungai dilakukan agar kandungan padatan seperti sampah, plastik, daun, dan lain sebagainya yang terbawa oleh air dapat terpisah. Setelah dilakukan proses penyaringan awal kemudian air dialirkan menuju bak pengendap.

b. Bak pengendap

Bak pengendap bertujuan untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air laut yang tidak lolos dari penyaring awal.

c. Bak pencampur cepat

Air sungai yang telah melalui bak pengendap awal, kemudian dialirkan menuju bak pencampur cepat yang bertujuan untuk menggumpalkan koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 . Adapun reaksi yang terjadi pada bak pencampur cepat adalah:



d. *Clarifier*

Air hasil proses dari bak pencampur cepat kemudian dialirkan menuju *clarifier* untuk memisahkan gumpalan dari bak pencampur cepat dengan cara mengendapkan. Air baku yang telah dialirkan ke dalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan pengaduk. Air yang keluar dari *clarifier* melalui bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge* yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi untuk dilanjutkan dengan proses *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

e. Bak penyaring (*Sand filter*)

Setelah melakukan proses *clarifier*, selanjutnya air yang diperoleh dialirkan menuju bak penyaring dengan tujuan untuk menyaring partikel halus yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Proses penyaringan dilakukan dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir dan kerikil sebagai media penyaring.

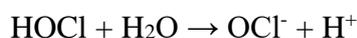
f. Bak air bersih

Air yang keluar dari bak penyaring kemudian dialirkan menuju bak air bersih. Di dalam bak air bersih dilakukan penginjeksian dengan klorin (Cl_2) yang berperan sebagai oksidator dan disinfektan. Sebagai oksidator, klorin digunakan untuk menghilangkan bau dan rasa pada pengolahan air bersih. Sedangkan klorin sebagai disinfektan bertujuan untuk membunuh kuman dan mikroorganisme

seperti amuba, ganggang dan lain sebagainya yang terkandung di dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Dalam reaksinya, klorin di dalam air akan membentuk asam hipoklorit dengan reaksi sebagai berikut.



Selanjutnya, asam hipoklorit pecah sesuai dengan reaksi berikut.



g. Tangki deklorinasi

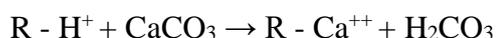
Tangki deklorinasi bertujuan untuk menghilangkan klorin (Cl_2). Karena penambahan klorin dalam bentuk gas akan menyebabkan turunnya pH air dan terjadi pembentukan asam kuat. Klorin juga memiliki sifat yang sangat beracun yang dapat merusak kesehatan. Setelah klorin hilang, air dapat didistribusikan sebagai air pabrik dan lingkungannya.

h. Demineralisasi

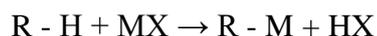
Demineralisasi merupakan salah satu teknologi proses pengolahan air untuk menghilangkan mineral dari air. Demineralisasi biasanya digunakan secara khusus untuk proses pertukaran ion dan penghilangan total kontaminan mineral ion sampai mendekati angka nol. Demineralisasi dilakukan dengan menggunakan resin penukar kation (*cation exchanger*) dan penukar anion (*anion exchanger*).

i. Tangki *cation exchanger*

Air dari bak air bersih berfungsi sebagai *make up boiler* yang selanjutnya air dialirkan menuju ke tangki *cation exchanger*. Air yang dilewatkan pada *cation exchanger* berisi resin positif sehingga ion positif tertukar dengan resin positif. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu dilakukan regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan Dowex, karena resin dowex dapat menghasilkan peningkatan efisiensi regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan regenerant. Proses regenerasi dowex menggunakan HCl 33% dengan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dengan:

R = Resin dowex

R - H = Resin dowex mengikat kation

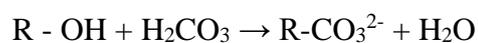
MX = Mineral yang terkandung dalam air.

R - M = Resin dalam kondisi mengikat kation

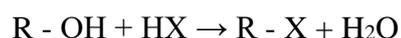
HX = Asam mineral yang terbentuk setelah air melewati resin kation.

j. Tangki *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. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu dilakukan regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan Dowex, karena resin dowex dapat menghasilkan peningkatan efisiensi regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan regenerant. Proses regenerasi dowex menggunakan NaOH 40% dengan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dengan:

R = Resin dowex

R - OH = Resin dowex mengikat anion

R - X = Resin dalam kondisi mengikat anion

5.1.3 Kebutuhan Air

Dalam perancangan pabrik, kebutuhan air terbagi menjadi beberapa media. Antara lain air sebagai media pendingin, air sebagai media *steam*, air untuk kantor, dan air untuk lingkungan.

Tabel 5. 1 Air sebagai Media Pendingin

Kode	Keterangan Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
R-01	Jaket pendingin	35128,00
R-02	Jaket pendingin	1798,65
HE-01	Media pendingin	9474,78
HE-02	Media pendingin	5897,97
BC-03	Media pendingin	99,13
TOTAL		52398,53

Tabel 5. 2 Air sebagai Media Pemanas

Kode	Keterangan Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
JC-01	<i>Heat exchanger</i> JC-01	1606,93
EV-01	<i>Heat exchanger</i> EV-01	1961,85
HE-03	Media pemanas	102,68
TOTAL		3671,46

Selain sebagai media pendingin dan pemanas, kebutuhan air juga diperlukan untuk keperluan domestik (perkantoran) dan lingkungannya.

Kebutuhan air domestik terdiri dari kebutuhan air untuk perkantoran dan kebutuhan air karyawan.

a. Kebutuhan air karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang berkisar 100 s/d 200 liter/hari.

Kebutuhan per orang sebanyak = 150 liter/hari

Jumlah karyawan = 165 orang

Dirancang ketersediaan jatah air= 200 orang

$$\begin{aligned}
\text{Maka, kebutuhan air sebanyak} &= \text{Jumlah karyawan} \times \text{Kebutuhan} \\
&\text{per orang} \\
&= 200 \text{ orang} \times (150 \text{ liter/hari}) \\
&= 30.000 \text{ liter/hari} \\
&= 30.000 \text{ kg/hari} \\
&= 109.50000 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

b. Kebutuhan air untuk lingkungan

Air untuk lingkungan berkisar antara 50 liter/hari s/d 120 liter/hari.

Asumsi kebutuhan air untuk lingkungan meliputi

Dipilih kebutuhan air untuk lingkungan sebanyak 120 liter/hari.

Air untuk lingkungan meliputi kebutuhan hidran, kebutuhan taman dan kebutuhan lain-lain.

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan hidran} &= \frac{\text{Kebutuhan air}}{n} \\
&= \frac{120 \text{ liter/hari}}{3} \\
&= 40 \text{ liter/hari} \\
&= 1,6667 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan taman} &= \frac{\text{Kebutuhan air}}{n} \\
&= \frac{120 \text{ liter/hari}}{3} \\
&= 40 \text{ liter/hari} \\
&= 1,6667 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan lain-lain} &= \frac{\text{Kebutuhan air}}{n} \\
&= \frac{120 \text{ liter/hari}}{3}
\end{aligned}$$

= 40 liter/hari

= 1,6667 kg/jam

Tabel 5. 3 Total Kebutuhan Air Unit Utilitas

Keterangan	Jumlah (kg/jam)
Kebutuhan air pada proses	56069,99
Kebutuhan air pada kantor	1250,00
Kebutuhan air pada lingkungan	5,00
Total	57324,99

5.2 Unit Penyediaan Air Pemanas (*Steam System*)

Air dari tangki umpan *boiler* diumpankan menuju *boiler* untuk membangkitkan *steam*. Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi yaitu dengan menyediakan *boiler* dengan kebutuhan *steam* sebanyak 3671,4647 kg/jam. *Steam* yang berasal dari *boiler* digunakan sebagai media pemanas yang hasilnya berupa uap dan dimasukkan ke alat *heat exchanger* untuk memanaskan, kemudian hasilnya yang berupa embunan dimasukkan ke dalam tangki kondensat dan diumpankan kembali ke tangki umpan *boiler*.

5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik dekstrin ini diperoleh dari dua (2) sumber, antara lain Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator. Generator berfungsi sebagai tenaga atau sumber cadangan apabila PLN mengalami gangguan. Selain sebagai tenaga cadangan, generator juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power yang dinilai penting seperti *boiler*,

pompa. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun PLN mengalami kendala atau gangguan. Keuntungan tenaga listrik dari PLN yaitu biayanya relatif murah. Sedangkan untuk kerugiannya yaitu kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya, jika disediakan sendiri (Genset) kesinambungan akan tetap terjaga namun biaya bahan bakar dan perawatannya harus diperhatikan. Berikut adalah spesifikasi genset yang digunakan.

Kapasitas : 6152.24 kW

Jenis : Generator Diesel

Jumlah : 1 unit

Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang dibakar secara kompresi sehingga menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan dikonversi menjadi daya untuk memutar poros engkol dan dihubungkan dengan generator sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik.

5.4 Unit Penyediaan Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan $2 \text{ m}^3/\text{jam}$.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler*, *diesel* untuk generator pembangkit listrik dan sebagainya. Bahan bakar menggunakan solar untuk industri dengan kebutuhan sebanyak 248.77535 liter/jam.

5.6 Spesifikasi Alat Utilitas

a. Pompa

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05	PU-06
Fungsi	Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap awal	Mengalirkan air dari bak pengendap awal menuju bak klarifier	Mengalirkan air dari klarifier menuju saringan pasir	Mengalirkan air dari saringan pasir menuju bak air bersih	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air minum	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju cooling tower
Jenis bahan	<i>Centrifuge pump</i> <i>Carbon steel</i>					
Kapasitas(M ³ /jam)	0,8619	83,6775	79,6929	79,6929	75,8980	6,3194
Daya Motor (HP)	0,50	0,50	0,33	0,33	0,25	0,25

Parameter	PU-07	PU-08
Fungsi	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju <i>cooling tower</i>	Mengalirkan air dari tangki kondensat kembali ke umpan <i>boiler</i>
Jenis bahan	<i>Centrifuge pump</i> <i>Carbon steel</i>	
Kapasitas(M ³ /jam)	4,8708	4,4280
Daya Motor (HP)	0,33	0,33

b. Bak Pengendap

Spesifikasi Kode	BP
Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar yang terbawaoleh air sungai
Jenis Bahan	Bak persegi Panjang Beton bertulang
Lebar (m)	16,17
Panjang (m)	48,51
Diameter (m)	4
Jumlah	1

c. Bak

Spesifikasi Kode	Bak Pencampur cepat
Fungsi	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurung kesadahan
Jenis Bahan	Bak silinder tegak dengan pengaduk Beton bertulang
Suhu Operasi (K)	303,15
Tekanan (atm)	1
Kecepatan Massa (kg/jam)	103236,5
Rapat Massa (kg/m ³)	995
Waktu Tinggal (menit)	1
Volume Air	1,7223
Volume Bak	2,0668
Lebar (m)	1,3808
Tinggi(m)	2,7617

d. Clarifier

Spesifikasi Kode	Clarifier
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air
Jenis Bahan	Bak silinder tegak dengan bentuk bawah kerucut Beton bertulang
Suhu operasi	303,15 K
Tekanan operasi	1 atm
Kecepatan massa air (kg/jam)	103236,56
Rapat massa (kg/m ³)	995
Waktu tinggal	5 jam
Volume air (m ³)	518,7767
Volume Clarifier (m ³)	622,5320
Diameter (m)	10,0903
Tinggi (m)	5,05
Daya (hp)	1,5

e. Saringan Pasir

Spesifikasi Kode	Saringan Pasir SF
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa air dari clarifier
Jenis Bahan	Bak persegi Panjang
Suhu operasi	303,15 K
Tekanan operasi	1 atm
Kecepatan massa air (kg/jam)	5444118
Rapat massa (kg/m ³)	995
Flux Volume (gallon/menit ft ²)	2,5

Luas aliran (m)	29,92186
Tebal (in)	48
Tinggi tumbukan (m)	1,2192

f. *Cooling Tower*

Spesifikasi Kode	Cooling Tower
Fungsi	Mendinginkan air yang akan digunakan sebagai pendingin
Jenis Bahan	Counter flow induced draft cooling tower
Suhu Masuk, T1	373 k
Suhu Keluar, T2	303 K
Tekanan	1 atm
Kecepatan massa air (kg/jam)	8031,3625
Rapat massa (kg/m ³)	995
Flux Volume (gallon/menit ft ²)	1,75
Luas Penampang, A (m ²)	0,3749
Panjang (m)	0,08
Diameter (m)	0,78
Tinggi (m)	12,19
Daya motor fan (hp)	1,5

g. *Tangki Kation dan Anion*

Spesifikasi Kode	T-01 (Kation)	T-02 (Anion)
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air
Jenis Bahan	Tangki silinder tegak	Tangki silinder

	Baja karbon	tegak Baja karbon
Waktu Operasi	7 hari	7 hari
Kadar Mineral (ppm)	35	35
Kecepatan massa air (kg/jam)	367,1465	367,1465
Rapat massa (kg/m ³)	995	995
Kadar Mineral (ppm)	35	35
Kemampuan Resin (kg /m ³)	40,359	126,1238
Volume Resin (m ³)	53,4896	17,1167
Diameter (m)	4,083757	2,793251
Tinggi (m)	9,801017	6,703802

h. Tangki NaCl dan NaOH

Spesifikasi Kode	T-NaCL	T-NaOH
Fungsi	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar kation
Jenis Bahan	Tangki silinder tegak dengan pengaduk Baja karbon	Tangki silinder tegak dengan pengaduk Baja karbon
Suhu Operasi	303 K	303 K
Tekanan Operasi(atm)	1	1
Rapat massa (kg/m ³)	995	995
Volume Resin (m ³)	53,48963	17,1167
Massa Air (kg)	3024,902011	967,9686
Volume Larutan (m ³)	3,2001	1,0240
Volume Tangki (m ³)	3,8401	1,2288

Diameter (m)	1,6973	1,6909
Tinggi (m)	4,0735	2,7862
Jenis Pengaduk	Flat Blade Turbin	Flat Blade Turbin

i. Tangki Umpan Boiler dan Kondensat

Spesifikasi Kode	T-03 (NaCL)
Fungsi	Menyimpan NaCL untuk regenerasi penukar kation
Waktu tinggal	8jam
Jenis Bahan	Tangki silinder tegak Baja karbon
Suhu Operasi	303 K
Tekanan Operasi(atm)	1
Kecepatan massa (kg/jam)	3671,4648
Rapat massa (kg/m ³)	995

j. Unit Udara Tekan

Spesifikasi Kode	Kompresor	Tangki Silika	Tangki Udara Tekan
Fungsi	Menekan udara sebanyak jumlah yang ditentukan dan mengubah tekanan menjadi yang diinginkan	Menghilangkan uapair yang masih terkandung dalam udara	Menampung udarastekan selama 120 menit
Jenis Bahan	Kompesorsentrif gal	Tangki silinder tegakBaja karbon	Tangki silinderhorizontal Baja karbon
Suhu air (K)	303		
Tekanan, P1 (bar)	1	1,01	4
Tekanan, P2 (bar)	4	-	-
Kecepatan (kmol/jam)	0,0881		0,0444
Stage	1		

Daya (hp)	0,1406		
Motor Standard (hp)	0,25		
Diameter (m)		0,7804	0,5981
Tinggi (m)		1,5607	1,7944
Jumlah	1	2	1
Volume (m3)		0,3731	1,124535008

k. Boiler

Spesifikasi Kode	Boiler
Fungsi	Membuat steam jenuh pada tekanan
Jenis Bahan	Boiler lorong api
Suhu air (K)	303,15
Tekanan (bar)	12,55
Suhuh steam (K)	433
Kecepatan Massa Air(kg/jam)	4038,61
Steam dihasilkan (kg/jam)	3671,46
Kapasitas Panas Air (kJ/kg K)	4,184
Panas Penguapan Air (kJ/kg K)	2081,86
Nilai Bakar (kJ/liter)	43938
Effisiensi Pembakaran	90%
Kecepatan volume fuel oil (liter/jam)	7643475,6
NPS (in)	2,5
Sch.	40
OD (in)	2,875
ID (in)	2,469
Luas Permukaan Luar, a'' (m)	0,2294
Panjang (m)	0,3048
Luas perpindahan kalor, A (m2)	120,8922
Jumlah Pipa	1728

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam perancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu juga, analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi terdapat beberapa faktor yang ditinjau, antara lain:

- a. *Return On Investment* (ROI);
- b. *Pay Out Time* (POT);
- c. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR);
- d. *Break Even Point* (BEP); dan
- e. *Shut Down Point* (SDP).

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

- a. Penentuan modal industri (*total capital investment*)

Dalam penentuan modal industri meliputi modal tetap (*fixed capital investment*) dan modal kerja (*working capital investment*).

b. Penentuan biaya produksi total (*total production cost*)

Dalam penentuan biaya produksi total meliputi biaya pembuatan (*manufacturing cost*) dan biaya pengeluaran umum (*general expenses*).

c. Pendapatan modal

Dalam pendapatan modal, untuk mengetahui titik impas diperlukan perkiraan terhadap biaya tetap (*fixed cost*), biaya variabel (*variable cost*) dan biaya mengambang (*regulated cost*).

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan setiap tahunnya sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik dekstrin beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 300 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2027. Di dalam analisa ekonomi, harga alat maupun harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa maka dilakukan pencarian indeks pada tahun analisa. Harga indeks dapat ditentukan dengan persamaan regresi linier. Berikut adalah indeks harga yang ada dalam teknik kimia.

Tabel 6. 1 *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Tahun (X)	Index (Y)	Tahun ke- (X)
1963	102,40	1
1964	103,30	2
1965	104,20	3

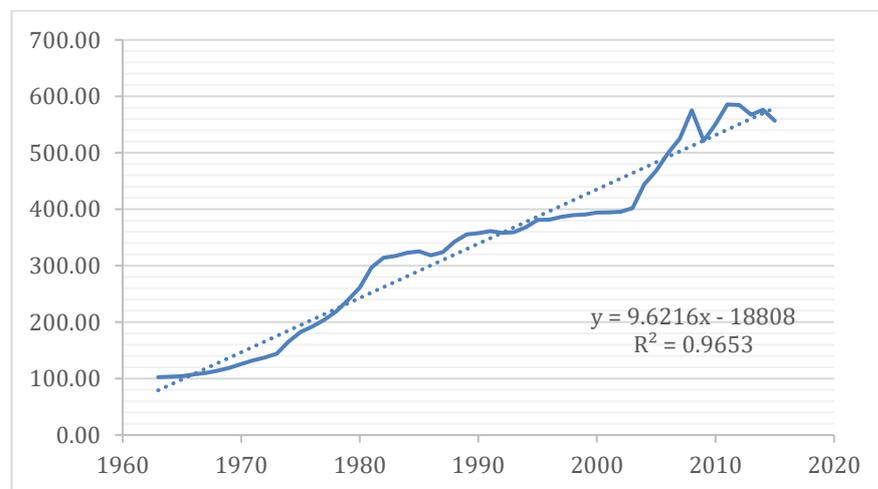
Tabel 6.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index (Lanjutan)*

1966	107,20	4
1967	109,70	5
1968	113,70	6
1969	119,00	7
1970	125,70	8
1971	132,30	9
1972	137,20	10
1973	144,10	11
1974	165,40	12
1975	182,40	13
1976	192,10	14
1977	204,10	15
1978	218,80	16
1979	238,70	17
1980	261,20	18
1981	297,00	19
1982	314,00	20
1983	317,00	21
1984	322,70	22
1985	325,30	23
1986	318,40	24
1987	323,80	25
1988	342,50	26
1989	355,40	27
1990	357,60	28
1991	361,30	29
1992	358,20	30
1993	359,20	31
1994	368,10	32
1995	381,10	33
1996	381,70	34
1997	386,50	35
1998	389,50	36
1999	390,60	37
2000	394,10	38
2001	394,30	39

Tabel 6.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index (Lanjutan)*

2002	395,60	40
2003	402,00	41
2004	444,20	42
2005	468,20	43
2006	499,60	44
2007	525,40	45
2008	575,40	46
2009	521,40	47
2010	550,80	48
2011	585,70	49
2012	584,60	50
2013	567,30	51
2014	576,10	52
2015	556,80	53

Sumber: Sumber: www.chemengonline.com/pci

**Gambar 6. 1** Grafik Regresi Linear Index

Berdasarkan data index, diperoleh persamaan regresi linear yaitu $y = 9,6216 x - 18808$. Dengan menggunakan persamaan tersebut dapat dicari harga index pada tahun perancangan, sehingga index pada tahun 2027 sebesar $= 694,983$. Harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan dengan dengan referensi (Klaus D.

Timmerhaus & Max S. Peters, 1991). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan berikut.

$$E_x = E_y \cdot \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana:

E_x : Harga tahun pembelian

E_y : Harga tahun referensi

N_x : Index harga pada tahun pembelian

N_y : Index harga pada tahun referensi

Dari analisis perhitungan untuk mengetahui index pada tahun perencanaan pendirian pabrik, maka untuk harga alat pada tahun tersebut dapat dilihat pada Tabel 6.2 dan Tabel 6.3.

Tabel 6. 2 Harga Alat Proses Pada Tahun Evaluasi

Nama alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2027	2014	2027
Tangki 1	T-01	1	576,10	694,98	\$ 5.100,00	\$ 6.152,43
Tangki 2	T-02	1	576,10	694,98	\$ 42.600,00	\$ 51.390,88
Silo Produk	S-01	1	576,10	694,98	\$ 46.700,00	\$ 56.336,95
<i>Crusher</i>	C-01	1	576,10	694,98	\$ 41.297,00	\$ 49.818,99
<i>Screener</i>	HVS-01	1	576,10	694,98	\$ 20.800,00	\$ 25.092,26
<i>Mixing Tank</i>	MT-01	1	576,10	694,98	\$ 29.000,00	\$ 34.984,40
<i>Jet Cooker</i>	JC-01	1	576,10	694,98	\$ 10.680,00	\$ 12.883,91
Reaktor	R-01	1	576,10	694,98	\$ 88.500,00	\$ 106.762,74
	R-02	1	576,10	694,98	\$ 88.500,00	\$ 106.762,74
Tangki Kation	CX-01	1	576,10	694,98	\$ 8.900,00	\$ 10.736,59
Evaporator	EV-01	1	576,10	694,98	\$ 176.000,00	\$ 212.319,12
<i>Spray Dryer</i>	SD-01	1	576,10	694,98	\$ 294.625,00	\$ 355.423,41
<i>Cyclone</i>	CY-01	1	576,10	694,98	\$ 8.900,00	\$ 10.736,59

Tabel 6.2 Harga Alat Proses Pada Tahun Evaluasi (Lanjutan)

<i>Belt Conveyor</i>	BC-01	1	576,10	694,98	\$ 9.400,00	\$ 11.339,77
	BC-02A	1	576,10	694,98	\$ 9.400,00	\$ 11.339,77
	BC-02B	1	576,10	694,98	\$ 9.400,00	\$ 11.339,77
	BC-03	1	576,10	694,98	\$ 47.100,00	\$ 56.819,49
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	1	576,10	694,98	\$ 98.700,00	\$ 119.067,60
	BE-02	1	576,10	694,98	\$ 98.700,00	\$ 119.067,60
Pompa	P-01	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
	P-02	1	576,10	694,98	\$ 64.400,00	\$ 77.689,50
	P-03	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
	P-04	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
	P-05	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
	P-06	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
	P-07	1	576,10	694,98	\$ 30.300,00	\$ 36.552,67
	P-08	1	576,10	694,98	\$ 30.300,00	\$ 36.552,67
	P-09	1	576,10	694,98	\$ 53.500,00	\$ 64.540,19
	P-10	1	576,10	694,98	\$ 53.500,00	\$ 64.540,19
<i>Blower</i>	BL-01	1	576,10	694,98	\$ 3.900,00	\$ 4.704,80
<i>Heat Exchanger</i>	HE-01	1	576,10	694,98	\$ 18.000,00	\$ 21.714,46
	HE-02	1	576,10	694,98	\$ 18.000,00	\$ 21.714,46
	HE-03	1	576,10	694,98	\$ 22.300,00	\$ 26.901,80
Filter Udara	F-01	1	576,10	694,98	\$ 69.200,00	\$ 83.480,02
Total					\$ 1.584.202,00	\$ 1.911.115,74

Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas Pada Tahun Evaluasi

Nama alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2027	2014	2027
<i>Sand filter</i>	FU-01	1	576,10	694,98	\$ 5.900,00	\$ 7.117,52
Bak penampung air	BU-01	1	576,10	694,98	\$ 1.300,00	\$ 1.568,27
Tangki air bersih	TU-01	1	576,10	694,98	\$ 67.800,00	\$ 81.791,11
Bak <i>Cooling water</i>	BU-02	1	576,10	694,98	\$ 6.700,00	\$ 8.082,60
Menara pendingin	CT-01	1	576,10	694,98	\$ 6.700,00	\$ 8.082,60
<i>Blower CT</i>	BLU-01	1	576,10	694,98	\$ 143,00	\$ 172,51
<i>Mixed bed</i>	TU-02	1	576,10	694,98	\$ 216.300,00	\$ 260.935,37
Tangki NaCl	TU-03	1	576,10	694,98	\$ 3.600,00	\$ 4.342,89
Tangki air demin	TU-04	1	576,10	694,98	\$ 13.600,00	\$ 16.406,48

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas Pada Tahun Evaluasi (Lanjutan)

Dearator	DE-01	1	576,10	694,98	\$ 1.300,00	\$ 1.568,27
Tangki N2H4	TU-05	1	576,10	694,98	\$ 4.500,00	\$ 5.428,61
Pompa	PU-01	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
	PU-02	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
	PU-03	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
	PU-04	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
	PU-05	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
	PU-06	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
	PU-07	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
	PU-08	1	576,10	694,98	\$ 17.300,00	\$ 20.870,00
Tangki bahan bakar	TU-06	1	576,10	694,98	\$ 14.600,00	\$ 17.612,84
<i>Boiler</i>	RB-01	1	576,10	694,98	\$ 3.300,00	\$ 3.980,98
Kompresor	C-01	1	576,10	694,98	\$ 6.900,00	\$ 8.323,87
Total					\$ 491.043,00	\$ 592.373,96

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produk dekstrin	= 30.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 300 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Tahun pabrik didirikan	= 2027
Kurs rupiah tahun 2023	= 1US\$ = Rp. 15,885,-

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. Beberapa tahapannya antara lain:

6.3.1 *Capital Investment*

Capital investment merupakan banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk pengoperasiannya. *Capital investment* terdiri dari beberapa biaya, antara lain:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment (FCI) merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas yang ada dalam pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment (WCI) merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

6.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton pada tabel 23, *Manufacturing Cost* meliputi:

- a. *Direct Cost*, merupakan pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
- b. *Indirect Cost*, merupakan pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- c. *Fixed Cost*, merupakan biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran

yang bersifat tetap tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi.

6.3.3 *General Expense*

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

6.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan antara lain:

6.4.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment atau biasa disingkat dengan ROI merupakan tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

Keuntungan dihitung berdasarkan penjualan tahunan atau *annual sales* (Sa) dan total *manufacturing cost*. Keuntungan akan dihitung sebagai komponen yang berisi pengembalian hutang selama pembangunan pabrik. Keuntungan akan berkontribusi terhadap *cash flow* dari pabrik. Pabrik dengan risiko yang cenderung rendah memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 11%, sedangkan pabrik dengan risiko tinggi memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 44%.

6.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time atau bisa disingkat dengan POT merupakan perkiraan jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan yang diperoleh (Aries, Newton. 1954). Pabrik dengan risiko rendah memiliki nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan risiko tinggi memiliki nilai POT maksimal 2 tahun. Untuk menghitung POT dapat menggunakan persamaan berikut.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{(\text{Profit} + \text{Depresiasi})}$$

6.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point merupakan titik impas, dengan besarnya kapasitas produksi dapat menutupi biaya keseluruhan dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan namun tidak menderita kerugian (Peters & Timmerhaus. 2003). Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar 40% hingga 60%. Untuk menghitung nilai BEP, dapat menggunakan persamaan berikut.

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

Dimana:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi minimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi minimum

6.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan suatu titik dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *Fixed Cost* yang menyebabkan pabrik harus tutup (Peters & Timmerhaus. 2003). Nilai SDP menjadi suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi pada suatu pabrik. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan). Nilai SDP pada umumnya berkisar antara 20% hingga 30%. Untuk menghitung SDP dapat menggunakan persamaan berikut.

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

6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah *interest rate* yang diperoleh saat seluruh modal yang ada digunakan semuanya untuk proses produksi. DCF dari suatu pabrik dinilai menguntungkan jika melebihi satu setengah kali bunga pinjaman bank. DCF (i) dapat dihitung dengan metode *Present Value Analysis* dan *Future Value Analysis* (Peter & Timmerhaus. 2003).

Present Value Analysis:

$$(FC + WC) = \frac{C}{(1+i)} + \frac{C}{(1+i)^2} + \dots + \frac{C}{(1+i)^n} + \frac{WC}{(1+i)^n} + \frac{SV}{(1+i)^n}$$

Future Value Analysis:

$$(FC + WC)(1+i)^n = (WC + SV) + [(1+i)^{n-1} + \dots + 1] \times C$$

Dengan *trial solution*, diperoleh nilai $i = \%$.

6.5 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik dekstrin ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidaknya pabrik ini didirikan. Hasil perhitungan ditunjukkan pada Tabel 6.4 sampai dengan Tabel 6.15.

Tabel 6. 4 *Physical Plant Cost (PPC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost</i>	\$ 2.503.489,69	Rp 39.767.933.738,75
<i>Delivered Equipment Cost</i>	\$ 625.872,42	Rp 9.941.983.434,69
<i>Instalasi Cost</i>	\$ 1.276.258,61	Rp 20.273.368.000,85
<i>Piping Cost</i>	\$ 994.892,87	Rp 15.803.873.252,13
<i>Instrumentation Cost</i>	\$ 788.501,54	Rp 12.525.346.964,10
<i>Insulation Cost</i>	\$ 231.491,37	Rp 3.677.240.401,16
<i>Electrical Cost</i>	\$ 250.348,97	Rp 3.976.793.373,87
<i>Bangunan</i>	\$ 705.382,44	Rp 11.205.000.000,00
<i>Land and Yard Improvement</i>	\$ 2.629.209,95	Rp 41.765.000.000,00
Total PPC	\$ 10.005.447,85	Rp 158.936.539.165,55

Tabel 6. 5 *Direct Plant Cost (DPC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Engineering and Construction</i>	\$2.001.089,57	Rp. 31.787.307.833,11
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	\$10.005.447,85	Rp. 158.936.539.165,55
Total	\$ 12.006.537,43	Rp. 190.723.846.998,66

Tabel 6. 6 *Fixed Capital Investment (FCI)*

Fixed Capital	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost</i>	\$ 12.006.537,43	Rp 190.723.846.998,66
<i>Contractor's Fee</i>	\$ 480.261,50	Rp 7.628.953.879,95
<i>Contingency</i>	\$ 1.200.653,74	Rp 19.072.384.699,87
Total FCI	\$ 13.687.452,66	Rp 217.425.185.578,47

Tabel 6. 7 Working Capital Investment (WCI)

Working Capital	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Inventory Cost</i>	\$ 374,85	Rp 5.954.447,22
<i>Inprocess Inventory Cost</i>	\$ 10.577,51	Rp 168.023.752,60
<i>Product Inventory Cost</i>	\$ 634.650,62	Rp 10.081.425.155,93
<i>Extended Credit</i>	\$ 875.625,42	Rp 13.909.309.815,45
<i>Available Cash</i>	\$ 634.650,62	Rp 10.081.425.155,93
Total Working Capital	\$ 2.155.879,03	Rp 34.246.138.327,12
Fixed Capital Investment (FCI) + Working Capital Investment (WCI)	\$ 15.843.331,69	\$ 251.671.323.905,59

Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct Manufacturing Cost	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Cost</i>	\$ 4.123,32	Rp 65.498.919,39
<i>Tenaga Kerja</i>	\$ 1.187.913,13	Rp 18.870.000.000,00
<i>Supervisor Cost</i>	\$ 178.186,97	Rp 2.830.500.000,00
<i>Maintenance Cost</i>	\$ 1.368.745,27	Rp 21.742.518.557,85
<i>Plant Supplies Cost</i>	\$ 205.311,79	Rp 3.261.377.783,68
<i>Royalties and Patent Cost</i>	\$ 481.593,98	Rp 7.650.120.398,50
<i>Utilitas</i>	\$ 540.259,26	Rp 8.582.018.387,88
Total DMC	\$ 3.966.133,71	Rp 63.002.034.047,30

Tabel 6. 9 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect Manufacturing Cost	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	\$ 178.186,97	Rp 2.830.500.000,00
<i>Laboratory Cost</i>	\$ 118.791,31	Rp 1.887.000.000,00
<i>Plant Overhead Cost</i>	\$ 593.956,56	Rp 9.435.000.000,00
<i>Shipping and Packaging</i>	\$ 481.593,98	Rp 7.650.120.398,50
Total IMC	\$ 1.372.528,83	Rp 21.802.620.398,50

Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Biaya (\$)	Biaya (Rp)	
<i>Depreciation</i>	\$ 1.368.745,27	Rp	21.742.518.557,85
<i>Property Taxes</i>	\$ 136.874,53	Rp	2.174.251.855,78
<i>Insurance Cost</i>	\$ 136.874,53	Rp	2.174.251.855,78
Total FMC	\$ 1.642.494,32	Rp	26.091.022.269,42

Tabel 6. 11 General Expense (GE)

<i>General Expense</i>	Biaya (\$)	Biaya (Rp)	
<i>Administration</i>	\$ 209.434,71	Rp	3.326.870.301,46
<i>Sales</i>	\$ 349.057,84	Rp	5.544.783.835,76
<i>Research</i>	\$ 244.340,49	Rp	3.881.348.685,03
<i>Finance</i>	\$ 316.866,63	Rp	5.033.426.478,11
Total GE	\$ 1.119.699,67	Rp	17.786.429.300,36
Manufacturing Cost (MC) + General Expense (GE)	\$ 8.100.856,53	\$	128.682.106.015,57

Tabel 6. 12 Analisa Keuntungan

Keterangan	Biaya (\$)	Biaya (Rp)	
Total Penjualan	\$ 9.631.879,63	Rp	153.002.407.970
Total Production Cost	\$ 8.100.856,53	Rp	128.682.106.016
Keuntungan sblm pajak	\$ 1.531.023,10	Rp	24.320.301.954
Pajak	\$ 336.825,08	Rp	5.350.466.430
Keuntungan setelah dikurangi dengan pajak 22%	\$ 1.194.198,02	Rp	18.969.835.524

6.6 Hasil Analisa Kelayakan

6.6.1 Return on Investment (ROI)

Dari hasil analisa, diperoleh nilai ROI antara lain sebagai berikut:

ROI sebelum pajak = 11,19%

ROI setelah pajak = 8,72%

6.6.2 Pay Out Time (POT)

Dari hasil analisa, diperoleh nilai POT antara lain sebagai berikut:

POT sebelum pajak = 4,72 tahun

POT setelah pajak = 5,34 tahun

6.6.3 Break Even Point (BEP)

Tabel 6. 13 Annual Fixed Cost (Fa)

Fixed Cost (Fa)	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Depresiasi	\$ 1.368.745,27	Rp 21.742.518.557,85
<i>Property Taxes</i>	\$ 136.874,53	Rp 2.174.251.855,78
Asuransi	\$ 136.874,53	Rp 2.174.251.855,78
Total Fa	\$ 1.642.494,32	Rp 26.091.022.269,42

Tabel 6. 14 Annual Regulated Cost (Ra)

Regulated Cost (Ra)	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Gaji Karyawan	\$ 1.187.913,13	Rp 18.870.000.000,00
<i>Payroll Overhead</i>	\$ 178.186,97	Rp 2.830.500.000,00
<i>Supervision</i>	\$ 178.186,97	Rp 2.830.500.000,00
<i>Plant Overhead</i>	\$ 593.956,56	Rp 9.435.000.000,00
<i>Laboratorium</i>	\$ 118.791,31	Rp 1.887.000.000,00
<i>General Expense</i>	\$ 1.119.699,67	Rp 17.786.429.300,36
<i>Maintenance</i>	\$ 205.311,79	Rp 3.261.377.783,68
<i>Plant Supplies</i>	\$ 205.311,79	Rp 3.261.377.783,68
Total Ra	\$ 3.787.358,19	Rp 60.162.184.867,71

Tabel 6. 15 Annual Variable Cost (Va)

Variable Cost (Va)	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material</i>	\$ 4.123,32	Rp 65.498.919,39
<i>Royalties and Patent</i>	\$ 481.593,98	Rp 7.650.120.398,50
<i>Utilities</i>	\$ 540.259,26	Rp 8.582.018.387,88
<i>Product packaging and shipping</i>	\$ 481.593,98	Rp 7.650.120.398,50
Total Va	\$ 1.507.570,54	Rp 23.947.758.104,27

Total penjualan yang diperoleh sebesar = \$ 9.631.879
 = Rp. 153.002.407.969

Maka diperoleh untuk BEP sebesar:

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

$$= 50,77\%$$

6.6.4 *Shut Down Point (SDP)*

Dari hasil analisa, diperoleh nilai SDP sebesar:

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

$$= 20,76\%$$

6.6.5 *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Umur pabrik (n) = 10 tahun

Salvage Value = \$ 1.368.746
 = Rp. 21.742.518.558

Cash Flow = \$ 2.879.810
 = Rp. 45.745.780.560

Working Capital = \$ 2.155.879
 = Rp. 34.246.138.327

(FCI) = \$ 13.687.453
 = Rp. 217.425.185.578

Maka, untuk memperoleh nilai DCF dapat menggunakan persamaan berikut.

$$\{[(1+i)^{(n-1)} + ((1+i)^{(n-2)}) + ((1+i)^{(n-3)} + \dots + ((1+i)^{(n-n)} + (1+i) + 1 \times CF] + \{SV + WCI\}$$

Dengan $R = S$, maka hasil dari *trial and error* diperoleh nilai $i = 10,52\%$

6.7 Analisa Risiko Pabrik

Untuk mendirikan suatu pabrik, risiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut memiliki risiko yang rendah (*low risk*) atau berisiko tinggi (*high risk*). Adapun parameter untuk menentukan pabrik dekstrin yang akan berdiri. Parameter yang dilihat antara lain:

a. Kondisi Operasi

Proses operasi yang digunakan yaitu dengan *Enzymatic Process*. Proses tersebut dijalankan pada tekanan 1 atm untuk keseluruhan alat proses, dan memiliki variasi suhu operasi yang dijalankan. Suhu tertinggi terdapat pada alat *Spray Dyer* (SD-01) yang beroperasi hingga suhu 150°C.

b. Karakteristik Bahan Baku dan Produk

1. Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan yaitu Pati Ubi Kayu yaitu senyawa yang memiliki tingkat bahaya rendah, tidak mudah terbakar, tidak

menyebabkan iritasi pada kulit dan mata, serta tidak menyebabkan rasa kantuk dan pusing.

2. Produk

Produk yang dihasilkan merupakan dekstrin ($C_6H_{10}O_5$) adalah senyawa yang tidak memiliki bahaya atau resiko, tidak dapat menyebabkan iritasi kulit, tidak menyebabkan iritasi yang serius pada mata dan tidak dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernafasan.

c. Sumber Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan yaitu Ubi Kayu yang diperoleh dari pertanian ubi kayu yang berada disekitar pabrik yang akan didirikan yang berada di Lampung Selatan. Untuk memperoleh bahan baku tersebut secara keseluruhan dapat terjangkau karena memiliki akses moda transportasi atau mobilitas sangat tepat dengan lokasi rencana pabrik, serta gas Enzim yang diperoleh dari PT. Sadya Balawan dan NaOH yang diperoleh dari PT. Multi kimia.

Berdasarkan penjabaran dari beberapa poin di atas yaitu dari sisi segi kondisi operasi, sifat/karakteristik bahan baku serta produk, dan sumber bahan baku, pabrik ini tergolong memiliki resiko yang rendah.

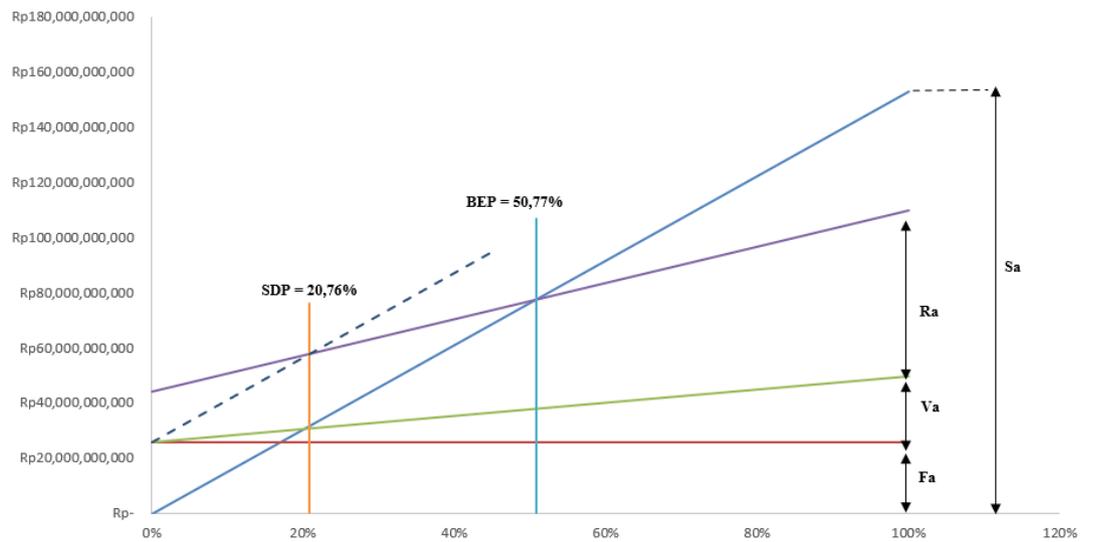
6.8 Analisa Kelayakan

Untuk analisa kelayakan, dapat di singgung dari analisa risiko yaitu pabrik tergolong dalam risiko rendah dan berikut adalah hasil dari analisa kelayakan yang telah diperhitungkan. Berdasarkan Tabel 6.16, analisa kelayakan ekonomi pada pabrik dekstrin memenuhi semua parameter kelayakan ekonomi. Dari hasil analisis ekonomi pabrik tersebut, dapat disimpulkan bahwa pabrik yang akan berdiri termasuk ke dalam pabrik yang memiliki risiko rendah (*low risk*).

Tabel 6. 16 Analisa Kelayakan

Parameter	Terhitung	Keterangan
ROI sebelum pajak	11,19%	Dari Aries dan Newton, pabrik <i>industrial chemical</i> dengan risiko rendah dikatakan layak jika minimal ROI sebelum pajak sebesar 44%. Jadi dapat disimpulkan bahwa ROI pabrik ini memenuhi persyaratan untuk disebut layak.
POT sebelum pajak	4,72 tahun	Dan juga dikutip dari buku Aries dan Newton, untuk pabrik <i>Industrial chemicals</i> memiliki nilai maksimal 5 tahun untuk <i>low risk</i> . Jadi dapat disimpulkan bahwa POT pabrik ini memenuhi persyaratan untuk disebut layak
BEP	50,77%	Menurut Aries dan Newton, nilai BEP memiliki rentang angka dari 40% hingga 60%. Dari perhitungan yang dilakukan, nilai tersebut memenuhi.
SDP	20,67%	Nilai SDP dari hasil perhitungan sudah memenuhi. Sudah lebih dari 20%
DCFR	10,52%	Diketahui suku bunga bank sebesar 8,63%. Dari perhitungan diperoleh nilai sebesar 10,52%. Hal itu diatas nilai minimum dengan perhitungan $Interest = 1,5 \times$ bunga simpanan bank.

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian pabrik dekstrin dari ubi kayu melalui sistem enzimatik dapat dipahami melalui grafik *Break Even Point* berikut.



Gambar 6. 2 Grafik Analisa Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

- a. Pabrik dekstrin ini didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri serta menciptakan lapangan kerja baru .
- b. Pabrik pembuatan dekstrin dari ubi kayu melalui sistem enzimatis kapasitas 30.000ton/tahun membutuhkan bahan baku berupa Ubi Kau dengan jumlah sebesar 3599,2969 kg/jam dan NaOH sebesar 0,0010 kg/jam serta Resin H⁺ sebesar 1,2036 kg/jam
- c. Pabrik dekstrin dirancang dengan bentuk Perseroan Terbatas yang beroperasi selama 300 hari dalam setahun dan akan didirikan pada tahun 2027 di Kabupaten Lampung Selatan, Provinsi Lampung, Indonesia dengan luas tanah 16.706 m² dan luas bangunan 3735 m² yang jumlah karyawannya sebanyak 165 orang.
- d. Berdasarkan perhitungan utilitas yang dilakukan terhadap kebutuhan air, listrik dan *steam* didapat bahwa kebutuhan air pabrik secara keseluruhan sebesar 1.095,5344 kg/jam yang terbagi sesuai dengan kebutuhan pabrik, meliputi:
 1. Kebutuhan media pendingin sebesar 52398,53 kg/jam,
 2. Kebutuhan media pemanas sebesar 3671,46 kg/jam,
 3. Kebutuhan lingkungan kantor sebesar 57324,99 kg/jam.

4. Kebutuhan listrik total untuk alat-alat proses dan keperluan lainnya sebesar 3155,00 kW.
 5. Kebutuhan untuk bahan bakar sebesar 5.9718 liter/jam.
- e. Ditinjau dari proses produksi, sifat bahan baku, kondisi operasi dan evaluasi ekonomi, maka pabrik pembuatan dekstrin dari ubi kayu melalui sistem enzimatik kapasitas 30.000ton/tahun tergolong pada pabrik dengan resiko yang rendah (*low risk*).
- f. Dari perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut :
1. Keuntungan pabrik sebelum pajak Sebesar Rp 153.002.407.970Per tahun dan setelah pajak sebesar Rp 18.969.835.524Per tahun.
 2. *Return Of Investment (ROI)* sebelum pajak adalah sebesar 11,19% dan setelah pajak sebesar 8,72%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah minimum 11%.
 3. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak selama 4,72 tahun dan POT setelah pajak selama 5,34 tahun.
 4. *Break Even Point (BEP)* pada pabrik dekstrin sebesar %. Nilai tersebut sudah termasuk kedalam syarat BEP dari pabrik kimia antara 40% sampai 60%.
 5. *Shut Down Point (SDP)* untuk nilai SDP didapatkan sebesar 20,76%.
 6. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* pada pabrik dekstrin sebesar 10,52%. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sebesar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

7.2 Saran

Pra rancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia, antara lain sebagai berikut.

- a. Optimasi pemilihan alat proses atau alat penunjang serta bahan baku perlu diperhatikan agar memperoleh keuntungan yang lebih optimal.
- b. Perancangan pabrik kimia tentunya perlu memperhatikan produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
- c. Produk dekstrin dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat melihat pesatnya perkembangan saat ini.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., "Chemical Engineering Cost Estimation", Mc GrawHill Handbook Co., Inc., New York, 1995.
- Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi. 2016. Pusat Data Indonesia. www.bppt.go.id. Diakses pada 12 Maret 2023 pukul 21.00 WIB.
- Badan Pusat Statistik. 2020. Statistic Indonesia. www.bps.go.id. Diakses pada 12 Maret 2023 pukul 19.00 WIB.
- Brown, G.G. 1971. *Unit Operations*. CBS Publishers Distributors., New Delhi, India.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., "Process Equipment Design", John Wiley and Sons, Inc., New York, 1959.
- Coulson. J.M., and Richardson, J.F., "Chemical Engineering (1st Ed).", PergamonInternasional Library, New York, 1983.
- Dai, Xi. 2016. "Quantum Materials: Weyl Fermions Go into Orbit." *Nature Physics* 12(8): 727–28.
- Geankopolis, C.J., "Transport Process and Unit Operations (3rd Ed)", Pretince – HallInternational, Inc., New jersey, 1993.
- Harry, S., "Chemical Process Engineering Design and Economics", Taylor & FrancisGroup LLC., New York, 2003.
- Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York, 1983.
- Matche Equipment Cost. www.Matche.com . Diakses pada 6 September 2023

pukul 16.00WIB.

Perry, R.H., and Green, D.W., "Perry's Chemical Engineer's Handbook (6th ed)", McGraw hill Book Co., Inc., New York, 1986.

Peter, M.S., and Timmerhaus, K.D., "Plant Design and Economics for Chemical Engineers (4rd Ed)", Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York, 1980.

Pudiastuti, Lis. 2013. "Pembuatan Dekstrin Dari Tepung Tapioka Secara Enzimatik Dengan Pemanas Microwave." *Jurnal Teknologi Kimia dan Industri* 2(2): 169–76. <http://ejournal-s1.undip.ac.id/index.php/jtki>.

Risha. J, T. 2011. Pengaruh pH, Suhu, Hidrolisis Enzim Alfa Amilase dan Konsentrasi Ragi Roti untuk Produksi Etanol Menggunakan Pati Bekatul. Surakarta: Universitas Sebelas Maret.

Risnoyatiningsih, Sri. 2011. "Hidrolisis Pati Ubi Jalar Menjadi Glukosa Secara Enzimatis." *Jurnal Teknik Kimia* 5(2): 418.

Sumaiyah, Selvia Wiliantari, and Karsono. 2018. "Preparation and Characterization of Dextrin in Xanthosoma Sagittifolium (L.) Schott Starch with Acid Catalyst and Enzymatic Methods." *Indonesian Journal of Pharmaceutical and Clinical Research* 1(2): 48–54.

Surfiana, siti nurdjanah. 2013. Produksi Dekstrin Ubi Kayu melalui Metode Gelatinisasi sebagai menggunakan Rotary Drum. Universitas Lampung, Fakultas Pertanian.

Teknologi Pangan., "Dekstrin, Teknologi dan Penggunaanya", Program Studi Teknologi Pangan. Universitas Muhammadiyah Semarang . tekpan.unimus.ac.id ., Juli 2013.

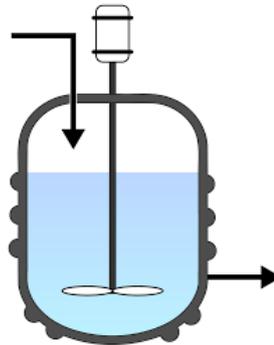
The Chemical Engineering Plant Cost Index . Chemengonline.com/pci . Diakses pada 6 September 2023 pukul 15.00 WIB.

Walas, S.M., "Reaction Kinetics for Chemical Engineer", Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York, 1959www.Alibaba.com

Yaws, Carl. L., "Chemical Properties Handbook", Butterworth Publishers, Reed Publishing., Inc., New York, 1999.

LAMPIRAN A
PERANCANGAN REAKTOR

PERHITUNGAN REAKTOR (R-01)



Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi secara enzimatis menjadi dekstrin
Kode	: R-01
Jenis	: Reaktor Berpengaduk dengan jaket pendingin
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Kondisi operasi	: Suhu = 85 ⁰ C Tekanan = 1,26 atm
Konversi aktual	: 95% (US Patent 4,933,279)
Konversi optimasi	: 78%

a. Pemilihan Jenis Reaktor

Jenis reaktor yang digunakan yaitu: Reaktor Berpengaduk dengan Jaket Pendingin

Dengan alasan sebagai berikut:

1. Dimensi reaktor dapat disesuaikan dengan bahan yang diaduk.
2. Terdapat pengaduk sehingga komponen di dalam reaktor dapat tercampur dengan sempurna (homogen).
3. Fase reaksi padat-cair sehingga memungkinkan menggunakan RTB.

4. Reaksi yang terjadi berlangsung optimal karena pengontrolan suhu mudah.
5. Konversi yang terjadi saat reaksi tinggi.
6. Volume reaktor relatif besar dibandingkan dengan RAP, maka waktu tinggal juga besar. Hal tersebut menunjukkan bahwa zat pereaksi dapat lebih lama bereaksi di dalam reaktor.

b. Pemilihan Bahan Konstruksi

Bahan atau material konstruksi yang digunakan yaitu: *Carbon Steel*

Dengan alasan dan pertimbangan sebagai berikut:

1. Memiliki segi ketahanan dan kekuatan yang mampu menahan tekanan dan beban yang tinggi.
2. Tahan terhadap korosi.
3. Harga relatif lebih murah dan terjangkau.
4. Ketersediaan bahan yang melimpah, sehingga mudah untuk mendapatkannya.
5. Kemampuan las atau efisiensi pengelasan cenderung mudah sehingga pemasangan dan perbaikan dapat dilakukan dengan cepat dan efisien.
6. Termasuk ke dalam standar industri, seperti ASTM, API, ASME dan standar lain yang memastikan kualitas serta keamanan.

c. Spesifikasi Komponen pada Reaktor

Komponen	Berat Molekul	Jumlah (kg/jam)	Densitas (kg/m³)	Volumetrik (m³/jam)
Air	18	12.279,95	1.000	12.2799
Protein	-	43,19	1.260	0,0343
Abu	-	7,20	1.260	0,0057
Serat	-	151,17	1.260	0,1200

Lemak	-	28,79	1.260	0,0229
Pati	162	150,45	1.500	0,1003
Enzim a-amilase	62	6,02	1.260	0,0048
NaOH	40	1,20	1.040	0,0012
Dekstrin	180	3.176,19	1.038	3,0599
Total		15.844,16	10.878	15,6289

*) Dengan asumsi komponen *impurities* yang terkandung didalam pati seperti protein, abu, serat dan lemak memiliki nilai densitas sama dengan enzim a-amilase.

Didapatkan laju volumetrik sebesar 15,63 m³/jam.

d. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Didapatkan persamaan untuk menghitung nilai konstanta pada reaksi enzimatik sebagai berikut:

$$-r_s = k \cdot C_{A0} \quad (1)$$

Dimana:

-r_s : Laju reaksi (mol/jam)

k : Nilai konstanta reaksi = 0,317 s⁻¹

C_{A0} : Konsentrasi awal komponen (mol/L)

Persamaan tersebut dari *Biochemical Engineering Journal 13. 2003 43-52*.

Untuk mencari nilai C_{A0} yang terdapat pada persamaan (1), dapat dihitung dengan perhitungan berikut:

$$C_{A0} = \frac{\text{Komponen mula-mula (kmol)}}{\frac{\text{Jumlah masuk } (\frac{kg}{jam})}{\text{Densitas pati } (\frac{kg}{m^3})}} \quad (2)$$

$$= 9,26 \text{ mol/L}$$

Sehingga dari persamaan (1) didapatkan persamaan baru dengan persamaan berikut:

$$-r_s = k \times \exp\left(\frac{E_{sg}}{RT}\right) \cdot C_{a0} \quad (3)$$

Dengan:

E_{sg} : Eenergi aktivasi pada gelatinasi = $T_{reaksi} < T_{gelatinasi} = 1 \text{ J/mol}$

R : Konstanta gas = $8,314 \text{ J.K}^{-1}.\text{mol}$

T : Suhu operasi reaksi = 85°C atau $358,15 \text{ K}$

e. Optimasi Reaktor

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Untuk menghitung kebutuhan jumlah reaktor perlu diperhatikan dari volume reaktor. Mencari volume untuk reaktor seri dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$V = \frac{Fv}{-r_s} \times \left(\frac{1}{(1-X)^{1-1}} \right)$$

Dimana:

V : Volume reaktor (m^3)

Fv : Laju volumetrik = $15,63 \text{ m}^3$

$-r_s$: Laju reaksi = $2,93 \text{ mol/jam}$

X : Konversi reaksi = 95%

Maka didapatkan volume reaktor sebesar $101,20 \text{ m}^3$

Setelah mengetahui nilai dari volume reaktor, maka dapat dihitung perhitungan *trial* yang bertujuan untuk mengetahui berapa jumlah reaktor

yang dibutuhkan. Perhitungan dilakukan pada *Microsoft Excel* yang didapat dengan rincian sebagai berikut:

Jumlah	Volume (m ³)	Vcoba (m ³)	X ₀	X ₁	X ₂	X ₃	X ₄	
1	101,20	101,20	0,00	0,95	-	-	-	-
2	101,20	18,49	0,00	0,78	0,95	-	-	-
3	18,49	9,13	0,00	0,63	0,86	0,95	-	-
4	9,13	5,94	0,00	0,53	0,78	0,89	0,95	-
5	5,94	4,37	0,00	0,45	0,70	0,83	0,91	0,95

2. Menghitung Harga Reaktor

Untuk mengetahui jumlah dan harga reaktor, diperlukan optimasi baik dari jumlah maupun harga. Untuk menentukan harga dari jenis reaktor yang digunakan didapatkan dari <https://matche.com/equipcost/Reactor.html>. Sehingga didapatkan masing-masing harga dari jumlah reaktor sebagai berikut.

n	Volume (gall)	Harga (\$)	Total Harga (\$)
1	26734,96	\$ 217.900,00	\$ 217.900,00
2	4885,61	\$ 88.500,00	\$ 177.000,00
3	2412,33	\$ 60.900,00	\$ 182.700,00
4	1568,53	\$ 48.500,00	\$ 194.000,00
5	1154,59	\$ 41.200,00	\$ 206.000,00

Dilihat dari jumlah dan harga yang optimal, maka dapat ditentukan jumlah reaktor yang digunakan sebanyak 2 unit.

f. Jumlah Umpan dengan Reaksi Stoikiometri

Reaksi yang terjadi yaitu:



Dengan perhitungan reaksi stoikiometri sebagai berikut:



Mula-mula	:	18,57	699,86	-
Bereaksi	:	14,42	14,42	14,42
Sisa	:	4,16	685,45	14,42

Dari reaksi tersebut, didapatkan jumlah komponen yang masuk dan keluar pada reaktor sebagai berikut:

Komponen	Arus masuk			Arus keluar
	A	B	C	D
Air	12.597,57	-	-	12.338,03
Protein	43,19	-	-	43,19
Abu	7,20	-	-	7,20
Serat	151,17	-	-	151,17
Lemak	28,79	-	-	28,79
Pati	3.009,02	-	-	673,17
Enzim a-amilase	-	6,02	-	6,02
NaOH	-	-	1,20	1,20
Dekstrin	-	-	-	2.595,39
Subtotal	15.836,94	6,02	1,20	15.844,16
Total		15.844,16		15.844,16

g. Menentukan Volume Reaktor

Dari hasil optimasi didapatkan Volume reaktor sebesar 18,49 m³.

Untuk mendukung faktor keamanan, reaktor di desain dengan *over design* sebesar 20%. Maka didapatkan Volume reaktor sebesar 22,19 m³.

h. Menentukan Desain Reaktor

1. Menghitung Perbandingan Tinggi dan Diameter

Jenis reaktor yang digunakan yaitu tegak (Vertikal). Sehingga, menurut Brownell rasio perbandingan antara diameter dan tinggi shell yaitu 1,5.

Didapatkan *volume shell* dengan persamaan berikut:

$$V = \frac{\pi D^2 H}{4} \quad (1)$$

Dari persamaan (1) dapat disederhanakan menjadi persamaan (2).

$$V = \frac{\pi D^3}{4} \quad (2)$$

Dengan D dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_{shell}}{\pi}} \quad (2a)$$

Maka didapat nilai D dari persamaan (2a):

$$\begin{aligned} D &= 3,05 \text{ m} \\ &= 119,94 \text{ in} \\ &= 9,99 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengikuti rasio antara diameter dengan tinggi yaitu $H = 1,5D$, maka didapatkan tinggi shell sebagai berikut:

$$\begin{aligned} H &= 4,57 \text{ m} \\ &= 179,90 \text{ in} \\ &= 14,99 \text{ ft} \end{aligned}$$

2. Menghitung Tinggi Larutan

Untuk level fluida didalam reaktor berada pada nilai 80% dari tinggi reaktor.

Maka tinggi larutan dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$H_{fluida} = \text{Persen fluida} \times \text{Tinggi reaktor}$$

$$= 80\% \times 4,57 \text{ m}$$

$$= 3,66 \text{ m}$$

$$= 143,92 \text{ in}$$

$$= 11,99 \text{ ft}$$

3. Menghitung Tekanan pada Reaktor

Untuk menghitung tekanan pada reaktor, dapat menggunakan beberapa data. Dari data tersebut dapat dihitung tekanan hidrostatik. Tekanan hidrostatik dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$P_{hidrostatik} = \frac{\text{Laju Volumetrik } (H_{fluida}^{-1})}{144} \quad \text{Brownell, hal 46.}$$

$$= 15,33 \text{ psia}$$

$$= 1,05 \text{ atm}$$

Dari tekanan hidrostatik tersebut, diperlukan *over design* untuk menunjang keamanan sebesar 20%, maka:

$$P_{desain} = \text{Persen Over Design} \times P_{hidrostatik}$$

$$= 18,40 \text{ psi}$$

$$= 1,25 \text{ atm}$$

4. Menentukan Tebal Dinding (t_{shell})

Tebal dinding pada *shell* sangat memiliki peran penting dalam proses, sehingga harus dihitung. Tebal *shell* dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$t_s = \frac{P_{design} \times r}{(f \times E^{-0,6} P_{design})} + C$$

Dimana:

t_s : Tebal *shell* (in)

P_{design} : Tekanan desain (psia) = 1,25 atm

r : Jari-jari dalam reaktor (in) = 69,13 in

f : *Allowable Stress* (psia) = 18.750 psia

C : *Corrosion Allowance* (psia) = 0,125 in

E : *Single Welded Butt Joint* (85%) = 85%

Sehingga didapatkan tebal shell 0,19 in.

Dari perhitungan tersebut, dipilih tebal shell standar $\frac{1}{4}$ atau 0,25 in.

Setelah didapatkan tebal *shell* pada reaktor, nilai tersebut menjadi ID (*Inner Diameter*, maka perlu menghitung OD (*Outside Diameter*) dengan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} OD &= ID + (2 \times t_s) \\ &= 60,36 \text{ in} \end{aligned}$$

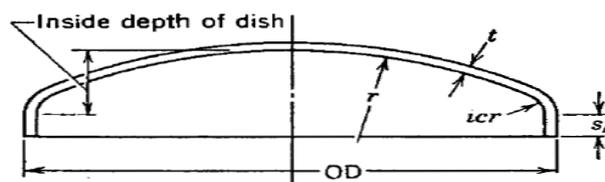
Dipilih OD Standar = 66 in atau 1,68 m.

Menurut Brownell, dari nilai OD dan t_s tersebut didapatkan nilai i_{cr} dan r_c sebagai berikut:

$$i_{cr} = 4$$

$$r_c = 66$$

5. Menentukan Tebal *Head* (t_{head})



Untuk menentukan jenis *head* yang digunakan pada vessel, perlu memperhatikan beberapa aspek. Menurut Brownell untuk tekanan 15-200 psi dapat menggunakan jenis head *torispherical dished head*.

Untuk menghitung tebal *head*, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$th = \frac{W \times P_{design} \times rc}{2fE - 0,2P_{design}}$$

Nilai W dapat dicari dengan persamaan berikut:

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

$$= 1,77 \text{ in}$$

Sehingga untuk tebal *head* terhitung 0,07 in atau 0,0017 in.

Dari tebal *head* yang didapatkan dari perhitungan, dapat ditentukan tebal *head* standar sebesar 0,1875 in atau 3/16.

Berdasarkan Tabel 5.8 Brownell, didapatkan nilai $sf = 1 + (1/2)$ sampai $2 + (1/4)$.

Dipilih $sf = 2$ in

i. Menentukan Dimensi Pengaduk

Untuk menghitung dimensi dari pengaduk diperlukan beberapa data, antara lain sebagai berikut:

$$\text{Tinggi reaktor} = 4,57 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi larutan} = 3,66 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{Tinggi reaktor}}{\text{Tinggi larutan}}$$

$$= 1 \text{ buah}$$

TABLE 3.4-1. *Geometric Proportions for a "Standard" Agitation System*

$\frac{D_a}{D_t} = 0.3 \text{ to } 0.5$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$
$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
		$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

(Geankoplis, hal 144)

Dimana:

DI: Diameter pengaduk = 1,37 m
= 53,97 in

L : Panjang *blade* pengaduk = 0,34 m
= 13,49 in

W : Lebar *blade* pengaduk = 0,27 m
= 10,79 in

J : Lebar *baffle* = 0,38 m
= 14,99 in

Zi : Jarak pengaduk = 1,52 m
= 59,97 in

Dari data dimensi pengaduk tersebut, dapat dihitung kecepatan putar pengaduk (N) dengan persamaan sebagai berikut:

$$N = \frac{600}{\pi \times d} \sqrt{\frac{WELH}{2d}} \quad \text{Rase. 1997}$$

Dimana:

WELH : *Water Equivalent Liquid Height*

N : Kecepatan putar pengaduk

d : Diameter pengaduk

h cairan : Tinggi cairan dalam tangki

Sg : *Specific Gravity*

Maka didapatkan kecepatan putar pengaduk sebagai berikut:

$$N = 108,51 \text{ rpm}$$

j. Menentukan Daya Motor

Untuk menghitung atau menentukan daya motor yang digunakan pada pengaduk, dapat dihitung dengan menggunakan persamaan bilangan Reynold (Re) yang kemudian membaca grafik pada Fig 477. Sehingga didapatkan nilai $N_p = 0,1$.

k. Menentukan Tenaga Pengaduk

Untuk menghitung tenaga pengaduk, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times d^5}{550gc}$$

$$= 0,36 \text{ hp}$$

Setelah menghitung *power*, dapat menghitung daya motor pengaduk dengan persamaan berikut:

$$\text{Daya} = \frac{\text{Power Pengaduk}}{\text{Efisiensi}}$$

$$= 0,45 \text{ hp, sehingga dipilih STD} = 0,50 \text{ hp}$$

l. Menentukan Media Pendingin

1. Menentukan Jenis Pendingin

Untuk mempertahankan suhu operasi yang terjadi di reaktor selama proses reaksi berlangsung, diperlukan media pendingin. Media pendingin yang digunakan yaitu jaket pendingin. Pemilihan media pendingin tersebut didapatkan dari beberapa pertimbangan, sebagai berikut:

Jumlah pendingin= 1951,56 kg/jam

$Q_{\text{reaksi}} = 2879916,23 \text{ kJ/jam}$

Suhu operasi = Jaket : 30°C

Reaktor : 85°C

Laju alir = 15.844,16 kg/jam

= 34.390,35 lb/jam

Sehingga nilai *rated capacity* dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} \text{Rated capacity} &= \frac{\text{Laju alir}}{\text{Densitas campuran}} \\ &= 15,31 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 114,53 \text{ gall/jam} \end{aligned}$$

Menurut Harry Silla, tabel 7.3 untuk *rated capacity* <500 gall, menggunakan *simple jacket*.

Luas jaket yang digunakan yaitu 75 ft^2

$$\begin{aligned} Q_j &= U_b \times \text{Luas jaket} \times (T_{\text{operasi}} - T_{\text{jaket}}) \\ &= 470.029,23 \text{ kJ/jam.} \end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut, nilai Q_j lebih besar dari Q_r ($Q_j > Q_r$), maka jaket mampu mendinginkan suhu operasi atau sekitar reaktor.

2. Menentukan Dimensi Pendingin

Diketahui:

$$\text{Jumlah pendingin} = 1951,56 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{O} = 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju volumetrik} = 1,95 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 3 \text{ jam}$$

Maka dapat dihitung volume jaket dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} V_{\text{jaket}} &= Q_c \times t \\ &= 5,85 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{jaket}} &= 3,84 \text{ m} \\ &= 151,12 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka diameter jaket dapat dihitung dengan persamaan berikut:

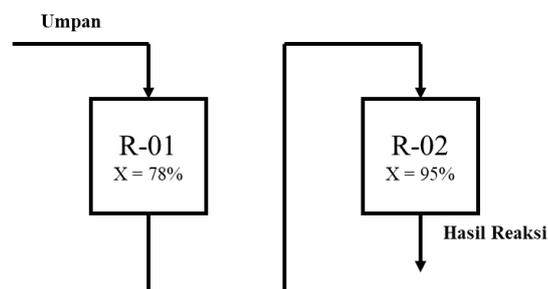
$$\begin{aligned} \text{Volume Jaket} &= A + B - C + D \\ 5,85 \text{ m}^3 &= 3,01 + 1,00 - 3,01 + 2,58 \\ 8,43 \text{ m}^3 &= 1,00 \\ \text{ODj}^2 &= 8,40 \text{ m}^2 \\ \text{ODj} &= 2,90 \text{ m} \\ &= 114,07 \text{ in} \end{aligned}$$

PERHITUNGAN REAKTOR (R-02)

Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi ke-2
Kode	: R-02
Jenis	: Reaktor Berpengaduk dengan jaket pendingin
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Kondisi operasi	: Suhu = 85 ⁰ C Tekanan = 1,26 atm
Konversi aktual	: 95% (US Patent 4,933,279)
Konversi optimasi	: 95%

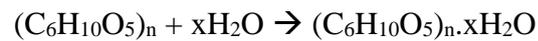
a. Pemilihan Jenis serta Bahan Konstruksi

Pemilihan jenis reaktor yang digunakan serta bahan konstruksi dipilih berdasarkan beberapa ketentuan. Pada perancangan kali ini, didapatkan hasil optimasi reaktor sebanyak 2 buah. Maka dari itu jenis dan bahan konstruksi pada R-02 sama dengan R-01.



b. Jumlah Umpan dengan Reaksi Stoikiometri

Reaksi yang terjadi yaitu:



Dengan perhitungan reaksi stoikiometri sebagai berikut:

	$(C_6H_{10}O_5)_n$	$+ xH_2O$	\rightarrow	$(C_6H_{10}O_5)_n \cdot xH_2O$
Mula-mula :	6,02	685,45		14,42
Bereaksi :	5,72	5,72		5,72
Sisa :	0,30	679,73		5,72

Dari reaksi tersebut, didapatkan jumlah komponen yang masuk dan keluar pada reaktor sebagai berikut:

Komponen	Arus masuk			Arus keluar
	A	B	C	D
Air	12.338,03	-	-	12.235,12
Protein	43,19	-	-	43,19
Abu	7,20	-	-	7,20
Serat	151,17	-	-	151,17
Lemak	28,79	-	-	28,79
Pati	673,17	-	-	48,75
Enzim α -amilase	6,02	-	-	6,02
NaOH	1,20	-	-	1,20
Dekstrin	2.595,39	-	-	3.322,72
Subtotal	15.844,16	-	-	15.844,16
Total	15.844,16			15.844,16

c. Menentukan Volume Reaktor

Dari hasil optimasi didapatkan Volume reaktor sebesar 18,49 m³.

Untuk mendukung faktor keamanan, reaktor di desain dengan *over design* sebesar 20%. Maka didapatkan Volume reaktor sebesar 22,19 m³.

d. Menentukan Desain Reaktor

1. Menghitung Perbandingan Tinggi dan Diameter

Jenis reaktor yang digunakan yaitu tegak (Vertikal). Sehingga, menurut Brownell rasio perbandingan antara diameter dan tinggi shell yaitu 1,5.

Didapatkan volume shell dengan persamaan berikut:

$$V = \frac{\pi D^2 H}{4} \quad (1)$$

Dari persamaan (1) dapat disederhanakan menjadi persamaan (2).

$$V = \frac{\pi D^3}{4} \quad (2)$$

Dengan D dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_{shell}}{\pi}} \quad (2a)$$

Maka didapat nilai D dari persamaan (2a):

$$\begin{aligned} D &= 3,05 \text{ m} \\ &= 119,94 \text{ in} \\ &= 9,99 \text{ ft} \end{aligned}$$

Mengikuti rasio antara diameter dengan tinggi yaitu $H = 1,5D$, maka didapatkan tinggi shell sebagai berikut:

$$\begin{aligned} H &= 4,57 \text{ m} \\ &= 179,90 \text{ in} \\ &= 14,99 \text{ ft} \end{aligned}$$

2. Menghitung Tinggi Larutan

Untuk level fluida didalam reaktor berada pada nilai 80% dari tinggi reaktor.

Maka tinggi larutan dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$H_{\text{fluida}} = \text{Persen fluida} \times \text{Tinggi reaktor}$$

$$= 80\% \times 4,57 \text{ m}$$

$$= 3,66 \text{ m}$$

$$= 143,92 \text{ in}$$

$$= 11,99 \text{ ft}$$

3. Menghitung Tekanan Pada Reaktor

Untuk menghitung tekanan pada reaktor, dapat menggunakan beberapa data. Dari data tersebut dapat dihitung tekanan hidrostatik. Tekanan hidrostatik dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\text{Laju Volumetrik} (H_{\text{fluida}}^{-1})}{144} \quad \text{Brownell, hal 46.}$$

$$= 15,33 \text{ psia}$$

$$= 1,05 \text{ atm}$$

Dari tekanan hidrostatik tersebut, diperlukan *over design* untuk menunjang keamanan sebesar 20%, maka:

$$P_{\text{desain}} = \text{Persen Over Design} \times P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 18,40 \text{ psi}$$

$$= 1,25 \text{ atm}$$

4. Menentukan Tebal Dinding (t_{shell})

Tebal dinding pada *shell* sangat memiliki peran penting dalam proses, sehingga harus dihitung. Tebal *shell* dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$t_s = \frac{P_{design} \times r}{(f \times E - 0,6 P_{design})} + C$$

Dimana:

t_s : Tebal *shell* (in)

P_{design} : Tekanan desain (psia) = 1,25 atm

r : Jari-jari dalam reaktor (in) = 59,97 in

f : *Allowable Stress* (psia) = 18.750 psia

C : *Corrosion Allowance* (psia) = 0,125 in

E : *Single Welded Butt Joint* (85%) = 85%

Sehingga didapatkan tebal shell 0,19 in.

Dari perhitungan tersebut, dipilih tebal shell standar $\frac{1}{4}$ atau 0,25 in.

Setelah didapatkan tebal *shell* pada reaktor, nilai tersebut menjadi ID (*Inner Diameter*, maka perlu menghitung OD (*Outside Diameter*) dengan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} OD &= ID + (2 \times t_s) \\ &= 60,36 \text{ in} \end{aligned}$$

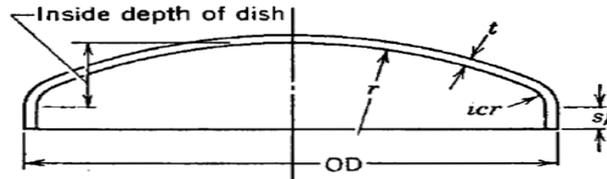
Dipilih OD Standar = 66 in atau 1,68 m.

Menurut Brownell, dari nilai OD dan t_s tersebut didapatkan nilai i_{cr} dan r_c sebagai berikut:

$$i_{cr} = 4$$

$$rc = 66$$

5. Menentukan Tebal *Head* (t_{head})



Untuk menentukan jenis *head* yang digunakan pada vessel, perlu mempertimbangkan beberapa aspek. Menurut Brownell untuk tekanan 15-200 psi dapat menggunakan jenis *head torispherical dished head*.

Untuk menghitung tebal *head* dapat menggunakan persamaan berikut:

$$th = \frac{W \times P_{design} \times rc}{2fE - 0,2P_{design}}$$

Nilai W dapat dicari dengan persamaan berikut:

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

$$= 1,77 \text{ in}$$

Sehingga untuk tebal *head* terhitung 0,07 in atau 0,0017 in.

Dari tebal *head* yang didapatkan dari perhitungan, dapat ditentukan tebal *head* standar sebesar 0,1875 in atau 3/16.

Berdasarkan Tabel 5.8 Brownell, didapatkan nilai $sf = 1 + (1/2)$ sampai $2 + (1/4)$.

Dipilih $sf = 2 \text{ in}$

e. Menentukan Dimensi Pengaduk

Untuk menghitung dimensi dari pengaduk diperlukan beberapa data, antara lain sebagai berikut:

$$\text{Tinggi reaktor} = 4,57 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi larutan} = 3,66 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{Tinggi reaktor}}{\text{Tinggi larutan}}$$

$$= 1 \text{ buah}$$

TABLE 3.4-1. *Geometric Proportions for a "Standard" Agitation System*

$\frac{D_a}{D_t} = 0.3 \text{ to } 0.5$	$\frac{H}{D_t} = 1$	$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$
$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{D_d}{D_a} = \frac{2}{3}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$
		$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

(Geankoplis, hal 144)

Dimana:

$$\begin{aligned} \text{DI: Diameter pengaduk} &= 1,37 \text{ m} \\ &= 53,97 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{L : Panjang } \textit{blade} \text{ pengaduk} &= 0,34 \text{ m} \\ &= 13,49 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{W : Lebar } \textit{blade} \text{ pengaduk} &= 0,27 \text{ m} \\ &= 10,79 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{J : Lebar } \textit{baffle} &= 0,38 \text{ m} \\ &= 14,99 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Zi : Jarak pengaduk} = 1,52 \text{ m}$$

$$= 59,97 \text{ in}$$

Dari data dimensi pengaduk tersebut, dapat dihitung kecepatan putar pengaduk (N) dengan persamaan sebagai berikut:

$$N = \frac{600}{\pi \times d} \sqrt{\frac{WELH}{2d}} \quad \text{Rase. 1997}$$

Dimana:

WELH : *Water Equivalent Liquid Height*

N : Kecepatan putar pengaduk

d : Diameter pengaduk

h cairan : Tinggi cairan dalam tangki

Sg : *Specific Gravity*

Maka didapatkan kecepatan putar pengaduk sebagai berikut:

$$N = 155,55 \text{ rpm}$$

f. Menentukan Daya Motor

Untuk menghitung atau menentukan daya motor yang digunakan pada pengaduk, dapat dihitung dengan menggunakan persamaan bilangan Reynold (Re) yang kemudian membaca grafik pada Fig 477. Sehingga didapatkan nilai $N_p = 0,1$.

g. Menentukan Tenaga Pengaduk

Untuk menghitung tenaga pengaduk, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times d^5}{550gc}$$

$$= 1,06 \text{ hp}$$

Setelah menghitung power, dapat menghitung daya motor pengaduk dengan persamaan berikut:

$$\text{Daya} = \frac{\text{Power Pengaduk}}{\text{Efisiensi}}$$

$$= 1,33 \text{ hp, sehingga dipilih STD} = 1,5 \text{ hp}$$

h. Menentukan Media Pendingin

1. Menentukan Jenis Pendingin

Untuk mempertahankan suhu operasi yang terjadi di reaktor selama proses reaksi berlangsung, diperlukan media pendingin. Media pendingin yang digunakan yaitu jaket pendingin. Pemilihan media pendingin tersebut didapatkan dari beberapa pertimbangan sebagai berikut:

$$\text{Jumlah pendingin} = 1951,56 \text{ kg/jam}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = 125854,63 \text{ kJ/jam}$$

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

$$\text{Reaktor} : 85^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Laju alir} = 15.844,16 \text{ kg/jam}$$

$$= 34.390,35 \text{ lb/jam}$$

Sehingga nilai *rated capacity* dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\text{Rated capacity} = \frac{\text{Laju alir}}{\text{Densitas campuran}}$$

$$= 15,31 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 114,53 \text{ gall/jam}$$

Menurut Harry Silla, tabel 7.3 untuk *rated capacity* <500 gall, menggunakan *simple jacket*.

Luas jaket yang digunakan yaitu 75 ft²

$$\begin{aligned} Q_j &= U_b \times \text{Luas jaket} \times (T_{\text{operasi}} - T_{\text{jaket}}) \\ &= 470.029,23 \text{ kJ/jam.} \end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut, nilai Q_j lebih besar dari Q_r ($Q_j > Q_r$), maka jaket mampu mendinginkan suhu operasi atau sekitar reaktor.

2. Menentukan Dimensi Pendingin

Diketahui:

$$\text{Jumlah pendingin} = 1951,5557 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{O} = 998 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju volumetrik} = 1,95 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 3 \text{ jam}$$

Maka dapat dihitung volume jaket dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} V_{\text{jaket}} &= Q_c \times t \\ &= 5,85 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{jaket}} &= 3,84 \text{ m} \\ &= 151,12 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka diameter jaket dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} \text{Volume Jaket} &= A + B - C + D \\ 5,85 \text{ m}^3 &= 3,01 + 1,00 - 3,01 + 2,65 \\ 8,51 \text{ m}^3 &= 1,00 \end{aligned}$$

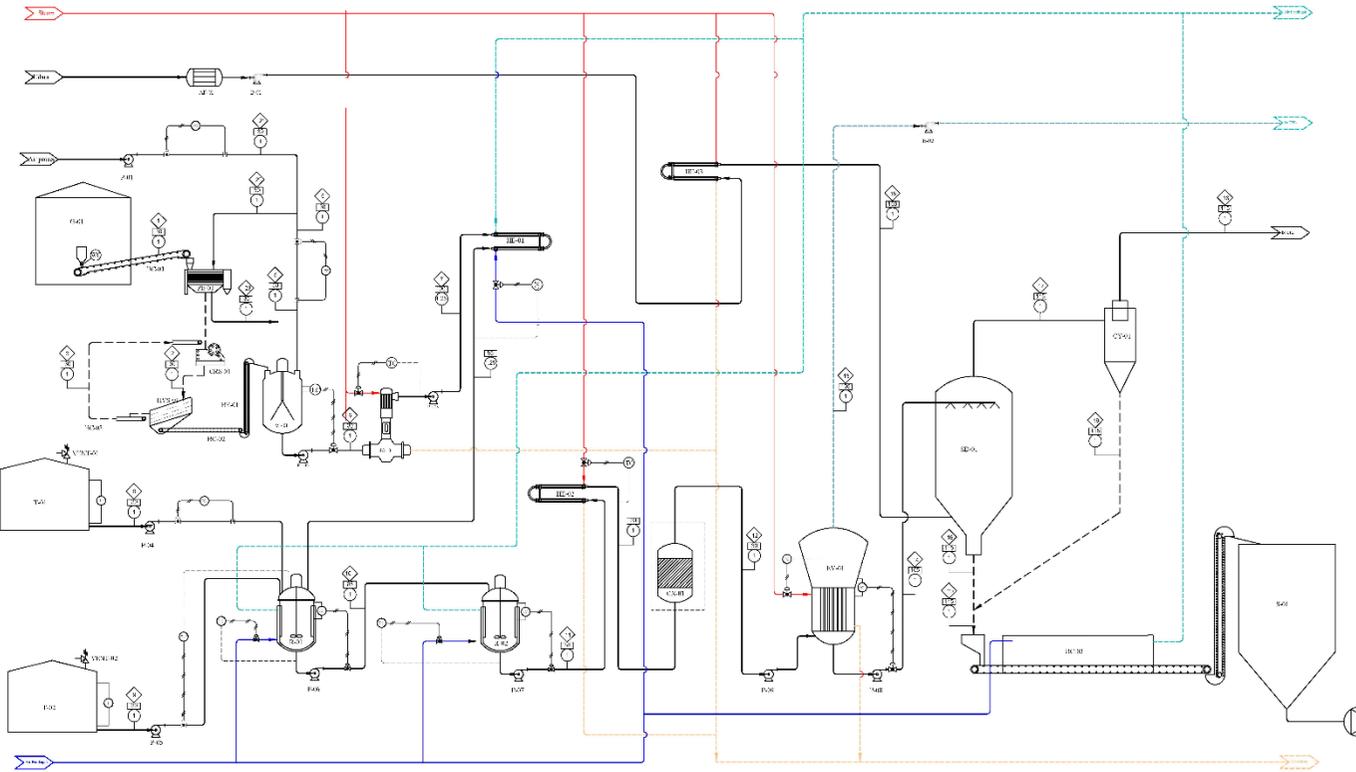
$$\begin{aligned} \text{ODj}^2 &= 8,47 \text{ m}^2 \\ \text{ODj} &= 2,91 \text{ m} \\ &= 114,59 \text{ in} \end{aligned}$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)

PROCESS FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK DEXTRIN DARI UBI KAYU MELALUI PROSES ENZYMATIS KAPASITAS :30 000 ton/tahun



Keterangan	
AF	Filter Udara
BC	Belt Conveyor
BE	Bucket Elevator
BL	Blower
CL	Cooler
CRS	Crusher
CX	Cation Exchanger
CY	Cyclone Separator
EV	Evaporator
FC	Flow Controller
G	Gudang
HT	Heater
HTVS	Horizontal Vibrating Screen
JC	Jet Cooker
MT	Mixer Tank
P	Pompa
PH	PH Controller
PI	Pressure Indicator
R	Reaktor
S	Silo
SC	Screw Conveyor
SD	Spray Drier
T	Tangki
TC	Temperature Controller
WC	Weight Controller

PERUSAHAAN (kg/m ³)																							
NO/REKAMEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
Ag	499,590	499,590	499,590	499,590	12.247,632	12.593,370	12.997,576		0,000	2.580,000	12.251,124	12.251,120	11.011,009	12.252,310	102,478	1.014,120	1.910,120			302,430	15.404,590	12.221,789	12.223,700
Protek	43,100	25,700	43,100	11,800		24,100	43,100			13,700	42,100	42,100		43,100	39,870	-3,200			-1,200	-3,100			
Alto	7,200	8,100	7,200	1,800		7,200	7,200			7,200	7,200	7,200		7,200	6,100	0,720			0,720		7,200		
Scal	151,170	188,300	151,170	57,700		61,170	151,170			151,170	15,170	151,170		151,170	136,240	14,120			15,170		151,170		
Tonak	24,700	31,900	24,700	7,200		20,700	24,700			24,700	20,700	24,700		24,700	25,310	2,400			2,400		24,700		
P.L	3.008,910	3.751,270	3.008,910	752,260		3.000,200	3.009,120			3.020	6,300	6,020		6,020	5,400	-6,000			-6,000		6,020		
Reaktor A									9,020														
YACR									0,000		0,000												
Ukutan									2.000,000		3.322,700	3.322,700		3.322,700	2.900,400	352,270			352,270		3.322,700		
Reaktor B																							
Udara															2.542,000		2.043,000		2.103,000				
TOAL	3.706,700	4.470,130	3.706,700	899,830	12.217,332	15.836,300	17.138,640		6,020	6,000	5.842,900	17.842,900	11.842,900	11,911,009	4.811,300	2.542,000	3.409,400	3.366,920	3.226,100	360,700	3.770,200	13.611,330	12.223,700

SIMBOL	
	Heater
	Tank
	Tekanan
	Pompa
	Udara tekan
	Air
	Kondensat
	Steam
	Air bekas

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK DEXTRIN DARI UBI KAYU
KAPASITAS PRODUKSI : 30 000 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh : _____

NAMA : 1. MUHAMMAD IRHAM FADILAH
2. ANDYAN ROZZAQ WISANGSARD

PEMBIMBING : 1. Dr. ARYANY ZULKANIA, S.T. M.Eng.

No. Induk Mahasiswa : _____

19521101
19521104

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

PRARANCANGAN PABRIK

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

Nama Mahasiswa 1 : Muhammad Irham Fadillah

No. Mahasiswa 1 : 19521041

Nama Mahasiswa 2 : Andyan Rozzaq Wisangsono

No. Mahasiswa 2 : 19521104

Judul Prarancangan *) : PRARANCANGAN PABRIK DEKSTRIN DARI UBI
KAYU MELALUI SISTEM ENZIMATIS DENGAN
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan: 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan: 08 April 2023 (*Extend s/d 06 Oktober 2023*)

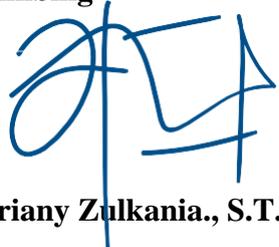
No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	6-10-22	Konsultasi Pemilihan Judul	
2.	13-10-22	Konsultasi mengenai data impor, ekspor, produksi, dan konsumsi	
3.	21-10-22	Konsultasi mengenai data impor, ekspor, produksi, dan konsumsi dan pemilihan reaksi	
4.	11-11-22	Konsultasi pemilihan proses	
5.	28-11-22	Konsultasi penentuan kapasitas pabrik	
6.	13-12-22	Konsultasi Penentuan kapasitas pabrik dan pemilihan reaksi	
7.	10-04-23	Diskusi data dan nilai kinetika reaksi	
8.	09-05-23	Revisi dan persetujuan luaran tahap 1, 2 dan 3	
9.	05-06-23	Pembuatan diagram alir	
10.	10-07-23	Revisi persetujuan luaran tahap 4 dan 5	

1.	04-08-23	Perancangan reaktor	
2.	18-08-23	Revisi perancangan reaktor	
3.	04-09-23	Persetujuan luaran tahap 6,7 dan 8	
4.	15-09-23	Revisi perancangan alat besar (mixing tank)	
5.	28-09-23	Diskusi perancangan alat penyimpanan bahan, alat transportasi bahan dan alat penukar panas	
6.	20-10-23	Diskusi perancangan neraca panas, perbaikan pfd dan utilitas	
7.	27-10-23	Diskusi evaluasi ekonomi	
8.	1-11-23	Diskusi pengesahan naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 10 Oktober 2023

Pembimbing



Dr. Ariany Zulkania., S.T., M.Eng

***) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan

Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy