

**PRARANCANGAN PABRIK DEKSTRIN DARI UBI KAYU SECARA  
ENZIMATIS  
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN  
TUGAS AKHIR**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Konsentrasi Teknik Kimia**



Disusun Oleh :

**Nama : Artha Dewi Mella Melati**

**Nama : Syskha Yusrina Paramitha**

**NIM : 16521034**

**NIM : 16521041**

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**YOGYAKARTA**

**2021**

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**  
**PRARANCANGAN PABRIK DEKSTRIN DARI UBI KAYU SECARA**  
**ENZIMATIS**

**KAPASITAS 15.000 TON/ TAHUN**  
**PRARANCANGAN PABRIK**



Disusun Oleh:

Nama : Artha Dewi Mella Melati

Nama : Syskha Yusrina Paramitha

NIM : 16521034

NIM : 16521041



**Ir. Dulmalik, M.M**

**NIP. 815210102**



**Umi Rofiqah, S.T., M.T.**

**NIP. 165211304**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI  
PRA RANCANGAN PABRIK DEKSTRIN DARI UBI KAYU SECARA  
ENZIMATIS DENGAN KAPASITAS 15.000 TON /TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

Oleh :

Nama : Artha Dewi Mella Melati

Nama : Syskha Yusrina Paramitha

NIM : 16521034

NIM : 16521041

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia  
Yogyakarta, 29 Mei 2021

Tim Penguji

Ir. Dulmalik, M.M.

Ketua Penguji

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.

Penguji I

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

Penguji II



Mengetahui,  
Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

### PRA RANCANGAN PABRIK DEKSTRIN DARI UBI KAYU KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Artha Dewi Mella Melati      Nama : Syskha Yusrina Paramitha  
NIM : 16521034                              NIM : 16521041

Yogyakarta, 29 Mei 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil yang kami buat atau hasil karya sendiri yang sesuai dengan kaidah ilmiah serta bukan merupakan karya orang lain. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada kecurangan atau ketidak jujuran, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian Surat Pemyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Artha Dewi Mella Melati



Syskha Yusrina Paramitha

# DAFTAR ISI

<b>LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING</b> .....	i
<b>LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI</b> .....	ii
<b>DAFTAR ISI</b> .....	iv
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	vii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	ix
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	x
<b>ABSTRAK</b> .....	xii
<b>BAB I</b> .....	1
<b>PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1Latar Belakang.....	1
1.1.1    Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.1.2    Ketersediaan Bahan Baku .....	8
1.2Tinjauan Pustaka .....	12
1.2.1 Dekstrin .....	13
1.2.2    Teknologi Proses Pembuatan Dekstrin .....	13
1.2.3    Alasan Pemilihan Proses .....	16
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK</b> .....	18
2.1 Spesifikasi Produk .....	18
2.2 Spesifikasi Bahan Baku .....	19
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu .....	20
2.4 Pengendalian Kualitas .....	21
2.5 Pengendalian Kuantitas.....	23
2.6 Pengendalian Waktu .....	23
2.7 Pengendalian Bahan Proses .....	24
<b>BAB III</b> .....	25
<b>PERANCANGAN PROSES</b> .....	25
3.1    Uraian Proses .....	25
1.    Persiapan Bahan Baku.....	25

2.	Tahap Pencampuran Bahan .....	26
3.	Tahap Gelatinasi.....	26
4.	Tahap Liquifikasi.....	26
5.	Tahap Pengeringan .....	27
3.2	Spesifikasi Alat Proses.....	28
3.2.1	Alat Besar .....	28
3.2.2	Alat Kecil.....	32
3.3	Perencanaan Produksi.....	42
3.3.1	Kapasitas Perancangan.....	42
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....</b>		<b>44</b>
4.1	Lokasi Pabrik .....	44
4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....	44
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik .....	46
4.2	Tata Letak Pabrik.....	47
4.2.1	Tata Letak Mesin dan Alat proses .....	51
4.3	Aliran Proses dan Material.....	53
4.3.1	Necara Massa .....	53
4.3.2	Neraca Panas.....	57
4.3.3	Diagram Alir kualitatif .....	62
4.3.4	Diagram Alir Kuantitatif .....	63
4.4	Pelayanan Teknik (Utilitas).....	64
4.4.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ( <i>Water Treatment Sistem</i> ) .....	64
4.4.2	Unit penyediaan Steam.....	71
4.4.3	Unit Penyediaan Listrik .....	72
4.4.4	Unit Penyediaan Udara .....	75
4.4.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	75
4.4.6	Unit Pengolahan Limbah.....	75
4.5	Spesifikasi Alat Utilitas .....	77
4.6	Organisasi Perusahaan.....	90
4.6.1	Bentuk Organisasi Perusahaan .....	90



4.6.2	Struktur Organisasi.....	91
4.6.3	Tugas dan Wewenang.....	96
4.7	Evaluasi Ekonomi .....	109
4.7.1	Penaksiran Harga Alat.....	110
4.7.2	Perhitungan Biaya .....	112
4.7.3	Analisa Keuntungan .....	119
4.7.4	Analisa Kelayakan.....	120
<b>BAB V</b>	.....	<b>127</b>
5.1	Kesimpulan.....	127
5.2	Saran .....	128
<b>DAFTAR PUSTAKA</b>	.....	<b>129</b>
<b>LAMPIRAN</b>	.....	<b>131</b>
LAMPIRAN A	.....	131
LAMPIRAN B	.....	146
LAMPIRAN C	.....	148



## DAFTAR TABEL

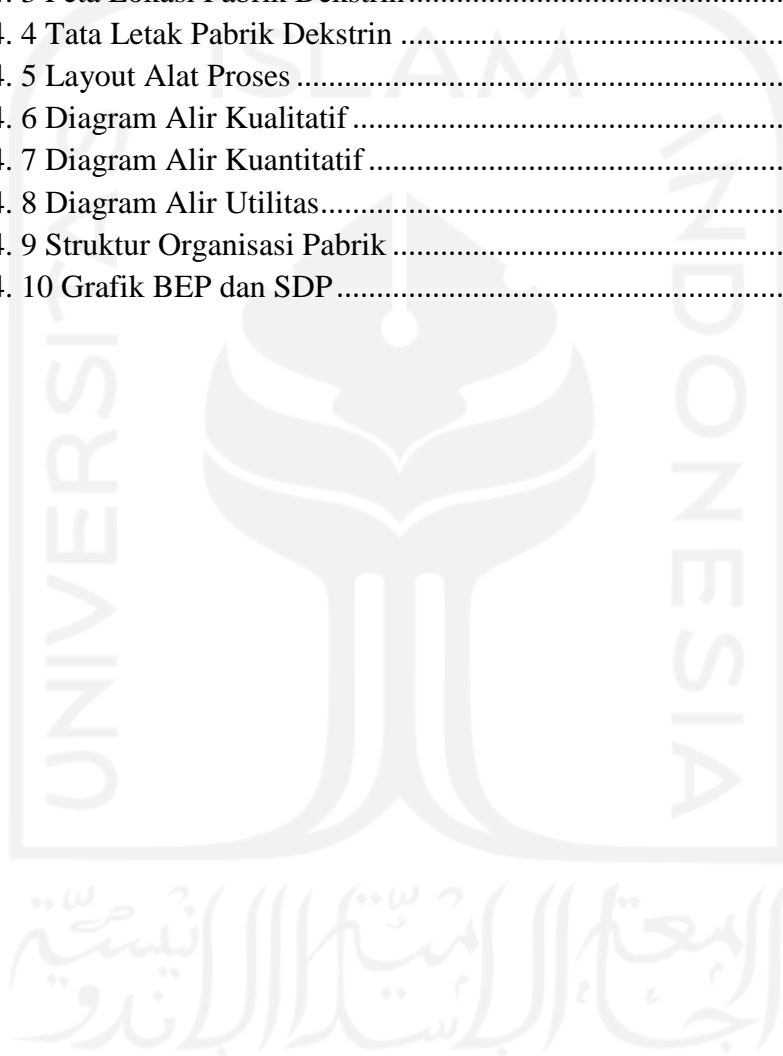
Tabel 1. 1 Data Perkembangan Impor Dekstrin di Indonesia .....	3
Tabel 1. 2 Proyeksi kebutuhan Dekstrin dengan Metode Linierisasi.....	4
Tabel 1. 3 Daftar pabrik produksi Dekstrin di Indonesia.....	4
Tabel 1. 4 Data Ekspor Dekstrin di Indonesia .....	5
Tabel 1. 5 Persentase Kebutuhan Dekstrin di Indonesia di beberapa sektor .....	7
Tabel 1. 6 Daftar konsumsi dekstrin pada berbagai produk di Indonesia.....	7
Tabel 1. 7 Perbandingan Komposisi Bahan Baku.....	9
Tabel 1. 8 Luas Panen Ubi Kayu di Indonesia.....	10
Tabel 1. 9 Produksi Ubi Kayu di Indonesia .....	10
Tabel 1. 10 Produksi Ubi Kayu di Indonesia Provinsi di Indonesia .....	11
Tabel 1. 11 Produksi Ubi Kayu di Provinsi Lampung .....	12
Tabel 1. 12 Perbandingan Proses Hidrolisis Pati .....	16
Tabel 3. 13 Spesifikasi Pompa .....	40
Tabel 4. 14 Lokasi perincian luas tanah dan bangunan pabrik .....	49
Tabel 4. 15 Neraca Massa Total.....	53
Tabel 4. 16 Neraca Massa Crusher .....	54
Tabel 4. 17 Neraca Massa Ball Mill.....	54
Tabel 4. 18 Neraca Massa Mixing Tank .....	54
Tabel 4. 19 Neraca Massa Jet Cooker.....	54
Tabel 4. 20 Neraca Massa Reaktor .....	55
Tabel 4. 21 Neraca Massa Horizontal Belt Filter.....	55
Tabel 4. 22 Neraca Massa Cation Exchanger .....	56
Tabel 4. 23 Neraca Massa Evaporator .....	56
Tabel 4. 24 Neraca Massa Spray Dryer .....	57
Tabel 4. 25 Neraca Panas Mixing Tank .....	57
Tabel 4. 26 Neraca Panas Jet Cooker.....	57
Tabel 4. 27 Neraca Panas Reaktor .....	58
Tabel 4. 28 Neraca Panas Evaporator .....	58
Tabel 4. 29 Neraca Panas Spray Dryer .....	59
Tabel 4. 30 Neraca Panas Heat Exchanger -01 .....	59
Tabel 4. 31 Neraca Panas Heat Exchanger -02 .....	60
Tabel 4. 32 Neraca Panas Cooler-01 .....	60
Tabel 4. 33 Neraca Panas Jet Cooker.....	61



Tabel 4. 34 Neraca Panas Horizontal Belt Filter.....	61
Tabel 4. 35 Kebutuhan Air Pendingin .....	69
Tabel 4. 36 Kebutuhan Air Steam.....	70
Tabel 4. 37 Kebutuhan Air untuk Rumah Tangga dan Kantor .....	71
Tabel 4. 38 Kebutuhan Listrik Alat Proses .....	73
Tabel 4. 39 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	74
Tabel 4. 40 Spesifikasi Pompa Utilitas .....	86
Tabel 4. 41 Jadwal kerja shift tiap regu .....	105
Tabel 4. 42 Gaji Karyawan .....	106
Tabel 4. 43 Harga Index.....	111
Tabel 4. 44 Physical Plant Cost (PPC).....	113
Tabel 4. 45 Direct Plant Cost (DPC).....	114
Tabel 4. 46 Fixed Capital Instrumen (FCI).....	114
Tabel 4. 47 Working Capital (WC).....	115
Tabel 4. 48 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	116
Tabel 4. 49 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	117
Tabel 4. 50 Fixed Manufacturing Cost (FMC) .....	118
Tabel 4. 51 Manufacturing Cost (MC).....	118
Tabel 4. 52 General Expense (GE) .....	119
Tabel 4. 53 Total Production (TPC).....	119
Tabel 4. 54 Fixed Cost (Fa).....	122
Tabel 4. 55 Variabel Cost (Va) .....	123
Tabel 4. 56 Regulated Cost (Ra).....	123
Tabel 4. 57 Sales Price (Sa) .....	124

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik impor Dekstrin di Indonesia tiap tahun.....	3
Gambar 1. 2 Ekspor dekstrin di Indonesia tiap tahun .....	6
Gambar 4. 3 Peta Lokasi Pabrik Dekstrin .....	47
Gambar 4. 4 Tata Letak Pabrik Dekstrin .....	50
Gambar 4. 5 Layout Alat Proses .....	52
Gambar 4. 6 Diagram Alir Kualitatif .....	62
Gambar 4. 7 Diagram Alir Kuantitatif .....	63
Gambar 4. 8 Diagram Alir Utilitas.....	76
Gambar 4. 9 Struktur Organisasi Pabrik .....	95
Gambar 4. 10 Grafik BEP dan SDP .....	126



## KATA PENGANTAR

*Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh*

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunianya, sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Perancangan Pabrik yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Dekstrin dari Ubi Kayu Secara Enzimatis dengan Kapasitas 15.000 Ton/Tahun”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama bangku kuliah, dan merupakan salah satu 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 berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Rahmat dan Hidayahnya yang senantiasa memberikan kemudahan dalam mengerjakan Tugas Akhir ini .
2. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan baik moril maupun materil yang tiada henti-hentinya.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Ir. Dulmalik, M.M dan Ibu Umi Rofiqah, S.T., M.T tercinta selaku Dosen pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

5. Teman-teman Teknik Kimia 2016 yang selalu memberi dukungan, semangat dan doa. B
6. Serta semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu selesainya Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, terutama bagi para pembaca serta penyusun, Aamiin.

*Wassalamu'alaikum Wr., Wb.*

Yogyakarta, 29 Mei 2021



Penulis

## ABSTRAK

Dekstrin merupakan polisakarida yang memiliki rumus molekul  $((C_6H_{10}O_5)_n)$  yang diproduksi dengan hidrolisa pati dengan bantuan sebuah katalis. Berbentuk bubuk berwarna putih hingga kekuning-kuningan dengan daya kelarutan dalam air dingin. Dekstrin banyak digunakan sebagai bahan baku pada industri makanan, minuman, tekstil maupun farmasi. Untuk memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri maka dirancang pabrik dekstrin dari ubi kayu dengan kapasitas 15.000 ton/tahun dengan bahan baku dari ubi kayu. Dalam pemilihan wilayah pendirian pabrik perlu di dasari dari beberapa faktor yaitu penyediaan bahan baku, transportasi, tenaga kerja serta utilitas, dengan pertimbangan tersebut dipilihlah lokasi yang memenuhi yaitu di daerah Terusan Nunyai, kabupaten Lampung Tengah, provinsi Lampung. Pabrik ini beroperasi selama 330 hari dalam setahun dengan membutuhkan bahan baku ubi kayu sebesar 1966,866 kg/jam. Proses produksi dilakukan dengan metode hidrolisis enzimatis dengan bantuan katalis enzim  $\alpha$ -amilase. Tahapan metode enzimatis ini adalah gelatinisasi, dan liquifikasi. Ubi kayu di umpangkan ke dalam mixing tank untuk melarutkan pati hingga di dapatkan konsentrasi slurry 35% w/w padatan pati. Slurry yang terbentuk dialirkan menuju jet cooker untuk dilakukan proses gelatinisasi sebelum diumpangkan ke reaktor, yang dilakukan pada suhu  $100^\circ C$ . Setelah tahap gelatinisasi, slurry dialirkan menuju reaktor liquifikasi untuk penambahan katalis berupa enzim  $\alpha$ -amilase dengan kondisi operasi suhu  $100^\circ C$  dan 1 atm. Nilai konversi didapatkan sebesar 95 %, maka dilakukan pemekatan dievaporator untuk menaikkan nilai konversi menjadi 98 % . Untuk menunjang proses produksi diperlukan air utilitas sebesar 302.881,87 Kg/Jam dan listrik sebanyak 279,667 Kw yang di sediakan oeh PLN, serta generator sebagai cadangan. Kelayakan pendirian pabrik dilakukan menggunakan analisis ekonomi dengan modal tetap yang dibutuhkan sebesar Rp141.111.606.343 dan modal kerja sebesar Rp 104.181.852.735 dengan penjualan produk sebesar Rp247.500.000.000 /tahun sehingga didapatkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp37.500.846.408,95 dan keuntungan setelah pajak 52% sebesar Rp18.000.406.276 . Analisa kelayakan dilihat dari ROI sebelum pajak sebesar 27% dan ROI setelah pajak sebesar 13% , POT sebelum pajak 3 tahun dan setelah pajak 5 tahun, BEP 43,50 % dan SDP 20,11 % . Dari parameter kelayakan diatas, maka pabrik dekstrin ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : Dekstrin, Enzimatis, Enzim  $\alpha$ -amilase, Ubi Kayu.

## ABSTRACT

Dextrin is a polysaccharide having the molecular formula  $((C_6H_{10}O_5)_n)$  which is produced by hydrolysis of starch with the aid of a catalyst. White to yellowish powder with cold water solubility. Dextrin is widely used as raw material in the food, beverage, textile and pharmaceutical industries. To meet the needs of the domestic market, a dextrin factory from cassava was designed with a capacity of 15,000 tons / year with raw materials from cassava. In the selection of the area for the establishment of the factory, it needs to be based on several factors, namely the provision of raw materials, transportation, labor and utilities, with these considerations an appropriate location is chosen, namely in the Terusan Niliki area, Central Lampung district, Lampung province. This factory operates for 330 days a year and requires raw material for cassava as much as 1966,866 kg / hour. The production process is carried out by the enzymatic hydrolysis method with the help of  $\alpha$ -amylase enzyme catalyst. The stages of this enzymatic method are hydrolysis, gelatinization, and liquefaction. Cassava was hydrolyzed with water in a mixing tank to obtain a slurry concentration of 35% w/w starch solids. The slurry formed is flowed into a jet cooker for gelatinization process before being fed to the reactor, which is carried out at 100 ° C. After the gelatinization stage, the slurry is flowed to the liquification reactor to add a catalyst in the form of  $\alpha$ -amylase enzyme with operating conditions of 100 ° C and 1 atm. The conversion value was obtained at 95%, then evaporator concentration was carried out to increase the conversion value to 98%. To support the production process, 302,881.87 Kg / hour of utility water is needed and 279,667 Kw of electricity provided by PLN, as well as a generator as a backup. The feasibility of establishing a factory is carried out using an economic analysis with a fixed capital required of IDR 141,111,606,343 and a working capital of IDR 104,181,852,735 with product sales of IDR 247,500,000,000 / year so that you get a profit before tax of IDR 37,500,846,408.95 and a profit after tax of 52% amounting to Rp18,000,406,276. The feasibility analysis is seen from the ROI before tax of 27% and ROI after tax of 13%, POT before tax for 3 years and after tax for 5 years, BEP 43.50% and SDP 20.11%. From the above feasibility parameters, this dextrin factory is feasible to be established.

Key words: Dextrin, Enzymatic,  $\alpha$ -amylase enzyme, Cassava.

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara beriklim tropis dengan berbagai kekayaan alam yang melimpah salah satunya memiliki tanah yang subur dan banyak tanaman yang tumbuh seperti palawija, kacang-kacangan, umbi-umbian, dan padi-padian. Dengan kondisi tanah seperti ini masyarakat Indonesia dapat hidup dengan mudah dari hasil pertanian mereka. Salah satu dari tanaman umbi-umbian adalah ubi kayu yang banyak ditemukan diberbagai provinsi di Indonesia. Ubi kayu menjadi bahan makanan pokok setelah beras dan jagung karena mengandung karbohidrat tinggi, yang dapat menggantikan peran nasi. Dengan berkembangnya teknologi ubi kayu dapat dijadikan sebagai bahan dasar di industri makanan maupun obat-obatan

Saat ini kebutuhan industri kimia kebanyakan harus diimpor dari luar negeri, salah satunya adalah Dekstrin. Di Indonesia sendiri sudah terdapat pabrik yang memproduksi dekstrin yaitu PT. Sorini Agro Asia Tbk sebesar 12.000 ton/tahun. Akan tetapi pabrik di Indonesia belum dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga harus mengekspor dari luar negeri. Kebutuhan impor dekstrin di Indonesia hingga tahun 2020 mencapai 11.129,57 ton.

Dekstrin adalah polisakarida yang memiliki rumus molekul  $(C_6H_{10}O_5)_n$ . Polisakarida ini diproduksi dengan hidrolisa pati, dengan bantuan katalis. Prinsip terbentuknya dekstrin adalah memotong rantai Panjang pati dengan katalis enzim atau asam menjadi molekul-molekul yang berantai lebih pendek. Dekstrin berbentuk bubuk warna putih hingga kekuning-kuningan dengan sifat berupa daya kelarutan dalam air dingin dan bila larutannya direaksikan dengan alkohol atau sejenisnya akan menghasilkan endapan dekstrin yang tidak beraturan bentuknya. Dekstrin banyak digunakan di industri antara lain sebagai penambah



tekstur renyah di industri makanan, sebagai bahan perekat di industri kertas, sebagai bahan pengaduk warna pada industri tekstil, sebagai bahan baku tablet kapsul obat di industri farmasi.

Kebutuhan dekstrin diperkirakan akan terus mengalami kenaikan jika ditinjau dari semakin banyaknya industri yang menggunakan dekstrin sebagai bahan baku dalam memproduksi suatu produk. Ubi kayu merupakan bahan baku yang dipilih sebagai bahan pembuatan dekstrin selain jagung, kentang, dan ubi jalar, dikarenakan ubi kayu dibudidayakan oleh hampir seluruh masyarakat Indonesia. Total luas lahan panen ubi kayu di Indonesia pada tahun seluas 2016 867.495 Ha, dimana lahan panen terluas terletak di provinsi Lampung dengan luas lahan mencapai 251.079 Ha dengan produksi pertahun mencapai 6.572.090 ton ditahun 2016. Ubi kayu dipilih sebagai bahan baku dalam pembuatan dekstrin karena ubi kayu mengandung pati yang lebih tinggi sebesar 85 % disbanding bahan baku lain, selain itu ubi mudah tumbuh dengan baik di iklim tropis seperti Indonesia yang sangat memungkinkan untuk mendirikan pabrik dekstrin di Indonesia khususnya di Provinsi Lampung. Dengan didirikian pabrik dekstrin diharapkan dapat mencukupi kebutuhan dekstrin dan dapat menaikkan pertumbuhan ekonomi.

### **1.1.1 Penentuan Kapasitas Pabrik**

Penentuan kapasitas produksi dekstrin dapat dilihat dari beberapa aspek, salah satunya adalah aspek kebutuhan produk dekstrin di Indonesia dan melimpahnya ketersediaan bahan baku.

Dalam perancangan kapasitas pabrik dekstrin ada beberapa pertimbangan diantaranya adalah *supply* dan *demand*. *Supply* dipengaruhi oleh nilai kapasitas impor dan produksi sedangkan *demand* dipengaruhi oleh nilai ekspor dan konsumsi

#### **a. *Supply***

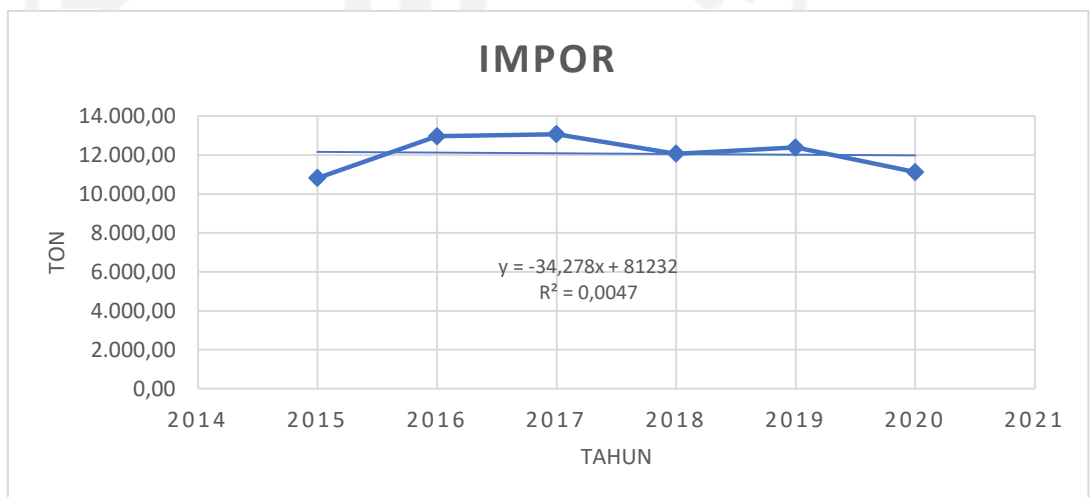
Supply suatu produk diperoleh dari data impor dekstrin dan produksi dekstrin dalam negeri. Kebutuhan dekstrin di Indonesia cenderung meningkat setiap tahunnya, sehingga Indonesia masih mengimpor dekstrin dari luar negeri. Berdasarkan data BPS (Badan Pusat Statistik), data impor dekstrin dari tahun 2015-2020 adalah sebagai berikut:

Tabel 1. 1 Data Perkembangan Impor Desktrin di Indonesia

TAHUN	TON
2015	10.820,68
2016	12.970,34
2017	13.073,99
2018	12.073,80
2019	12.389,01
2020	11.129,57

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2020)

Berdasarkan data diatas, maka diperoleh grafik hubungan antara impor desktrin di Indonesia tiap tahun dari tahun 2015 hingga tahun 2020.



Gambar 1. 1 Grafik impor Dekstrin di Indnonesia tiap tahun

Untuk menentukan proyeksi kebutuhan dekstrin di tahun 2026 maka dapat digunakan metode linierisasi dengan melihat data impor dekstrin pada Tabel 1.1 diatas, maka dapat diprediksikan kebutuhan dekstrin pada tahun 2026 dengan menggunakan metode linierisasi dalam bentuk grafik seperti Gambar 1.1.

Kebutuhan dekstrin di Indonesia menggunakan metode linierisasi didapat persamaan  $y = -34,27771429x + 81231,5199$ , dimana  $y$  adalah kebutuhan dekstrin pertahun dalam ton, dan  $x$  merupakan tahun. Dari persamaan yang telah diperoleh, dapat diproyeksikan kebutuhan impor dekstrin di Indonesia pada tahun 2026 mencapai 11.784 ton/tahun.

Tabel 1. 2 Proyeksi kebutuhan Dekstrin dengan Metode Linierisasi

Tahun	Total (Ton)
2021	11956
2022	11921
2023	11887
2024	11853
2025	11819
2026	11784

Dalam penentuan kapasitas pabrik dibutuhkan data produksi perusahaan lain sebagai bahan tinjauan serta tolak ukur. Berikut daftar pabrik di Indonesia disajikan dalam Tabel 1.3

Tabel 1. 3 Daftar pabrik produksi Dekstrin di Indonesia

Nama Perusahaan	Alamat	Kapasitas (Ton /Tahun)
PT. Sorini Agro Asia, Tbk	jawa timur	6000
PT. Sorini Agro Asia, Tbk	lampung	6000

Dari Tabel 1.3 data produksi dekstrin di Indonesia dapat diperkirakan dengan menjumlahkan kapasitas dari pabrik-pabrik yang telah ada. Sehingga total produksi dekstrin di Indonesia adalah  $6.000 + 6.000 = 12.000$  ton/tahun dengan asumsi pabrik tersebut tidak ada penambahan kapasitas produksi hingga saat ini dikarenakan data tersebut diakses pada tahun 2016 di web terkait dimana keterbatasan info akan keterbaruan data di tahun 2017 hingga 2020.

Berdasarkan data impor dan produksi dekstrin di Indonesia pada tahun 2026 maka dapat ditentukan nilai supply nya, yaitu:

$$\text{Supply} = \text{Impor} + \text{Produksi}$$

$$\text{Supply} = 12.076,23 \text{ ton/tahun} + 12.000 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Supply} = 24.076,23 \text{ ton/tahun}$$

b. Demand

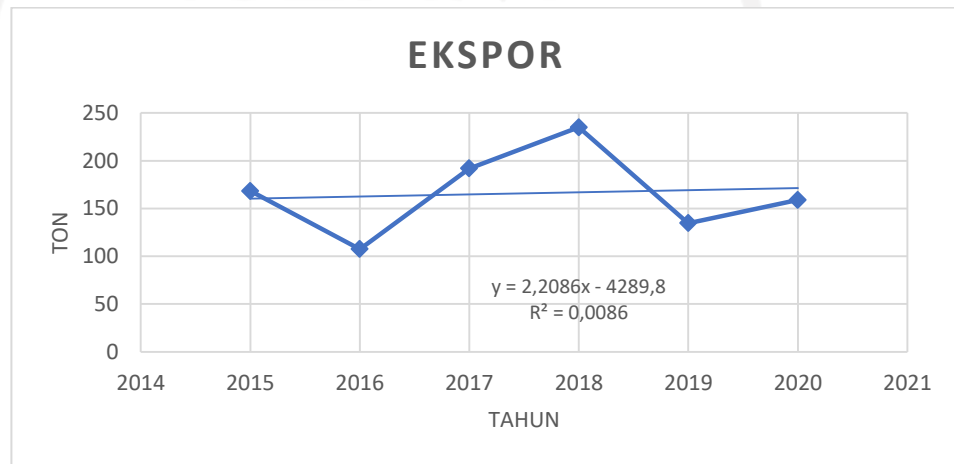
Nilai demand didapatkan dari nilai ekspor dan konsumsi dekstrin. Berdasarkan data dari BPS (Badan Pusat Statistik), data ekspor etil akrilat sebagai bahan kimia dari tahun 2015 sampai 2020 adalah sebagai berikut:

Tabel 1. 4 Data Ekspor Dekstrin di Indonesia

TAHUN	TON
2015	168,35
2016	107,45
2017	191,85
2018	234,97
2019	134,56
2020	158,92

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2020)

Berdasarkan data diatas dapat dilihat bahwa Indonesia belum mampu mengekspor dekstrin jika dibandingkan dengan kebutuhan impor dekstrin dari luar negeri. Untuk memperdiksikan ekspor dekstrin pada tahun perancangan yaitu 2026, maka dibuat dengan metode linierisasi seperti pada Gambar 1.2 :



Gambar 1. 2 Ekspor dekstrin di Indonesia tiap tahun

Berdasarkan grafik linierisasi diatas diperoleh persamaan  $y = 2,2086x - 4289,8$ , , dimana y adalah kebutuhan dekstrin pertahun dalam ton, dan x merupakan tahun. Dari persamaan yang telah diperoleh, dapat diprediksikan kebutuhan ekspor dekstrin di Indonesia pada tahun 2026 mencapai 184,82 ton/tahun.

Untuk data konsumsi Dekstrin yang ada di Indonesia karena data yang relevan tidak dapat ditemukan pada bagian publikasi di website Badan Pusat Statistik (BPS) maka digunakan analisa kebutuhan produk di Indonesia, dimana diperlukan data persentasi kebutuhan Dekstrin di Indonesia. Menurut website HealthAliciousNess.com, persentase kebutuhan Dekstrin di Indonesia adalah sebagai berikut:

Tabel 1. 5 Persentase Kebutuhan Dekstrin di Indonesia di beberapa sektor

<b>Produk</b>	<b>% kebutuhan</b>
Industri Minuman	27%
Industri Makanan	25%
Industri Kertas	27%
Industri Farmasi	9%
Industri Bahan Kimia	9%
Industri Non Pangan	2%
Ternak	1%

*HealthAliciousNess.com,2017*

Berdasarkan persentase kebutuhan dekstrin di atas dapat dilihat bahwa dekstrin lebih banyak dibutuhkan pada industri makanan, minuman dan juga industri kertas. Pada kasus ini pabrik dekstrin yang akan di bangun di Indonesia dan beroperasi pada tahun 2026 ditujukan untuk memenuhi kebutuhan di industri minuman. Oleh karena itu diperlukan data terkait pabrik-pabrik yang menghasilkan produk-produk minuman. Berikut daftar pabrik di Indonesia yang membutuhkan dekstrin :

Tabel 1. 6 Daftar konsumsi dekstrin pada berbagai produk di Indonesia

<b>Nama Pabrik</b>	<b>Kapasitas ton/tahun</b>
PT. Yakult Indonesia	24.387
PT. Coca-cola Bottling Indonesia	113.335
PT. Nestle Indonesia	111.993
PT. Sinar Sosro	114.966
Total	364.681

*dataperusahaanIndonesia.com*

$$\text{Demand} = \text{Ekspor} + \text{Konsumsi}$$

$$\text{Demand} = 184,82 \text{ ton/tahun} + 364.681 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Demand} = 364.865,82 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan proyeksi impor, ekspor, konsumsi dan produksi pada tahun 2026. Maka, untuk menentukan kapasitas kotor dekstrin perancangn pabrik sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas kotor} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \\ &= 364.865,82 \text{ ton/tahun} - 24.076,23 \text{ ton/tahun} \\ &= 340.789,59 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Berdasarkan rumus kebutuhan dekstrin pada tahun 2026 diperoleh sebesar 340.789,59 ton/tahun, tetapi jika dilihat dari pabrik yang telah berdiri di Indonesia dengan kapasitas 6000 ton/tahun dengan total produksi 12.000 ton/tahun. Maka diambil kapasitas 15.000 ton/tahun untuk mempertimbangkan kebutuhan di tahun 2026, berdasarkan kenaikan produksi yang telah ada, dilihat dari data produksi dekstrin yang diakses pada tahun 2016 di website terkait dimana keterbatasan info akan keterbaruan pada thun 2017-2020, maka diambil asumsi data pertahun selama tahun 2017-2020 sama hingga saat ini .

### **1.1.2 Ketersediaan Bahan Baku**

Bahan-bahan pati dan selulosa merupakan bahan-bahan yang melimpah di alam Indonesia dan jika dihidrolisis dengan bantuan katalisator pada 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.

Bahan baku yang digunakan dalam produksi dekstrin yaitu ubi kayu. Pemilihan ubi kayu tersebut didasarkan pada kandungan pati yang terdapat dalam ubi kayu dan ketersediaan ubi kayu di Indonesia. Selain itu



berdasarkan beberapa penelitian maupun jurnal, ubi kayu banyak digunakan sebagai bahan baku pembuatan dekstrin dibanding bahan baku lain, meskipun bahan lain ada yang mengandung pati yang tidak sedikit.

Berikut ini merupakan perbandingan komposisi bahan baku dari beberapa tanaman sumber pati yang ditampilkan pada Tabel 1.7 berikut:

Tabel 1. 7 Perbandingan Komposisi Bahan Baku

<b>Parameter</b>	<b>Jagung</b>	<b>Ubi Kayu</b>	<b>Kentang</b>	<b>Ubi Jalar</b>
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

Ubi kayu adalah tanaman berkayu yang ditanam secara luas di daerah tropis dan subtropis di dunia. Ubi kayu banyak dibudidayakan oleh hampir seluruh masyarakat Indonesia, ubi kayu di Indonesia banyak dimanfaatkan sebagai bahan pangan serta sebagai bahan pakan. Ubi kayu tetap tumbuh

dengan baik walaupun berada pada lahan yang kurang subur dan curah hujan yang rendah. Berikut ini merupakan data luas panen dan produksi ubi kayu di Indonesia pada tahun 2009-2016 yang ditampilkan pada Tabel 1.8 dan Tabel 1.9 berikut:

Tabel 1. 8 Luas Panen Ubi Kayu di Indonesia

<b>Tahun</b>	<b>Luas Lahan Panen (ha)</b>
2009	1.175.666
2010	1.183.047
2011	1.184.696
2012	1.129.688
2013	1.065.752
2014	1.003.494
2015	949.916
2016	867.495

(sumber: Badan Pusat Statistik , diolah oleh pusat data Indonesia. [www.bppt.go.id](http://www.bppt.go.id) )

Tabel 1. 9 Produksi Ubi Kayu di Indonesia

<b>Tahun</b>	<b>Produksi (Ton)</b>
2009	22.039.145
2010	23.058.344
2011	24.044.025

2012	24.177.372
2013	23.936.921
2014	23.436.384
2015	21.801.415
2016	20.744.674

([www.bppt.go.id](http://www.bppt.go.id).)

Ada beberapa provinsi di Indonesia yang banyak menghasilkan ubi kayu. Data produksi dan luas lahan panen ubi kayu di cantumkan pada Tabel dibawah ini:

Tabel 1. 10 Produksi Ubi Kayu di Indonesia Provinsi di Indonesia

<b>Provinsi</b>	<b>Luas Lahan Panen (ha)</b>	<b>Produksi (Ton)</b>
Jawa Tengah	127.420	3.546.013
Jawa Timur	135.594	3.285.742
Jawa Barat	79.831	1.983.418
Lampung	251.079	6.572.090
Sumatra Utara	70.768	1.270.148
D.I.Yogyakarta	53.177	914.215
Nusa Tenggara Timur	36.829	690.200
Sulawesi Selatan	23.262	511.531
Provinsi lainnya	89.535	1.971.317
<b>INDONESIA</b>	<b>867.495</b>	<b>20.744.674</b>

Dari Tabel 1.10 dapat dilihat berdasarkan banyak produksi dalam ton , maka provinsi penghasil ubi kayu terbesar di Indonesia adalah Provinsi Lampung . Dari segi luas lahan pun Provinsi Lampung dinilai memadai, sehingga dipilih untuk mendirikan pabrik dekstrin karena dekat dengan bahan baku serta jumlah produksi yang besar memungkinkan untuk produksi jangka panjang pabrik dekstrin dari ubi kayu. Berikut adalah data produksi ubi kayu di Lampung pada tiap tahunnya.

Tabel 1. 11 Produksi Ubi Kayu di Provinsi Lampung

<b>Tahun</b>	<b>Jumlah (Ton)</b>
2009	7.569.178
2010	8.637.594
2011	9.193.676
2012	8.387.351
2013	8.329.201
2014	8.034.016
2015	7.387.084
2016	6.572.090

*(Badan Pusat Statistik)*

Jumlah produksi ubi kayu di Provinsi Lampung sejumlah 6.572.090 ton/tahun di tahun 2016 (Badan Pusat Statistik). Ini menunjukkan pasokan ubi kayu dapat memenuhi dari jumlah kebutuhan bahan baku yang diperlukan.

## 1.2 Tinjauan Pustaka

### **1.2.1 Dekstrin**

Dekstrin adalah produk hidrolisa zat pati, berbentuk zat amorf berwarna putih sampai kekuning-kuningan.. (SNI,1989). Dekstrin merupakan degradasi pati sebagai hasil hidrolisis tidak sempurna pati dengan katalis asam atau enzim pada kondisi yang dikontrol. Dekstrin umumnya berbentuk bubuk dan berwarna putih sampai putih kekuningan. Pada prinsipnya membuat dekstrin adalah memotong rantai panjang pati dengan katalis asam atau enzim menjadi molekul-molekul yang berantai pendek dengan jumlah glukosa dibawah sepuluh.

Dekstrin pertama kali ditemukan oleh Lagrange pada tahun 1804 dengan melakukan percobaan untuk mendapatkan pengganti gum Arabic, yang kemudian sebagian besar digunakan dalam industri. Dalam perkembangannya dekstrin bukan hanya untuk pengganti gum Arabic saja namun seiring berkembangnya zaman dekstrin memiliki banyak kegunaan dalam industri lain. Dalam industri pangan dekstrin dapat dimanfaatkan sebagai bahan untuk menambah tekstur renyah dalam makanan, dalam bidang farmasi dapat digunakan untuk bahan baku tablet kapsul obat, dalam industri minuman digunakan sebagai bahan pengental, dan pada industri kertas dapat digunakan sebagai perekat kertas. Dengan berkembangnya industri setiap tahunnya menyebabkan kebutuhan akan dekstrin juga meningkat sehingga memungkinkan untuk mendirikan pabrik dekstrin karena banyaknya jumlah permintaan baik dalam negeri maupun luar negeri.

### **1.2.2 Teknologi Proses Pembuatan Dekstrin**

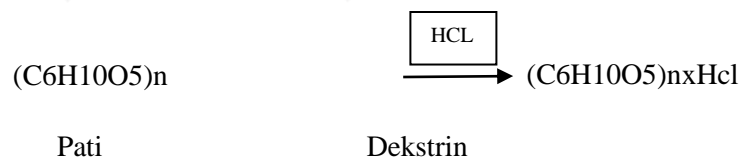
Pembuatan dekstrin dapat dilakukan dengan konversi basah hidrolisis, terdapat 2 macam proses yaitu Hidrolisis dengan katalis asam dan Hidrolisis dengan enzim. Proses hidrolisis sendiri adalah .Reaksi yang terjadi antara air

dan pati ini membutuhkan sebuah katalis berupa asam maupun enzim dengan tujuan untuk mempercepat reaksi.

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:



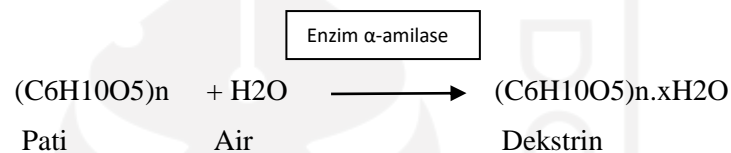
## b. Hidrolisis Pati Dengan Enzim

Proses hidrolisis pati secara enzimatis dapat memecah polimer menjadi monomer-monomer dengan bantuan enzim. Pada proses hidrolisis pati secara enzimatis, 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 enzimatis terbagi kedalam dua tahapan umum yaitu tahapan gelatinisasi dan tahapan likuifikasi. Pada proses gelatinisasi granula pati mengembang dan kemudian pecah. Enzim yang berperan dalam perubahan pati menjadi dekstrin adalah enzim  $\alpha$ -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.

- 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.
- Tahap Likuifikasi Tahap likuifikasi menggunakan enzim  $\alpha$ -amilase untuk mengubah pati menjadi dekstrin. Enzim  $\alpha$ -amilase merupakan enzim amilase yang memutuskan ikatan glikosidik pada bagian dalam rantai pati secara acak. Proses hidrolisa pati menjadi dekstrin kurang sempurna apabila tidak ditambahkan enzim  $\alpha$ -amilase. Hal ini disebabkan tidak ada pemutusan ikatan



spesifik pada homopolimer rantai ikatan  $\alpha$ -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:



### 1.2.3 Alasan Pemilihan Proses

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. 12 Perbandingan Proses Hidrolisis Pati

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

Berdasarkan dari perbandingan diatas maka, dipilihlah dekstrin putih sebagai produk karena memiliki konversi lebih tinggi dibandingkan dengan dekstrin kuning. Dekstrin putih juga memiliki keunggulan lain yaitu suhu operasi lebih rendah serta waktu operasi relatif singkat menyebabkan biaya produksi lebih ekonomis untuk produksi besar berskala pabrik. Selain itu, dekstrin yang umumnya dijual dipasaran adalah dekstrin putih sehingga lebih mudah dalam pemasaran produk.



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

- **Dekstrin**

Sifat Fisik

- Rumus molekul :  $(C_6H_{10}O_5)_n \cdot xH_2O$
- Titik cair : 178°C
- Warna : putih hingga kekuningan
- Bentuk : serbuk
- Berat Molekul : 162,09 g/mol
- pH : 5 – 7

Sifat Kimia

- Larut dalam air dingin. Tidak larut dalam alcohol dan pelarut-pelarut netral lainnya
  
- dapat direaksikan dengan alcohol atau Ca/BaOH akan menghasilkan endapan dextrin yang bentuknya tidak beraturan.

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

- **Ubi Kayu**

Sifat Fisik

- Bentuk : Padat
- Kadar air : 8,00%
- Lemak kasar : 0,031%
- Protein kasar : 0,016%
- Kadar abu : 0,043%
- Pati : 91,77%

Sifat Kimia

- Mengandung asam sianida (HCN) yang mudah larut dalam air.

- **Air**

Sifat Fisik

- Rumus molekul : H<sub>2</sub>O
- Berat molekul : 18,015 g/mol
- *Specific gravity* (cair) : 1,00
- *Specific gravity* (padat) : 0,195
- 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)
- pH : 6,8 – 7,2

Sifat Kimia

- Memiliki ikatan hidrogen.
- Memiliki pasangan elektron bebas sehingga termasuk senyawa polar.

### 2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

- **Enzim  $\alpha$ -amilase**

Sifat Fisik

- Wujud : Cair
- Warna : Kuning
- Densitas : 1.260 kg/m<sup>3</sup>
- Viskositas : 1 – 25 cp
- pH stabil : 6,2 – 7,5
- pH optimum : 6,0-6,5
- pH inaktivasi : 5,3
- Suhu Optimal : 100-110°C
- Organisme penghasil : *Bacillus licheniformis*

- **Natrium Hidroksida**

Sifat Fisik

- Rumus molekul : NaOH
- Berat molekul : 40 g/mol
- Bentuk : Padat
- Warna : Putih
- *Specific gravity* : 2,130
- Titik leleh : 318,4°C
- Titik didih : 1.390°C
- Kapasitas panas : 0,67 (pada suhu

25°C)Sifat Kimia

- Mudah larut dalam air.
- Saat dilarutkan dengan air akan melepaskan panas.
- Jika berkontak dengan udara akan mencair dan jika dibakar akan meleleh.

## 2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas dapat didefinisikan sebagai suatu aktivitas agar diperoleh barang hasil jadi yang kualitasnya sesuai dengan standar yang diinginkan. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara

*automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator yang telah ditetapkan baik itu *flow rate* bahanbaku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu. Alat kontrol yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

**2.4.1** *Temperature Controller* (TC), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur suatu alat dan bila terjadi perubahan maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu serta dapat melakukan pengendalian.

**2.4.2** *Temperature Indicator* (TI), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat.

**2.4.3** *Level Controller* (LC), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

**2.4.4** *Level Indicator Controller* (LI), adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat.



**2.4.5 Pressure Controller (PC)**, adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

**2.4.6 Pressure Indicator (PI)**, adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat.

**2.4.7 Flow Controller (FC)**, adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

**2.4.8 Flow Indicator (FI)**, adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

## **2.5 Pengendalian Kuantitas**

Pengendalian kualitas yang dimaksud adalah pengawasan produk terutama pada produk-produk yang terbentuk pada saat dipindahkan dari tangki penyimpanan ke mobil truk dan ke kapal. Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula. Adanya *standard operational product* (SOP) akan lebih membantu.

## **2.6 Pengendalian Waktu**

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk 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.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standard dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

## **2.7 Pengendalian Bahan Proses**

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk 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.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standard dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

## **BAB III**

### **PERANCANGAN PROSES**

#### **3.1 Uraian Proses**

Proses pembuatan Dekstrin dengan proses hidrolisis pati secara enzimatik terdiri dari beberapa tahapan berikut:

- Tahap persiapan bahan baku
- Tahap pencampuran bahan
- Tahap gelatinasi
- Tahap liquifikasi
- Tahap pemisahan dan pemurnian produk

#### **3.3.1 Persiapan Bahan Baku**

Ubi kayu yang disimpan di Gudang bahan baku (G-01) dalam keadaan bersih tanpa kulit. Pengupasan dan pembersihan telah dilakukan oleh pemasok atau petani ubi kayu. Gudang (G-01) berbentuk seperti lemari es yang dilengkapi dengan *humidity* dan *temperature control*, untuk menjaga kelembaban agar tidak terjadi penyusutan dan menjaga suhu berada di bawah suhu aktivasi bakteri yang ada pada ubi kayu.

Ubi kayu bersih (tanpa kulit) didistribusikan dari gudang penyimpanan bahan baku (G-01) diangkut menggunakan *belt conveyor* (CV-01) menuju *crusher* (CR-01). Keluaran *crusher* (CR-01) untuk dilakukan penghancuran menjadi ukuran lebih kecil. Keluaran *crusher* selanjutnya diangkut menggunakan *screw conveyor* (SC-01) menuju *ball mill* (BM-01) untuk dilakukan penghalusan ubi kayu. Ubi kayu yang telah dihaluskan selanjutnya diumpankan menuju *mixing tank* (MT-01) menggunakan *screw conveyor* (SC-01).

### 3.3.2 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 .

### 3.3.3 Tahap Gelatinasi

Cairan pati yang terbentuk selanjutnya diumpankan menggunakan pompa (P-02) menuju *heat exchanger* (HE-01) agar temperatur *slurry* meningkat menjadi 100 °C yang selanjutnya diumpankan menuju *jet cooker* (JC-01) menggunakan pompa (P-03) untuk dilakukan tahapan gelatinasi. Proses gelatinasi berlangsung pada suhu 100 °C dan tekanan 1 atm. Pada proses gelatinasi ini cairan pati mengalami pemecahan ikatan kimia, sehingga memudahkan dalam penyerapan enzim pada tahapan selanjutnya.

### 3.3.4 Tahap Liquifikasi

Cairan pati yang telah digelatinasi selanjutnya diumpankan menuju reaktor liquifikasi. Dalam proses liquifikasi menggunakan enzim sebagai katalisator untuk mempercepat terjadinya reaksi pati menjadi dekstrin. Cairan pati yang masuk kedalam reaktor liquifikasi (R-01) memiliki pH  $\pm 4,5$ .

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

Untuk menjaga pH berada pada kisaran 5-6,2, maka dilakukan penambahan NaOH yang berperan sebagai buffer. NaOH yang ditambahkan dengan konsentrasi 1N sebanyak 20% dari banyak enzim  $\alpha$ -Amilase yang digunakan. NaOH ini ditambahkan ke reaktor liquifikasi menggunakan pompa (P-05).

Proses liquifikasi berlangsung selama 3 jam pada suhu 100°C dan ber tekanan 1 atm. Pada tahap ini, enzim  $\alpha$ -amilase dapat mengkonversikan 95,3% 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. Dekstrin yang diperoleh selanjutnya didinginkan menggunakan *cooler* hingga suhu mencapai 40°C sebelum diumpankan menuju tahapan pemisahan dan pemurnian produk.

### 3.3.5 Tahap Pengeringan

Dekstrin yang terbentuk masih mengandung pati yang tidak terkonversi dan terdapat sisa enzim. Dekstrin selanjutnya dialirkan menuju *Horizontal Belt Filter* (HBF-01). *Horizontal Belt Filter* digunakan untuk memisahkan *cake* dan *filtrat* dari *slurry*. *Cake* yang terbentuk diteruskan menuju unit pengolahan limbah sedangkan *filtrat* (dekstrin) diumpankan menuju kolom *exchanger*. Dekstrin dialirkan menggunakan pompa (P-08) menuju kolom *cation exchanger* (CX-01) untuk menghilangkan ion  $\text{Na}^+$ .

Dekstrin kemudian dialirkan menggunakan pompa (P-08) menuju *Evaporator* (EV-01) untuk dilakukan pemurnian produk agar konsentrasinya meningkat hingga 98%. Dekstrin 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 yang terbang terbawa udara saat terjadi proses pengeringan di alat *Spray Dryer*. Produk keluaran *Spray Dryer* di tampung oleh *Cooling Conveyor* berbentuk *belt* (CV-02) untuk diturunkan suhunya dari 105 °C menjadi 30°C . Ukuran dekstrin yaitu 0,2-5 mm. Kemudian produk diumpankan menggunakan *Bucket Elevator* (BE-01) menuju *Silo* (S-01) tempat penyimpanan produk .

### 3.2 Spesifikasi Alat Proses

#### 3.2.1 Alat Besar

a. Crusher

Kode alat	: CR-01
Fungsi	: Mereduksi ukuran singkong dari gudang
Type	: <i>Cone Crusher</i>
Kapasitas	: 1966,866 kg/jam
Actual Power	: 37,699 hp
Diameter	: 1,22 m
Panjang	: 1,52 m

b. Mixing Tank

Kode	: MT-01
Fungsi	: Tempat mencampurkan air pada ubi kayu yang telah dihaluskan agar terbentuk <i>slurry</i> pati.
Bahan Material	: <i>Stainless Steel type 316</i>
Kondisi Operasi	
Kapasitas umpan	: 1966,86583 kg/jam
Diameter tangki	: 1,12093 m
Tinggi tangki	: 1,68139 m
Volume tangki	: 1,65841 m <sup>3</sup>
Tinggi head	: 0,24075 m
Tebal head	: 0,25000 in
Tebal shell	: 0,31250 in
Diameter pengaduk	: 0,33628 m
Daya pengaduk	: 3,64646 hp
Kecepatan pengaduk	: 259,79743 rpm

c. Reaktor

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi hidrolisis antara pati dan air menjadi dekstrin dengan bantuan katalis enzim $\alpha$ -Amilase
Sistem	: Batch
Dimensi alat	: Tangki silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished
Bahan material	: <i>Stainless Steel type 316</i>
Kapasitas umpan	: 2998,27339 kg/jam
Volume reaktor	: 13,84146 m <sup>3</sup>
Kondisi operasi	
Temperature	: 100°C
Tekanan	: 1 atm
pH	: 5-6
Jumlah	: 6 unit
Diameter reaktor	: 2,19527 m
Tinggi reactor	: 4,39054 m
Tebal head	: 0,25000 in
Tinggi head	: 0,42248 in
Volume head	: 0,19246 m <sup>3</sup>
Jenis pengaduk	: <i>Pitched-Blade Turbin</i>
Jumlah Baffle	: 4 baffle
Jumlah Blade	: 6 Blade
Diameter pengaduk	: 0,56224 m

Lebar Blade : 0,13172 m  
Panjang Blade : 0,16465 m  
Daya pengaduk : 13,147 hp

d. Evaporator

Kode : EV-01  
Fungsi : Menguapkan kadar air dalam dekstrin sehingga menghasilkan produk dekstrin 98%.  
Jenis : *Long Vertikal Tube Evaporator*  
Dimensi alat : bentuk tutup atas dan bawah *torispherical dished head*  
Bahan : *Stainless Steel , Type-316*  
Laju alir uap : 730,4304 kg/jam  
Laju alir umpan : 2872,636 kg/jam  
Kondisi operasi  
Temperature : 105 °C  
Tekanan : 1 atm  
Jumlah : 1 unit  
Diameter shell : 4 m  
Tinggi shell : 6,4 m  
Tebal shell : 0,5 in  
Tinggi head : 0,9 m'  
Tebal head : 0,5 m



e. Spray Dryer

Kode alat	: SD-01
Fungsi	:mengeringkan produk melalui kontak langsung dengan udara pengering sehingga didapatkan produk berupa powder
Tipe	: <i>spray dryer equipped wheel atomizer</i>
Laju alir umpan	: 2142,20564 kg/jam
Laju alir udara	: 650,90345 kg/j
Volume	: 0,01814 m <sup>3</sup>
Waktu tinggal	: 25 s
Tebal shell	: 0,25 in
Tinggi total	: 0,51614 m
Diameter	: 0,12903 m

f. Cyclone

Fungsi	: Menangkap produk yang terbang pada saat pengeringan produk di Spray Dryer dan menjatuhkannya kembali ke conveyor
Diameter cerobong	: 0,2 m
Diameter cyclone	: 0,4 m
Lebar Inlet	: 0,07 m
Tinggi Inlet	: 0,24 m
Pressure Loss	: 1,19 N/m <sup>2</sup>
Static Press	: 448,37 Pa

### 3.2.2. Alat Kecil

a. Tanki Air

Kode	: T-01
Fungsi	: Tempat untuk menyimpan air guna proses reaksi
Jenis	: <i>Vertikal Silinder dengan flat bottomed and cone roof</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel type 316</i>
Kondisi Operasi	
Waktu tinggal	: 168 jam
Temperature	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Jumlah	: 1 unit
Volume tangki	: 1,2289 m <sup>3</sup>
Diameter	: 1,12104 m
Tinggi tangki	: 1,5125 m
Tinggi Head	: 0,22783 m
Tinggi Total	: 1,749 m
Tebal Head	: 0,8750 in

b. Tanki Enzim Amilase

Kode	: T-02
Fungsi	: Menyimpan enzim amilase
Jenis	: <i>Vertikal Silinder dengan flat bottomed and cone roof</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel type 316</i>
Kondisi Operasi	
Waktu tinggal	: 168 jam

Temperature : 30°C  
Tekanan : 1 atm  
Jumlah : 1 unit  
Volume tangki : 0,00209 m<sup>3</sup>  
Diameter : 0,12104 m  
Tinggi tangki : 0,00209 m  
Tinggi Head : 0,07613 m  
Tinggi Total : 0,25769 m  
Tebal Head : 0,12833 in

c. Tangki NaOH

Kode : T-03  
Fungsi : Tempat untuk menyimpan larutan NaOH  
Jenis : *Vertikal Silinder dengan flat bottomed and cone roof*  
Bahan : *Stainless steel Type - 316*  
Kondisi Operasi  
Waktu tinggal : 720 jam  
Temperature : 30°C  
Tekanan : 1 atm  
Jumlah : 1 unit  
Volume tangki : 0,00043 m<sup>3</sup>  
Diameter : 0,6424 m  
Tinggi tangki : 0,9636 m  
Tinggi Head : 0,2379 m  
Tinggi Total : 1,2015 m  
Tebal Head : 0,18750 in

- d. Silo-01
- |                 |                                      |
|-----------------|--------------------------------------|
| Kode            | : S-01                               |
| Fungsi          | : Tempat Penyimpanan Produk Dekstrin |
| Fase            | : padat                              |
| Bahan           | : <i>Stainless Steel type 316</i>    |
| Jumlah          | : 1 buah                             |
| Penyimpanan     | : 72 jam                             |
| Volume          | : 157,5466 m <sup>3</sup>            |
| Kondisi operasi |                                      |
| Tekanan         | : 1 atm                              |
| Suhu            | : 30°C                               |
| Tinggi          | : 6,6641 m                           |
| Diameter        | : 4,4427 m                           |
- e. Gudang Bahan Baku
- |                      |  |
|----------------------|--|
| Kode                 | : G-01   |
| Fungsi               | : Tempat Penyimpanan ubi kayu<br>berbentuk lemari es, dilengkapi <i>humidity</i><br>dan <i>temperature control</i> |
| Fase                 | : padat  |
| Jumlah               | : 1 buah   |
| Penyimpanan          | : 72 jam   |
| Laju Alir Volumetrik | : 96,996 m <sup>3</sup> / 3 hari   |
| Kondisi operasi      |  |

Tekanan : 1 atm  
Suhu : 22 °C  
Tinggi : 3,075 m  
Panjang : 6,15 m  
Lebar : 6,15 m

f. Jet Cooker  
Kode : JC-01  
Fungsi : Tempat terjadinya gelatinisasi  
Dimensi alat : Tangki silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *dished*  
Bahan material : *Stainless Steel tipe - 316*  
Kapasitas umpan : 2990,8848 kg/jam  
Diameter : 1,20624 m  
Tinggi : 2,41248 m  
Volume : 2,75539 m<sup>3</sup>  
Tebal shell : 1,37500 in  
Tebal head : 1,12500 in  
Tinggi head : 0,27102 m  
Tinggi total : 2,68350 m

g. Rotary Drum Vacuum Filter

Tipe	: Horizontal Belt Filter
Kode	: HBF-01
Fungsi	: untuk memisahkan filtrate dan cake
Volume	: 3,4930 m <sup>3</sup> /jam
Diameter Filter	: 0,486 m
Temperature	: 40°C
Panjang Filter	: 0,243 m
Luas Penyaringan	: 4 ft <sup>2</sup>
Daya	: 1 Hp

h. Cation Exchanger

Kode	: CX-01
Fungsi	: Menghilangkan kation dengan mengikat ion-ion positif dalam desktrin
Bentuk	: <i>Silinder vertikal</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel type - 316</i>
Volume	: 0,42 m <sup>3</sup>
Temperature	: 40 °C
Diameter	: 1 m
Tinggi tangki	: 1 m
Tinggi bed	: 35 in

i. Raw Mills

Kode : BM-01  
Fungsi : menghaluskan ukuran singong dari  
crusher

Tipe : *Ball Mills*

Kapasitas : 1966,866 kg/jam

Actual speed : 35,3885 rpm

Power : 37,699 hp

Diameter : 1,22 m

Panjang : 1,52 m

j. Heater 1

Kode : HE-01

Fungsi : Menaikkan temperatur slurry sebelum  
masuk ke jet cooker

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Bahan : *Stainless Steel type 316*

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 76,801 kg/jam

Panjang : 24 ft

ID shell : 12 in

OD tube : 1,05 in

**k. Heater 2**

Kode : HE-02  
Fungsi :Menaikkan temperatur udara yang digunakan untuk meneringkan slurry di Spray Dryer

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Bahan : *Stainless Steel type 316*

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 650, 903 kg/jam

Panjang : 20 ft

ID shell : 0,62 in

OD tube : 0,75 in

**l. Cooler 1**

Kode : CO-01

Fungsi : Menurunkan temperatur slurry sebelum masuk ke HBF

Jenis : Shell and tube exchanger

Bahan : *Stainless Steel type 316*

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 2995,228 kg/jam

Panjang : 24 ft

ID shell : 1,03 in

OD tube : 1 ¼ in



**m. Belt Conveyor 1**

Kode	: CV-01
Fungsi	:Alat transportasi ubi kayu dari gudang menuju <i>crusher</i>
Laju alir	: 1966,8658 kg/jam
Kapasitas Alat	: 2360,239 kg/jam
Lebar belt	: 0,50 m
Panjang belt	: 6 m
Kecepatan belt	: 4,95 m/min
Power	: 2,9 hp

**n. Cooling Conveyor**

Kode	: CV-02
Fungsi	: menurunkan temperature produk keluaran dryer
Laju Alir	: 1893,10 Kg/Jam
Lebar Belt	: 0,5 m
Panjang Belt	: 6 m
Tinggi	: 2 m
Power	: 3 hp

o. Screw Conveyor 1

Kode : SC-01  
 Fungsi : Alat transportasi ubi kayu dari *crusher* menuju *ball mill*

Jumlah : 1  
 Laju alir : 1966,86583 kg/jam  
 Diameter pipa : 2,5 in  
 Kecepatan : 40 rpm  
 Power : 0,5 hp

p. Screw Conveyor 2

Kode : SC-02  
 Fungsi : Alat transportasi ubi kayu dari *ball mill* ke *mixing tank*

Jumlah : 1  
 Laju alir : 1966,86583 kg/jam  
 Diameter pipa : 2,5 in  
 Kecepatan : 40 rpm  
 Power : 0,5 hp

q. Pompa

Tabel 3. 13 Spesifikasi Pompa

Pompa	Pompa - 01	Pompa - 02	Pompa - 03	Pompa - 04	Pompa - 05
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan air menuju Mixing	Mengalirkan pati+air menuju	Mengalirkan slurry keluaran	Menambahkan enzim menuju	Menambahkan NaOH 1 N menuju

	Tank	Heat exchanger	Heat exchanger menuju jet cooker	Reaktor Liquifikasi	reaktor liquifikasi
Jenis	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal
Dimensi Pipa					
IPS	2,5 in	2,5 in	2 in	3 in	4 in
SCH No	40	40	40	40	40
ID	2,4690 in	2,4690 in	2,067 in	2,067 in	2,067 in
Daya Motor	0,17 hp	5 hp	5hp	3 hp	2 hp
Jumlah	1	1	1	1	1

Pompa	Pompa - 06	Pompa - 07	Pompa - 08	Pompa - 09	Pompa - 10
Kode	P-06	P-07	P-08	P-09	P-10
Fungsi	mengalirkan hasil keluaran Reaktor Liquifikasi menuju Cooler	mengalirkan hasil pendinginan menuju HBF	membawa produk dari HBF menuju cation exchanger	membawa produk dari cation exchanger untuk diumpunkan ke evaporator	membawa produk dari evaporator ke spray dryer
Jenis	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal	Centrifugal
Dimensi Pipa					
IPS	1,5 in	1,5 in	1,5 in	1,5 in	1,25 in
SCH No	40	40	40	40	40
ID	1,61 in	1,61 in	1,61 in	1,61 in	1,38 in
Daya Motor	1,5 HP	1,5 HP	1,5 HP	1,5 HP	1,5
Jumlah	1	1	1	1	1

### **3.3 Perencanaan Produksi**

#### **3.3.1 Kapasitas Perancangan**

Penentuan kapasitas perancangan pabrik didasarkan pada beberapa factor, yaitu: kebutuhan dekstrin di Indonesia, ketersediaan bahan baku . Kebutuhan dekstrin di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung mengalami peningkatan, hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Minimnya pabrik dekstrin di Indonesia tidak berbanding lurus dengan tingginya kebutuhan dekstrin yang terus meningkat tiap tahunnya guna bahan baku maupun bahan tambahan, sehingga produk dekstrin ditargetkan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.

Kebutuhan dekstrin di Indonesia pada tahun 2026 diperkirakan sebesar 15.000 ton/tahun. Hal ini ditentukan berdasarkan kebutuhan impor dan berdasarkan kapasitas pabrik yang telah berdiri di Indonesia

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. **Prediksi kebutuhan dekstrin di Indonesia**

Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) dalam Statistik Perdagangan Indonesia, prediksi kebutuhan dekstrin mengalami peningkatan. Dengan mengacu pada data tersebut, jika direncanakan pabrik dekstrin didirikan pada tahun 2026, maka diperkirakan kebutuhan yaitu 15.000 ton/tahun.

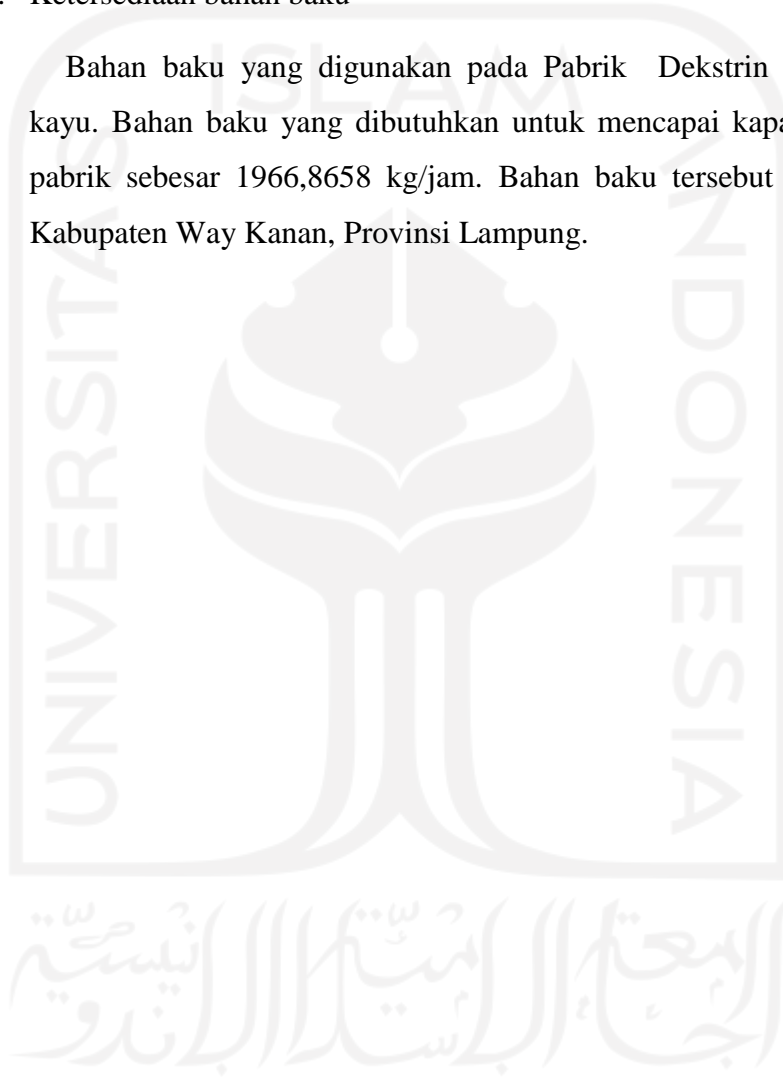
Dengan kapasitas tersebut diharapkan :

- a. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.
- b. Dapat menghemat pengeluaran negara yang

cukup besar karena laju impor dekstrin dapat ditekan.

## 2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku yang digunakan pada Pabrik Dekstrin ini adalah ubi kayu. Bahan baku yang dibutuhkan untuk mencapai kapasitas produksi pabrik sebesar 1966,8658 kg/jam. Bahan baku tersebut diperoleh dari Kabupaten Way Kanan, Provinsi Lampung.



## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi suatu pabrik merupakan unsur penting yang dapat mempengaruhi keberhasilan dan perkembangan suatu industri. Diperlukan pertimbangan yang matang dari berbagai factor guna memilih lokasi pabrik. Ada beberapa factor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik sehingga biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin serta baik kemungkinann untuk dikembangkan.

Pabrik Dekstrin dengan bahan baku ubi kayu akan didirikan di daerah Terusan Nunyai, Kabupaten Lampung Tengah, Provinsi Lampung, dengan pertimbangan sebagai berikut:

##### **4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik**

###### **a. Ketersediaan Bahan Baku**

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu variable yang penting dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Pabrik harus didirikan dimana bahan baku mudah diperoleh atau tersedianya sarana transportasi yang memadai. Provinsi Lampung memiliki luas lahan panen ubi kayu sebesar 251.079 Hektar dengan produksi ubi kayu sebesar 6.572.090 ton pada tahun 2016.

Berdasarkan luas lahan panen, produksi bahan baku yang besar serta transportasi yang memadai menjadi factor penting pendirian pabrik. Luas lahan panen dan produksi yang besar membuat pabrik tidak akann kekurangan bahan baku untuk beroperasi dalam jangka Panjang. Transportasi yang memadai dapat memungkinkan harga bahan baku lebih kecil karena mudah didapatkan. Sehingga dapat menekan biaya produksi dan mendapatkan keuntungan yang besar.

## **b. Sarana Transportasi**

Transportasi menjadi salah satu factor dalam rencana pendirian pabrik. Untuk mempermudah pengangkutan bahan baku maupun penjualan produk, lokasi pabrik harus mudah untuk dijangkau oleh kendaraan-kendaraan besar.

Lokasi pabrik ini dinilai cukup baik karena terdapat transportasi yang memadai jalur darat melalui jalan raya dan jalur laut yang dekat dengan beberapa Pelabuhan, sehingga diharapkan dapat memperlancar kegiatan pendistribusian bahan baku maupun produk, baik untuk dalam maupun luar negeri.

## **c. Tenaga Kerja**

Tenaga Kerja merupakan pelaku penting dalam proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terdidik dan terampil akan memperlancar berjalannya proses produksi. Tingkat Pendidikan di provinsi lampung cukup tinggi yang dapat menghasilkan tenaga kerja yang terampil dan berkualitas. Sebagian besar tenaga kerja dapat diambil dari daerah sekitar lokasi pabrik ataupun dari para pekerja pendatang.

## **d. Utilitas**

Utilitas diperlukan untuk air proses, sanitasi dan sumber tenaga listrik. Kebutuhan air dapat disupply dari sungai yang mengalir melewati daerah Terusan Nunyai, Kabupaten Lampung Tengah yaitu Sungai Way Seputih sepanjang 193 km dengan Daerah Alir Sungai (DAS) 1.296,29 km<sup>2</sup>. Kebutuhan listrik dapat diperoleh dari penyedia tenaga listrik PLN (Perusahaan Listrik Negara) dan generator pabrik.

**e. Tanah Iklim**

Kabupaten Lampung Tengah termasuk iklim tropis basah dengan angin musim dari Samudra Hindia. Keadaan tanah di wilayah ini datar dengan kemiringan lereng antara 0-2% yang cukup aman dan tidak berpotensi mengalami gangguan bencana alam.

**4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik**

**a. Keadaan Masyarakat**

Pendirian pabrik ini berada dikawasan industri sehingga tidak menimbulkan masalah lingkungan karena masyarakat sudah terbiasa dengan adanya pabrik-pabrik lain. Dengan kata lain dapat menjadi lapangan kerja baru , selain itu pendirian pabrik tidak mengganggu keselamatan dan keamanan sekitar pabrik.

**b. Pertimbangan Kawasan Industri**

Lokasi pendirian pabrik berada dikawasan Industri yang ditetapkan pemerintah sehingga memudahkan dalam perizinan pendirian pabrik yang memperhatikan beberapa hal berikut:

- Keamanan kerja terpenuhi
- Pengoperasian, pengangkutan maupun maintenance peralatan dapat dilakukan dengan mudah dan aman
- Sarana transportasi yang baik

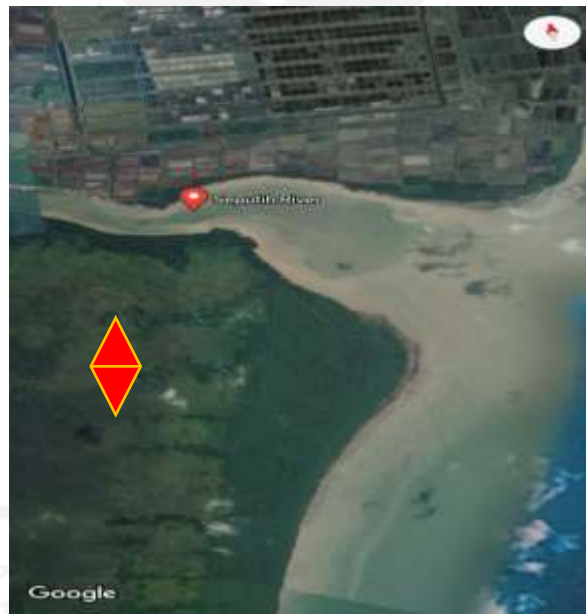


**c. Prasarana dan Fasilitas Sosial**

Tersedianya prasarana seperti jalan raya dan transportasi lainnya. Selain itu fasilitas social seperti: sarana Pendidikan, ibadah, hiburan, dan perumahan yang dapat meningkatkan kesejahteraan hidup.

**d. Pengolahan Limbah**

Limbah pabrik tidak akan dibuang langsung ke lingkungan, melainkan diolah terlebih dahulu di Unit Pengolahan Limbah (UPL) agar buangan limbah tidak memberikan dampak terhadap kesehatan masyarakat sekitar.



Gambar 4. 3 Peta Lokasi Pabrik Dekstrin

**4.2 Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produk dari suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efektif dan efisien antara operator, peralatan

dan material dari bahan baku menjadi suatu produk, serta sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan layout pabrik adalah:

**a. Perluasan Area Pabrik**

Perluasan pabrik sudah termasuk dalam perhitungan sejak perancangan pabrik. Hal ini bertujuan agar masalah kebutuhan tempat dikemudian hari tidak dipermasalahkan. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan dan peningkatan kapasitas pabrik. Selain itu dengan adanya lahan yg cukup luas terdapat peluang untuk dilakukan perluasan pabrik.

**b. Daerah Administrasi/ Perkantoran dan Laboratorium**

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi, yang terletak di depan dekat gerbang masuk pabrik. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kualitas bahan yang diproses serta produk yang akan dijual.

**c. Daerah Proses dan ruang Kontrol**

Daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung. Ruang control sebagai tempat pusat pengendalian selama proses berlangsung.

**d. Daerah Pergudangan, umu, bengkel, garasi**

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

**e. Daerah utilitas dan power station**

Daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Adapun perincian luas sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel berikut:

Tabel 4. 14 Lokasi perincian luas tanah dan bangunan pabrik

<b>Lokasi</b>	<b>Panjang, m</b>	<b>Lebar, m</b>	<b>Luas, m<sup>2</sup></b>
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			16706
Luas Bangunan			3730
TOTAL			20436



Gambar 4. 4 Tata Letak Pabrik Dekstrin

#### **4.2.1 Tata Letak Mesin dan Alat proses**

Pemasangan alat-alat proses produksi harus diperhatikan terutama pada aliran bahan baku dan produk, lalu lintas alat berat dan jarak antar alat proses. Hal ini bertujuan agar kelancaran produksi, keamanan dan keselamatan terjaga sehingga dapat menekan biaya produksi dan meningkatkan keuntungan. Dalam perencanaan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

##### **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

##### **2. Aliran udara**

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses sangat diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara di suatu tempat berupa penumpukan bahan kimia yang berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu untuk memperhatikan arah hembusan angin.

##### **3. Pencahayaan**

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Dan tempat-tempat proses yang berbahaya atau bersisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan untuk mengurangi resiko kecelakaan kerja.

##### **4. Lalu lintas manusia dan kendaraan**

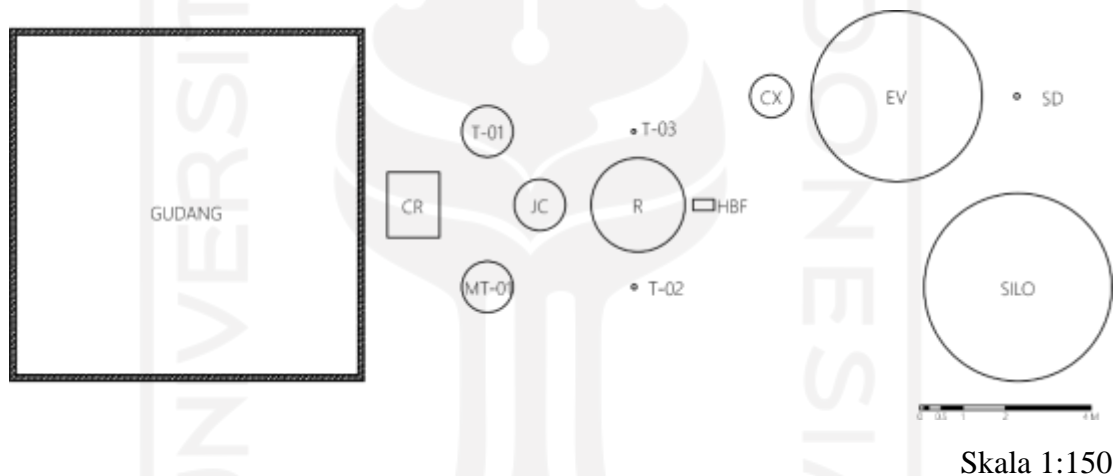
Dalam perancangan lay out peralatan, perlu diperhatikan agar mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah karena saat terjadi gangguan alat proses dapat segera diperbaiki. Namun untuk keamanan dan keselamatan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

## 5. Pertimbangan Ekonomi

Untuk menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

## 6. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai 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.



Keterangan :

- Gudang = Gudang Ubi Kayu
- CR-01 = Crusher
- MT-01 = Mixing Tank
- T-01 = Tangki Air
- JC-01 = Jet Cooker
- R-01 = Reaktor
- T-02 = Tangki NaOH
- T-03 = Tangki Enzim  $\alpha$ -amilase
- HBF-01 = Horizontal Belt Filter
- CX-01 = Cation Exchanger
- EV-01 = Evaporator
- SD-01 = Spray Dryer
- Silo = Silo produk

Gambar 4. 5 Layout Alat Proses

**4.3 Aliran Proses dan Material**  
**4.3.1 Necara Massa**

**4.3.1.1 Neraca Massa Total**

Tabel 4. 15 Neraca Massa Total

Komponen	INPUT (Kg/Jam)				OUTPUT (Kg/Jam)				
	1	4	7	8	10	12	14	16	17
Ubi Kayu	1966,866								
Air		1024,019			9,904		730,430	249,100	1,252
pati					89,571				0,905
Enzim Amilase			3,619		3,615				0,004
NaOH				0,724	0,007	0,412			
Desktrin					19,100				1890,945
		2995,246			2995,246				

#### 4.3.1.2 Neraca Massa Alat

##### a. Neraca Massa Crusher

Tabel 4. 16 Neraca Massa Crusher

KOMPONEN	INPUT (Kg/Jam)		OUTPUT (Kg/Jam)	
	1		2	
Ubi kayu	1966,866		1966,866	
TOTAL	1966,866		1966,866	

##### b. Neraca Massa Ball Mill

Tabel 4. 17 Neraca Massa Ball Mill

KOMPONEN	INPUT (Kg/Jam)		OUTPUT (Kg/Jam)	
	2		3	
Ubi kayu	1966,866		1966,866	
TOTAL	1966,866		1966,866	

##### c. Neraca Massa Mixing Tank

Tabel 4. 18 Neraca Massa Mixing Tank

KOMPONEN	INPUT (Kg/Jam)		OUTPUT (Kg/Jam)	
	3	4	5	
Pati	1809,517		1809,517	
H2O	157,349	1024,019	1181,368	
TOTAL	2990,885		2990,885	

##### d. Jet Cooker

Tabel 4. 19 Neraca Massa Jet Cooker

KOMPONEN	INPUT (Kg/Jam)		OUTPUT (Kg/Jam)	
	5		6	
Pati	1809,517		1809,517	
H2O	1181,368		1181,368	
TOTAL	2990,885		2990,885	



**e. Reaktor**

Tabel 4. 20 Neraca Massa Reaktor

KOMPONEN	INPUT (Kg/Jam)			OUTPUT (Kg/Jam)
	6	7	8	9
Pati	1809,517			90,476
H <sub>2</sub> O	1181,368			990,364
Enzim $\alpha$ -Amilase		3,619		3,619
NaOH			0,724	0,724
Dekstrin				1910,046
TOTAL	2990,885	3,619	0,724	2995,228
	2995,228			2995,228

**f. Horizontal Belt Filter**

Tabel 4. 21 Neraca Massa Horizontal Belt Filter

KOMPONEN	INPUT (Kg/Jam)	OUTPUT (Kg/Jam)	
	9	10	11
Pati	90,476	89,571	0,905
H <sub>2</sub> O	990,364	9,904	980,460
Enzim $\alpha$ -Amilase	3,619	3,615	0,004
NaOH	0,724	0,007	0,717
Dekstrin	1910,046	19,100	1890,945
TOTAL	2995,228	2995,228	

**g. Cation Exchanger**

Tabel 4. 22 Neraca Massa Cation Exchanger

KOMPONEN	INPUT (Kg/Jam)	OUTPUT (Kg/Jam)	
	11	12	13
Pati	0,905		0,905
H <sub>2</sub> O	980,460		980,783
Enzim $\alpha$ -Amilase	0,004		0,004
NaOH	0,717	0,412	
Dekstrin	1890,945		1890,945
resin H <sup>+</sup>	0,018		
TOTAL	2873,048	2873,048	

**h. Evaporator**

Tabel 4. 23 Neraca Massa Evaporator

KOMPONEN	INPUT (Kg/Jam)	OUTPUT (Kg/Jam)	
	13	14	15
Pati	0,905		0,905
H <sub>2</sub> O	980,783	730,430	1890,945
Enzim $\alpha$ -Amilase	0,004	0,000	250,352
Dekstrin	1890,945		0,004
TOTAL	2872,636	2872,636	

**i. Spray Dryer**

Tabel 4. 24 Neraca Massa Spray Dryer

KOMPONEN	INPUT (Kg/Jam)	OUTPUT (Kg/Jam)	
	15	16	17
Pati	0,905		0,905
H2O	1890,945	249,100	1,252
Enzim $\alpha$ -Amilase	250,352		0,004
Dekstrin	0,004		1890,945
TOTAL	2142,206	2142,206	

**4.3.2 Neraca Panas**

**a. Mixing Tank**

Tabel 4. 25 Neraca Panas Mixing Tank

KOMPONEN	IN		OUT
	3	4	5
Pati	296,6965	0,0000	296,6965
H2O	3296,4299	21452,9566	24749,3865
SUBTOTAL	25046,0830		25046,0830
Beban Pendingin		0	
TOTAL	25046,0830		25046,0830

**b. Jet Cooker**

Tabel 4. 26 Neraca Panas Jet Cooker

KOMPONEN	INPUT (Kj/Jam)	OUTPUT (Kj/Jam)
	5	6
Pati	99602,940	366549,623
H2O	7891018,029	27734773,276
SUBTOTAL	7990620,969	28101322,900

Beban Pemanas	20110701,931	
TOTAL	28101322,900	28101322,900

**c. Reaktor**

Tabel 4. 27 Neraca Panas Reaktor

KOMPONEN	INPUT (Kj/Jam)			OUTPUT (Kj/Jam)
	6	7	8	9
Pati	4887,328			244,366
H2O	369796,977			310007,920
Enzim $\alpha$ -Amilase		1,397		1,397
NaOH			118,083	118,083
Dekstrin				15421,428
SUBTOTAL	374.803,785			325.793,19
Panas Reaksi				-3093050,788
Beban Pendingin	2392453,809			
TOTAL	2767257,594			2767257,594

**d. Evaporator**

Tabel 4. 28 Neraca Panas Evaporator

KOMPONEN	INPUT (kJ/jam )		OUTPUT (kJ/jam )	
	10	supply uap	11 (uap)	12
Pati	6,769288368	0	0	183,2748117
Dekstrin	45801,7264	0	0	1145043,16
H2O	923367,6926	13781299,118	7727775,288	5877473,483
Enzim Amilase	0,004190876		0,000403034	0,10436887
SubTotal	969176,1925	13781299,12	7727775,289	7022700,022
TOTAL	14750475,31		14750475,31	

**e. Spray Dryer**

Tabel 4. 29 Neraca Panas Spray Dryer

KOMPONEN	INPUT (Kj/Jam)	OUTPUT (Kj/Jam)	
	15	16	17
Pati	2,4437		3,6672
Dekstrin	15267,2141		21984,7883
H2O	78366,3131	3668,528	
Enzim Amilase	0,1044		21988,457
SUBTOTAL	93635,9722	47645,441	
Beban Pemanas		45990,531	
TOTAL	93635,972	93635,972	

**f. Heat Exchanger - 01**

Tabel 4. 30 Neraca Panas Heat Exchanger -01

KOMPONEN	INPUT (Kj/Jam)	OUTPUT (Kj/Jam)
	5	5
Pati	1483,482	366549,623
H2O	123746,932	27734773,276
SUBTOTAL	125230,415	28101322,9
Beban Pemanas	27976092,485	
TOTAL	28101322,900	28101322,900

**g. Heat Exchanger - 02**

Tabel 4. 31 Neraca Panas Heat Exchanger -02

<b>KOMPONEN</b>	<b>INPUT (Kj/Jam)</b>	<b>OUTPUT (Kj/Jam)</b>
	<b>16</b>	<b>16</b>
N2	568,132	205627,116
O2	154,284	56258,755
CO2	3,232	1134,199
SUBTOTAL	725,648	263020,070
Beban Pemanas	262294,422	
TOTAL	263020,070	263020,070

**h. Cooler – 01**

Tabel 4. 32 Neraca Panas Cooler-01

<b>KOMPONEN</b>	<b>INPUT (Kj/Jam)</b>	<b>OUTPUT (Kj/Jam)</b>
	<b>9</b>	<b>9</b>
Pati	244,366	45,129
H2O	310007,920	62159,200
Enzim $\alpha$ -Amilase	1,397	0,279
NaOH	118,083	23,642
Dekstrin	15421,428	3084,286
SUBTOTAL	325793,1948	65312,5348
Beban Pendingin		260480,7
TOTAL	325793,195	325793,195

**i. Jet Cooker**

Tabel 4. 33 Neraca Panas Jet Cooker

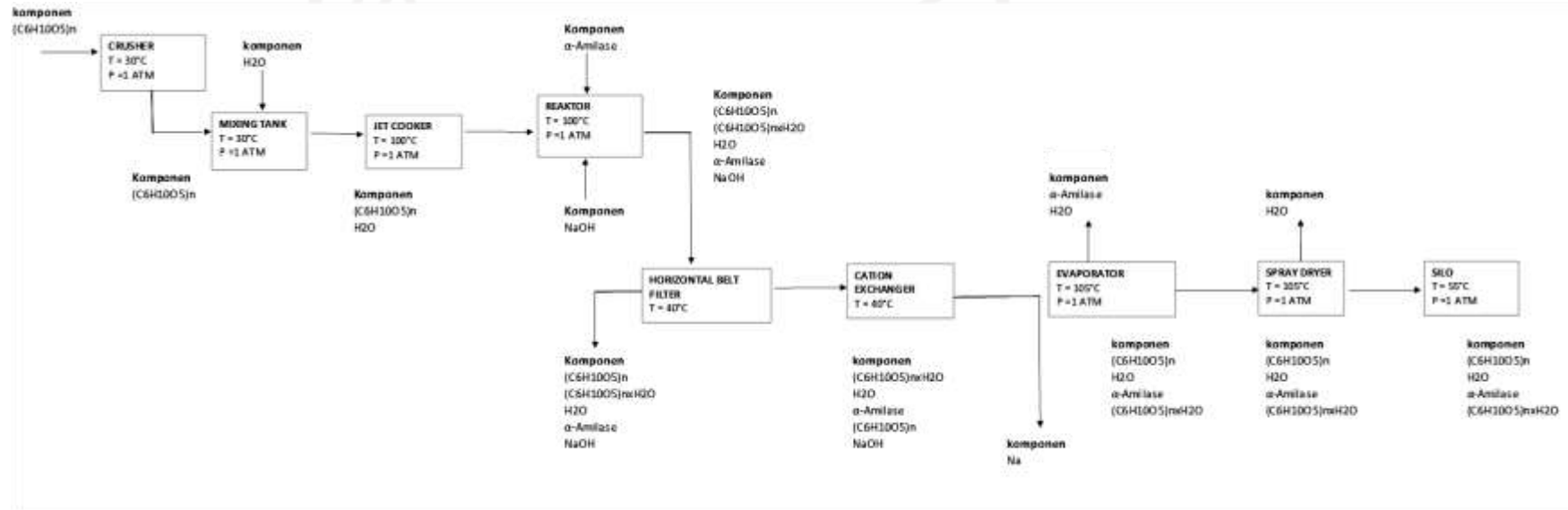
KOMPONEN	INPUT (Kj/Jam)	OUTPUT (Kj/Jam)
	5	6
Pati	366549,623	366549,623
H2O	27734773,276	27734773,276
SUBTOTAL	28101322,900	28101322,900
Beban Pemanas	0	
TOTAL	28101322,900	28101322,900

**j. Horizontal Belt Filter**

Tabel 4. 34 Neraca Panas Horizontal Belt Filter

KOMPONEN	INPUT (Kj/Jam)	OUTPUT (Kj/Jam)	
	9	10	11
Pati	676,9288	670,1595	6,769288368
H2O	932387,9932	9323,8799	923064,1133
Enzim $\alpha$ -Amilase	4,1909	4,1867	0,004190876
NaOH	354,6243	3,5462	351,0780859
Dekstrin	46264,2851	462,643	45801,64223
SUBTOTAL	979688,0224	10464,415	969223,6071
TOTAL	979688,0224	979688,0224	

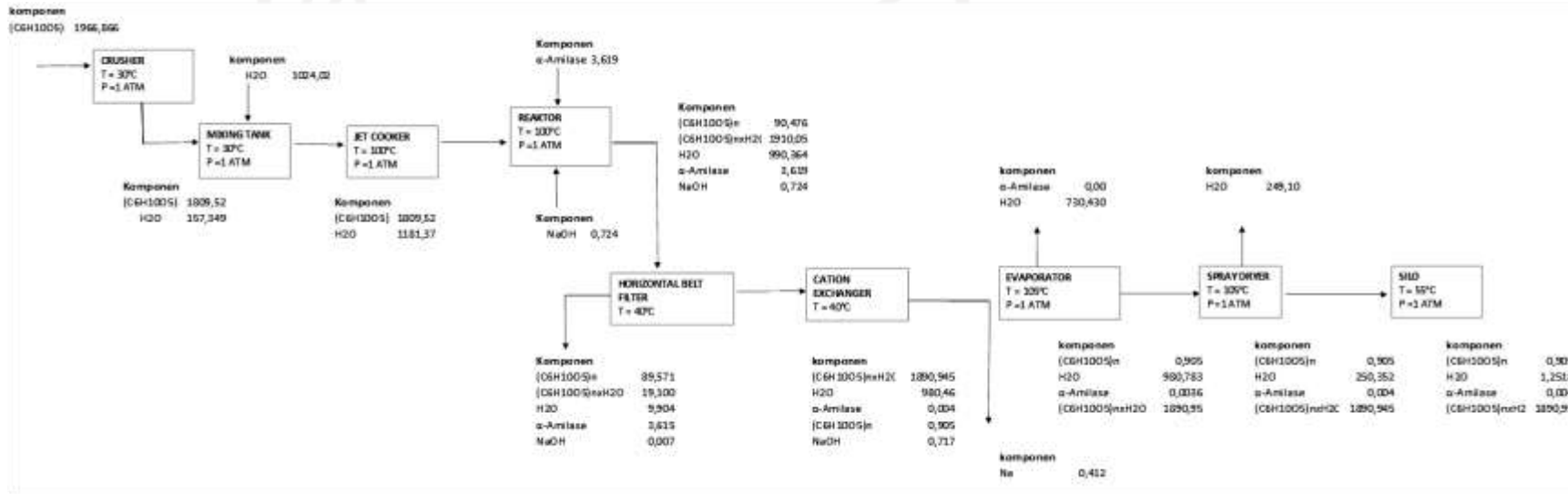
### 4.3.3 Diagram Alir kualitatif



Gambar 4. 6 Diagram Alir Kualitatif



### 4.3.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4. 7 Diagram Alir Kuantitatif

#### **4.4 Pelayanan Teknik (Utilitas)**

Utilitas merupakan bagian penting dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Salah satu factor penunjang kelancara produksinya yaitu dengan penyediaan utilitas. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Unit pendukung proses yang di butuhkan untuk pra-rancangan pabrik dekstrin antara lain:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan udara
6. Unit pengolahan limbah

#### **4.4.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment Sistem*)**

##### **a. Unit Penyediaan Air**

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut. Dalam proses produksi dekstrin ini dipilih air sungai dari sungai Way Seputih untuk keperluan lingkungan pabrik berdasarkan pertimbangan berikut:

- Pengolahan air sungai relative lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut.
- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relative tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.

- Letak sungai Way Seputih yang dekatt dengan lokasi pabrik.

Air sungai akan digunakan untuk keperluan dilingkungan pabrik sebagai :

1. Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk keperluan proses produksi. Air proses yang digunakan harus memiliki tingkat kesadahan (*hardness*) yang rendah sehingga tidak menimbulkan kerak pada peralatan, tidak mengandung logam yang larut dalam air yang dapat menimbulkan korosi. Peralatan yang memerlukan air selama proses berlangsung.

2. Air Pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai pendingin karena pertimbangan sebagai berikut:

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
- Mudah pengolahan dan pengaturannya
- Dapat menyerap jumlah panas yang relative tinggi persatuan volume.
- Tidak terdekomposisi

3. Air Umpan Boiler

Umpan atau steam digunakan sebgai media pemanas. Adapun syarat air umpan boiler, yaitu:

a. Tidak membuih/berbusa (*foaming*)

Air yang diambil Kembali dari proses pemanasan dapat menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organic yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitasi tinggi.

b. Tidak membentuk kerak (*scaling*)

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

c. Tidak menyebabkan Korosi (*corossion*)

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S dan NH<sub>3</sub>. O<sub>2</sub> masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

4. Air sanitasi

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

▪ Syarat Fisika :

- a. Suhu : Dibawah suhu udara
- b. Warna : Jernih
- c. Rasa : Tidak berasa
- d. Bau : Tidak berbau

▪ Syarat kimia :

- a. Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- b. Tidak beracun
- c. Tidak mengandung bakteri, terutama bakteri *pathogen* yang dapat merubah fisik air

## **b. Unit Pengolahan Air**

Kebutuhan air pabrik juga diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Tahapan-tahapan pengolahan air sebagai berikut:

### *1. Clarifier*

Kebutuhan air dari suatu pabrik diperoleh dari sumber air yang berada di sekitar pabrik dengan cara mengolah air terlebih dahulu agar memenuhi persyaratan yang digunakan. Pengolahan tersebut meliputi pengolahan secara fisik, kimia maupun *ion exchanger*.

Pada *clarifier*, lumpur dan partikel padat lain diendapkan, kemudian air bahan baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Selanjutnya air bersih akan keluar melalui pinggiran *clarifier* sedangkan flok yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi

### *2. Penyaringan*

Air hasil *clarifier* dialirkan menuju saringan pasir dengan tujuan untuk memisahkan dengan partikel-partikel padatan yang terbawa. Air setelah penyaringan tersebut dialirkan menuju tangki penampung yang kemudian didistribusikan menuju Menara air dan unit demineralisasi.

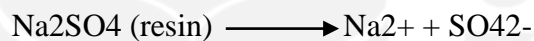
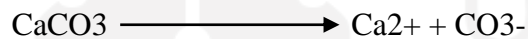
### *3. Demineralisasi*

Air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung. Berikut adalah tahapan pengolahan air umpan boiler:

a. *Cation Exchanger*

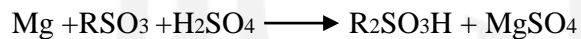
Kation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang terkandung di dalam air diganti dengan ion  $H^+$  sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ . sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

Reaksi :



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat

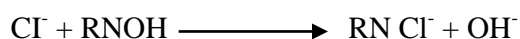
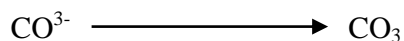
Reaksi :



b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negative (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti  $CO_3^{2-}$ ,  $Cl^-$ , dan  $SO_4^{2-}$  akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi :



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

Reaksi :



c. *Daerasi*

*Daerasi* adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O<sub>2</sub>). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan kedalam daerator dan diinjeksikan Hidrazin (N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.

Reaksi :



Air yang keluar dari daerator ini di alirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

**c. Kebutuhan Air**

1. Air Pendingin

Tabel 4. 35 Kebutuhan Air Pendingin

Nama alat	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
Cooler-01	2080,30
R-01	51892,95
Total	53973,25

Air pendingin 80% dimanfaatkan Kembali, maka make up yang diperlukan 20%, sehingga:

Make up air pendingin =  $20\% \times 53973,25 \text{ kg/jam} = 10794,65 \text{ kg/jam}$ .

## 2. Air Steam

Tabel 4. 36 Kebutuhan Air Steam

Nama Alat	Kebutuhan Steam
	(Kg/Jam)
HE-01	10190,17
HE-02	95,54
EV-01	6257,68
Total	16543,39

Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan Kembali, maka make up yang diperlukan 20%, sehingga :

Air make up =  $20\% \times 16543,39 = 3308,68 \text{ kg/jam}$ .

Total air pembangkit steam =  $3308,68 / 80\% = 4135,85 \text{ kg/jam}$ .

## 3. Kebutuhan air proses

Pada pabrik dekstrin air kebutuhan proses yang diperlukan sebesar 1024,02 kg/jam yang digunakan untuk keperluan proses di Mixing Tank.



#### 4. Air rumah tangga dan kantor

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 100 lt/hari.

Jumlah karyawan = 165 orang.

Mendirikan mess = 20 rumah (80 orang)

Tabel 4. 37 Kebutuhan Air untuk Rumah Tangga dan Kantor

No	Pemakaian	Kebutuhan (Kg/Jam)
1	Karyawan	687,500
2	Perumahan	333,333
3	Laboratorium	102,083
4	Bengkel	102,083
5	Kantin	102,083
6	Kebersihan, taman, dll	102,083
	<b>Total</b>	<b>1.429,166</b>

Kebutuhan Air Total = 53.973,25 Kg/Jam + 16.543,39 Kg/Jam +

1.024,02 Kg/Jam + 1.429,166 Kg/Jam

= 72969,8334 Kg/Jam

Diambil angka keamanan 10%, maka menjadi 80266,8168 kg/jam.

#### 4.4.2 Unit penyediaan Steam

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan steam pada produksi dengan cara menyediakan steam untuk boiler.

Air dari water treatment plant yang akan digunakan sebagai umpan boiler, mula-mula diatur terlebih dahulu kadar silika, oksigen dan bahan terlarut lainnya dengan menambahkan bahan kimia kedalam *boiler feed water tank*. Air kemudian dialirkan ke dalam *economizer* sebelum dialirkan masuk kedalam boiler yaitu alat penukar panas dengan tujuan memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran yang keluar dari boiler.

Gas dari sisa pembakaran tersebut dialirkan menuju *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air terkumpul kemudian dialirkan menuju steam header untuk didistribusikan menuju alat-alat proses.

#### **4.4.3 Unit Penyediaan Listrik**

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh PLN, selain itu listrik cadangan dihasilkan dari generator pabrik apabila ada gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Selain itu, generator digunakan untuk menggerakkan power-power yang dinilai penting antara lain, boiler, kompressor, dan pompa.

Berikut spesifikasi generator diesel yang digunakan:

Kapasitas : 350 kWh

Jenis : AC Generator

Jumlah : 1

Prinsip kerja generator ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi dan akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan listrik PLN 100%, tetapi apabila listrik padam, operasi akan menggunakan tenaga listrik dari generator 100%. Kebutuhan untuk alat proses terdapat pada rincian berikut:

Tabel 4. 38 Kebutuhan Listrik Alat Proses

<b>Kode alat</b>	<b>Nama Alat</b>	<b>Power (Hp)</b>
CR-01	Crusher	37,700
BM-01	Ball Mill	37,700
MT-01	Mixing Tank	3,646
R-01	Reaktor	13,148
HBF	Horizontal Belt Filter	1,000
P-01	Pompa-01	1,500
P-02	Pompa-02	1,000
P-03	Pompa-03	1,000
P-04	Pompa-04	0,050
P-05	Pompa-05	0,050
P-06	Pompa-06	0,333
P-07	Pompa-07	0,333
P-08	Pompa-08	0,333
P-09	Pompa-09	1,000
P-10	Pompa-10	0,500
BL-01	Blower -01	0,613
BL-02	Blower-02	0,050
BE-01	Elevator-01	0,083
CV-01	Belt Conveyor-01	2,863
CV-02	Belt Conveyor-02	3,013

SC-01	Screw Conveyor-01	0,430	
SC-02	Screw Conveyor-02	0,430	
<b>Total</b>		<b>106,777</b>	<b>Hp</b>

Tabel 4. 39 Kebutuhan Listrik Utilitas

Kode alat	Nama Alat	Power (Hp)
PU-01	Pompa	1,50
PU-02	Pompa	1,50
PU-03	Pompa	0,33
PU-04	Pompa	0,25
PU-05	Pompa	0,25
PU-06	Pompa	0,25
PU-07	Pompa	0,25
PU-08	Pompa	1,00
PU-09	Pompa	1,00
PU-10	Pompa	1,00
PU-11	Pompa	0,25
FL-01	Flokulator	20,00
CT	Cooling Tower (Fan)	2,00
BO-01	Boiler	1,00
DE-01	Deaerator	0,13
KU-01	Kompresor	0,50
<b>Total</b>		<b>31,208 Hp</b>

Kebutuhan power alat proses yang dibutuhkan = 106,777 Hp

Kebutuhan power utilitas yang dibutuhkan = 31,208 Hp

Total kebutuhan power untuk menggerakkan motor dalam proses =  
137,985 Hp

Sedangkan perkiraan untuk kebutuhan listrik pabrik lainnya sebagai  
berikut:

Kebutuhan listrik untuk penerangan = 82,791 Hp

Kebutuhan listrik untuk alat control = 66,232 Hp

Kebutuhan listrik untuk perumahan = 30 Kw

Total kebutuhan listrik keseluruhan

$$= \left( \frac{137,985 \text{ Hp} + 82,791 \text{ Hp} + 66,232 \text{ Hp}}{0,7457 \text{ Kw/Hp}} \right) + 30 \text{ Kw} = 264,600 \text{ Kw}$$

#### 4.4.4 Unit Penyediaan Udara

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat pneumatic control pada alat control instrumentasi. Total kebutuhan udara tekan yang digunakan pada pabrik dekstrin diperkirakan 20,560 m<sup>3</sup>/Jam.

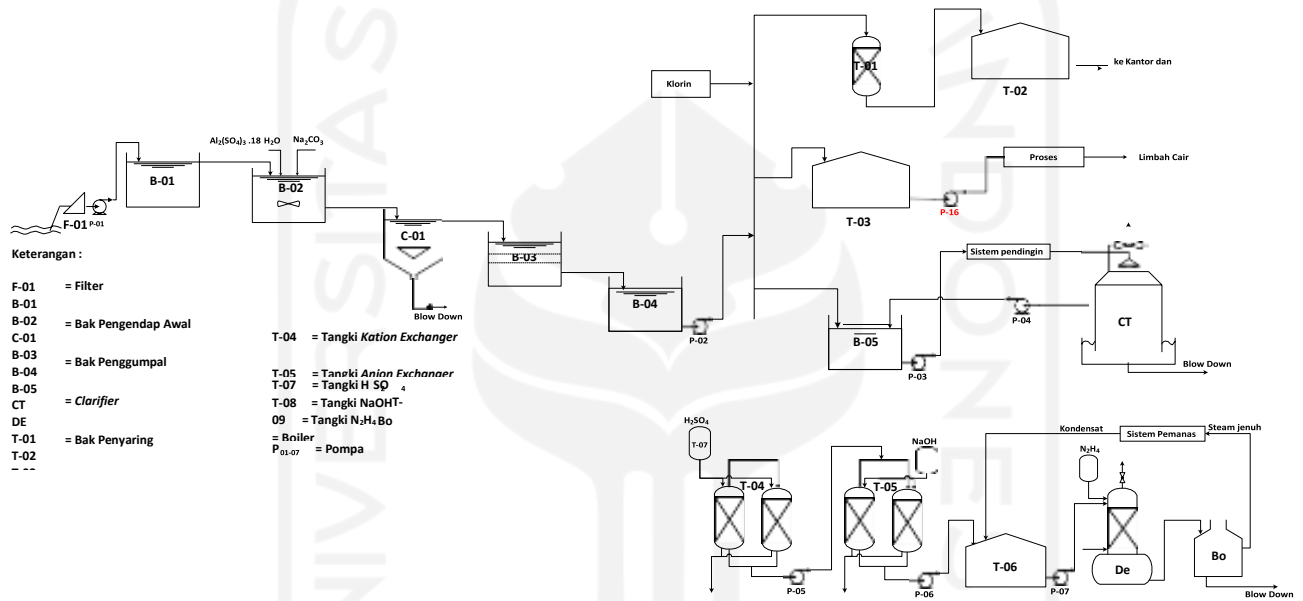
#### 4.4.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Penyediaan bahan bakar diperlukan untuk generator dan boiler.

Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (Industrial Diesel Oil). Sedangkan pada boiler digunakan bahan bakar solar. Bahan bakar pada generator diperkirakan sebanyak 34,414 kg/jam dan bahan bakar pada boiler diperkirakan sebanyak 1471,750 kg/jam.

#### 4.4.6 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik dekstrin ini menghasilkan limbah berupa limbah padat, cair dan gas. Limbah padat dan cair berasal dari filtrasi dan limbah gas berasal dari hasil evaporasi. Limbah tersebut diolah di unit Pengolahan Limbah (UPL).



Gambar 4. 8 Diagram Alir Utilitas

## 4.5 Spesifikasi Alat Utilitas

### 4.5.1 Bak Pengendap (BU-01)

Fungsi : menampung dan mengendapkan kotoran serta menyediakan air untuk diolah, waktu tinggal 2 jam.

Jenis : bak persegi panjang

Bahan : beton bertulang

Volume : 25,91 m<sup>3</sup>

Lebar : 2,28m

Panjang : 4,55 m

Tinggi : 2,50 m

### 4.5.2 Bak Floakulator (FL)

Fungsi : mengendapkan kotoran berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan dispersi koloid, waktu tinggal selama 1 jam.

Jenis : bak silinder tegak

Volume : 12,95 m<sup>3</sup>

Diameter : 2,55 m

Pengaduk : marine propeller , dengan power 20 Hp

#### 4.5.3 Clarifier (CL)

Fungsi : menampung sementara air yang mengalami fluktuasi  
& memisahkan flok dari air.

Jenis : bak silinder tegak

Volume : 12,95 m<sup>3</sup>

Diameter : 2,55 m

Tinggi : 3,39 m

#### 4.5.4 Bak Saringan Pasir (BSP)

Fungsi : menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifier

Jenis : Bak empat persegi panjang

Material : jenis Spheres

Volume : 1,67 m<sup>3</sup>

Panjang : 1,05 m

Lebar : 1,05 m

Tinggi : 1,52 m

Tinggi lapisan pasir : 1,2 m

#### 4.5.5 Bak Penampung Air Bersih (BU-02)

Fungsi : menampung air bersih yang keluar dari bak saringan  
pasir

Jenis : bak empat persegi panjang



Bahan : beton bertulang

Volume : 25,91 m<sup>3</sup>

Panjang : 2,28 m

Lebar : 4,55 m

Tinggi : 2,5 m

#### **4.5.6 Bak penampung Air Kantor dan Rumah Tangga**

Fungsi : menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga

Jenis : bak empat persegi panjang

Bahan : beton bertulang

Volume : 0,02 m<sup>3</sup>

Panjang : 0,16 m

Lebar : 0,08 m

Tinggi : 1,5 m

#### **4.5.7 Bak Penampung Air Pendingin (BU-04)**

Fungsi : menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin

Jenis : bak empat persegi panjang

Bahan : beton bertulang

Volume : 25,91 m<sup>3</sup>

Panjang : 5,88 m

Lebar : 2,94 m

Tinggi : 2,7 m

#### 4.5.8 Cooling Tower

Fungsi : mendinginkan air pendingin setelah digunakan oleh alat proses

Jenis : *cooling tower induced draft*

Tinggi : 20,3 m

Ground Area (A) : 3,5325 m<sup>2</sup>

Panjang : 1,9 m

Lebar : 1,9 m

#### 4.5.9 Kation Exchanger

Fungsi : menghilangkan kesdahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg

Jenis : Silinder Tegeak

Bahan : *Carbon stel SA-283 grade C*

Volume : 0,8 m<sup>3</sup>

Tinggi : 1,9 m

Diameter : 0,75 m<sup>3</sup>

#### 4.5.10 Anion Exchanger

Fungsi : menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl, SO<sub>4</sub>, dan NO<sub>3</sub>

Jenis : Silinder Tegak

Bahan : *Carbon steel SA-283 grade C*

Volume : 0,8 m<sup>3</sup>

Tinggi : 1,9 m

Diameter : 0,7 m

#### 4.5.11 Tangki Daerator (DE)

Fungsi : Membebaskan gas CO<sub>2</sub> dan O<sub>2</sub> dari air yang telah dilunakkan dalam anion & kation exchanger dengan larutan Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> dan larutan NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>·2H<sub>2</sub>O.

Jenis : Bak Silinder tegak

Volume : 3,9 m<sup>3</sup>

Tinggi : 1,7 m

Diameter : 1,7 m

Jenis pengaduk : Marine propeller

#### 4.5.12 Tangki Umpan Boiler (TU-01)

Fungsi : Menampung umpan boiler

Jenis : Tangki silinder tegak

Volume : 7,9 m<sup>3</sup>

Tinggi : 2,16 m

Diameter : 2,16 m

#### 4.5.13 Tangki Penampung Kondensat (TU-02)

Fungsi : menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasikan menuju tangka umpan boiler.

Jenis : tangka silinder tegak

Volume : 6,3 m<sup>3</sup>

Diamterr : 2 m

Tinggi : 2 m

#### 4.5.14 Tangki Larutan Kaporit (TU-03)

Fungsi : membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air dikantor dan rumah tangga.

Jenis : Tangki silinder tegak

Kebutuhan air : 1,66 kg/jam

Kadar chlorine : 49,6 % dalam kaporit

Kebutuhan kaporit:  $1,34 \times 10^{-5}$  kg/ham

Volume : 0,0003 m<sup>3</sup>

Tinggi : 0,0633 m

Diameter : 0,0633 m

#### 4.5.15 Tangki Desinfektan

Fungsi : membunuh bakteri yang digunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Jenis : silinder tegak

Volume : 0,0018 m<sup>3</sup>

Tinggi : 0,13 m

Diameter : 0,13 m

#### 4.5.16 Tangki Larutan NaCl

Fungsi : membuat larutan NaCl jenuh untuk meregenerasi kation exchanger.

Jenis : silinder tegak

Kebutuhan NaCl : 43,85 ft<sup>3</sup>/hari

Volume : 1,4 m<sup>3</sup>

Tinggi : 1,2 m

Diameter : 1,2 m

#### 4.5.17 Tangki Larutan NaOH

Fungsi : membuat larutan NaOH untuk meregenerasi anion exchanger.

Jenis : tangkii silinder tegak

Kebutuhan NaOH : 12,18 ft<sup>3</sup>/hari

Volume : 0,4 m<sup>3</sup>

Tinggi : 0,8 m

Diameter : 0,8 m

#### 4.5.18 Tangki pelarut $\text{Na}_2\text{SO}_4$

Fungsi : melarutkan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  untuk mencegah kerak dalam alat proses

Jenis : tangki silinder tegak

Kebutuhan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  : 0,0995 kg/jam

Volume : 1,7 m<sup>3</sup>

Tinggi : 1,29 m

Diameter : 1,29 m

#### 4.5.19 Tangki Penampung $\text{N}_2\text{H}_4$

Fungsi : melarutkan  $\text{N}_2\text{H}_4$  untuk mencegah kerak dalam alat proses

Jenis : tangki silinder tegak

Kebutuhan  $\text{N}_2\text{H}_4$  : 0,0995 kg/jam

Volume : 1,7 m<sup>3</sup>

Tinggi : 1,29 m

Diameter : 1,29 m

#### 4.5.20 Tangki Tawas

Fungsi : menyiapkan & menyimpan larutan alum 5%

Jenis : tangki silinder tegak

Kebutuhan alum : 0,32 kg/jam

Volume : 1,31 m<sup>3</sup>

Tinggi : 1,88 m

Diameter : 0,95 m

#### 4.5.21 Kompresor

Fungsi : menyediakan udara untuk keperluan alat instrumentasi dan alat control.

Jenis : single stage centrifugal compressor

Kebutuhan udara : 20,56 m<sup>3</sup>/jam

Power blower : 710,76 ft

Power motor : 0,25 Hp

#### 4.5.22 Boiler

Fungsi : memproduksi steam jenuh pada suhu 150 C dan 1 atm.

Jenis : water tube boiler

Kebutuhan steam : 16.575,011 kg/jam

Volume : 4778,695 m<sup>3</sup>

Tinggi : 18,259

Diameter : 18,25 m

#### 4.5.23 Blower (BL-01)

Fungsi : mengalirkan udara untuk dipaanaskan di dalam heater (HE-02) sebagai media pengering dalam spray dryer.

Jumlah udara masuk : 650,903 kg/jam

Laju volumetric udara : 3,5 ft<sup>3</sup>/min

Power motor : 1 Hp standar NEMA

#### 4.5.24 Blower (BL-02)

Fungsi : Mengalirkan udara ke belt conveyor untuk mendinginkan produk .

Jumlah udara masuk : 3,650 kg/jam

Laju volumetric udara : 3,5 ft<sup>3</sup>/min

Power motor : 0,05 Hp (1/20 Standar NEMA )

#### 4.5.25 Pompa Utilitas (PU)

Tabel 4. 40 Spesifikasi Pompa Utilitas

Pompa	Pompa Utilitas-01	Pompa Utilitas-02	Pompa Utilitas-03
Kode	PU-01	PU-02	PU-03
Fungsi	Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap awal (BU-01)	Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01) menuju bak flokulator (FL)	Mengalirkam air dari bak folkulator (FL) menuju clarifier (CL)



Tipe	axial flow impellers	axial flow impellers	radial flow impellers
Jenis	centrifugal pump multi stage	centrifugal pump multi stage	centrifugal pump multi stage
Bahan	stainless steel	stainless steel	stainless steel
Kapasitas	80301,59 kg/jam	80301,59kg/jam	3315,00 kg/jam
Dimensi pipa:			
Head	2,222 m	0,704 m	11,5 m
ID	6,065 in	6,065 in	0,824 in
OD	6,625 in	6,625 in	1,05 in
IPS	6 in	6 in	0,750 in
SCH Num	40	40	40
daya pompa	3,746 Hp	1,3542 Hp	0,2458 Hp
daya motor	1,5 Hp Standar	1,5 Hp Standar	0,33 Hp Standar
Jumlah	1	1	1

Pompa	Pompa Utilitas-04	Pompa Utilitas-05	Pompa Utilitas-06
Kode	PU-04	PU-05	PU-06
Fungsi	mengalirkan air dari clarifier (CL) menuju bak saringan pasir (BSP)	mengalirkan air dari BSP menuju BU-02	mengalirkan BU-02 ke kation Exchanger (KN)
Tipe	radial flow impeller	radial flow impeller	radial flow impeller
Jenis	centrifugal pump multi stage	centrifugal pump multi stage	centrifugal pump multi stage
Bahan	stainless steel	stainless steel	stainless steel
Kapasitas	3315,00 kg/jam	3315,00 kg/jam	3315,00 kg/jam

Dimensi pipa:			
Head	9,9164 m	10,7625 m	11,6011 m
ID	0,824 in	0,824 in	0,824 in
OD	1,05 in	1,05 in	1,05 in
IPS	0,75 in	0,75 in	0,75 in
SCH Num	40	40	40
daya pompa	0,1801 Hp	0,1955 Hp	0,210 Hp
daya motor	0,25 Hp Standar	0,25 Hp Standar	0,25 Hp Standar
Jumlah	1	1	1

Pompa	Pompa Utilitas-07	Pompa Utilitas-08	Pompa Utilitas-09
Kode	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi	mengalirkan air dari tangki disinfektan untuk keperluan domestik	mengalirkan air dari tangki kation menuju tangki anion	mengalirkan air dari tangki anion menuju tangki daerator (DE)
Tipe	radial flow impellers	radial flow impellers	radial flow impellers
Jenis	centrifugal pump multi stage	centrifugal pump multi stage	centrifugal pump multi stage
Bahan	stainless steel	stainless steel	stainless steel
Kapasitas	1020,83 kg/jam	3315,002 kg/jam	3315,002 kg/jam
Dimensi pipa:			
Head	22,040 m	9,118 m	
ID	0,493 in	0,824 in	0,824 in
OD	0,675 in	1,05 in	1,05 in
IPS	0,375 in	0,75 in	0,75 in

SCH Num	40	40	40
daya pompa	0,1973 Hp	0,6625 HP	0,6625 HP
daya motor	0,25 Hp	1 Hp	1 Hp
Jumlah	1	1	1

Pompa	Pompa Utilitas-010	Pompa Utilitas-11
Kode	PU-10	PU-11
Fungsi	mengalirkan air dari tangki daerator (DE) menuju tangki umpan boiler (TU-01)	mengalirkan air dari umpan boiler untuk keperluan air kantor dan rumah tangga
Tipe	radial flow impellers	radial flow impellers
Jenis	centrifugal pump multi stage	centrifugal pump multi stage
Bahan	stainless steel	stainless steel
Kapasitas	3315,002 kg/jam	3315,002 kg/jam
Dimensi pipa:		
Head	9,118 m	8,618 m
ID	0,824 in	0,824 in
OD	1,05 in	1,05 in
IPS	0,75 in	0,75 in
SCH Num	40	40
daya pompa	0,6625 Hp	0,2197 Hp
daya motor	1 Hp	0,25 Hp
Jumlah	1	1

## **4.6 Organisasi Perusahaan**

### **4.6.1 Bentuk Organisasi Perusahaan**

Pabrik dekstrin dari ubi kayu yang didirikan ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas (PT) pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam setiap saham. Perseroan terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT) ini adalah didasarkan pada beberapa faktor berikut:

1. Modal mudah didapatkan dengan cara menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
4. Efisiensi dari manajemen para pemegang saham duduk dalam dewan komisiaris dan dewan komisiaris ini dapat memilih dewan direksi diantaranya Direktur Utama yang cukup berpengalaman.

5. Lapangan usaha lebih luas suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
6. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.

#### **4.6.2 Struktur Organisasi**

Untuk menjalankan segala aktivitas di dalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

- a. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas.
- b. Pendelegasian wewenang.
- c. Pembagian tugas kerja yang jelas.
- d. Kesatuan perintah dan tanggung jawab.

- e. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan.
- f. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu Sistem *Line and Staff*. Sistem ini memiliki garis kekuasaan lebih praktis dan sederhana. Selain itu, sistem ini juga ada pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional sehingga karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasan saja. Terdapat dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan garis organisasi ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau ahli (*Line*) yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok suatu organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai *Staff* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas sesuai keahliannya, sehingga dapat memberi saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwaliki oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur utama yang dibantu oleh Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Manajer Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang

pembelian & pemasaran, administrasi, serta penelitian dan pengembangan. Manajer membawahi beberapa Kepala Bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada tiap bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu. Dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staff ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

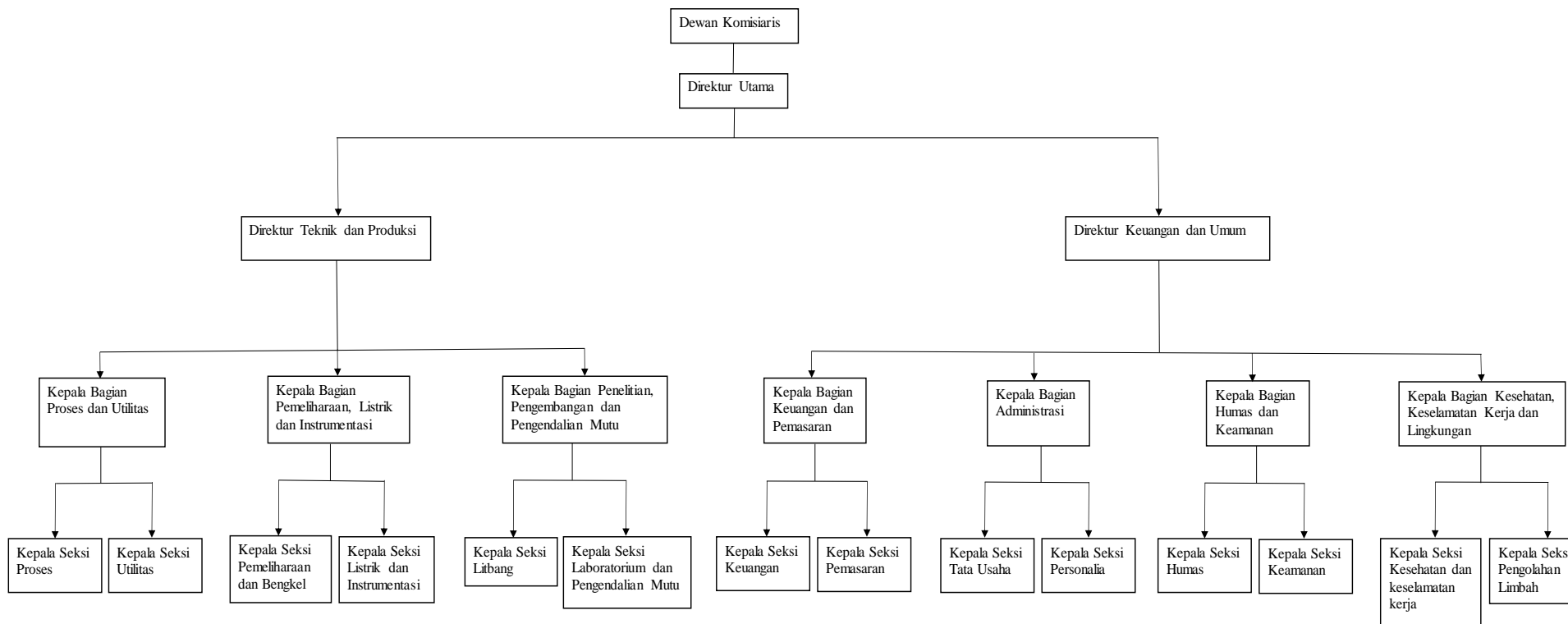
Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat
4. Penyusunan program pengembangan manajemen.

5. Mengatur Kembali Langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.







Gambar 4. 9 Struktur Organisasi Pabrik

### **4.6.3 Tugas dan Wewenang**

#### **4.6.3.1 Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

#### **4.6.3.2 Dewan Komisaris**

Dewan komisaris dipilih oleh seluruh anggota pemegang saham melalui Rapat Umum Pemegang Saham. Anggota dewan komisaris adalah orang atau badan hukum yang memiliki saham mayoritas atau memiliki pengalaman dalam perusahaan. Dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas dewan komisaris meliputi :

1. Menunjuk dan membentuk jajaran direksi yang akan mengoperasikan perusahaan.

2. Mengawasi tugas direktur utama dan membantu dalam hal-hal penting.
3. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.

#### **4.6.3.3 Direktur Utama**

Direktur utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala Tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai Pimpinan Perusahaan. Direktur utama dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi, serta direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

1. Tugas dan Wewenang Direktur Utama antara lain:
  - a. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
  - b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen.
  - c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
  - d. Mengkoordinir Kerjasama dengan Direktut Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum

2. Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :
  - a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang Produksi dan Teknik.
  - b. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
3. Tugas Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum antara lain:
  - a. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bagian administrasi, keuangan dan umum, pembelian dan pemasaran serta penelitian dan pengembangan.
  - b. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

#### **4.6.3.4 Staff Ahli**

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan Teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada

Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang:

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produk.
- c. Mempertinggi efisiensi kerja.

#### 4.6.3.5 Kepala bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

1. Kepala Bagian Proses Dan Utilitas

Mengkoordinir kegiatan pabrik dalam bidang proses serta penyediaan bahan baku dan utilitas.

2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik Dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan Dan Pengendalian Mutu

Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4. Kepala Bagian Keuangan Dan Pemasaran

Mengkoordinir kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

5. Kepala Bagian Administrasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha dan personalia.

6. Kepala Bagian Humas Dan Kemanan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

7. Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja Dan Lingkungan

Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan keseharan dan keselamatan kerja karyawan.

**4.6.3.6 Kepala Seksi**

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

1. Kepala Seksi Proses

Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

2. Kepala seksi Utilitas

Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

3. Kepala Seksi Pemeliharaan Dan Bengkel

Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

4. Kepala Seksi Listrik Dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

5. Kepala seksi bagian penelitian dan pengembangan

Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatam produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

6. Kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu

Menyelenggarakan pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

7. Kepala seksi keuangan

Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

8. Kepala seksi pemasaran

Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

9. Kepala seksi tata usaha

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

10. Kepala seksi personalia

Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

11. Kepala seksi humas

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

12. Kepala seksi keamanan

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

13. Kepala seksi Kesehatan dan keselamatan kerja

Mengurus masalah Kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

14. Kepala seksi unit pengolahan limbah.

Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

**4.6.3.7 Status karyawan**

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status

karyawan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu:

1. Karyawan tetap.
2. Karyawan harian.
3. Karyawan Borongan .



#### 4.6.3.8 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*.

1. Pembagian jam kerja karyawan.

a. Karyawan non shift.

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan *non shift* adalah: Direktur Utama, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan *non shift* dalam satu minggu bekerja selama 6 hari dengan jam kerja sebagai berikut :

Jam kerja : senin – kamis : jam 07.00 – 16.00

Jumat : jam 07.00 – 16.00

Sabtu : jam 07.00 – 12.00

Jam istirahat : senin – kamis : jam 12.00 – 13.00

Jumat : jam 11.00 – 13.00

b. Karyawan Shift

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam 3 *shift* dengan pengaturan sebagai berikut

:

- a. *Shift* pagi : jam 07.00 – 15.00
- b. *Shift* siang : jam 15.00 – 23.00
- c. *Shift* malam : jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan *shift* dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu lainnya istirahat dan ini berlaku secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap *shift*, dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu diTabelkan sebagai berikut :

Tabel 4. 41 Jadwal kerja shift tiap regu

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

Keterangan : P = *shift* pagi  
 S = *shift* siang  
 M = *shift* malam  
 L = libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan presensi dan masalah presensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

2. Jumlah karyaawan dan gaji

- a. Perincian karyawan dan gaji . (di jelaskan di lampiran halaman berikutnya)

Tabel 4. 42 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
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 8.000.000	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
Total		165	Rp 694.300.000	Rp 1.578.600.000

b. Sistem gaji karyawan

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 tiap bulannya. Jika tanggal tersebut hari libur, maka pembayaran dilakukan sehari sebelumnya.

#### 4.6.3.9 Kesejahteraan sosial karyawan

Kesejahteraan sosial diberikan kepada semua karyawan di pabrik Sirup Glukosa. Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan, antara lain :

##### 1. Tunjangan

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

##### 2. Cuti

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

##### 3. Pakaian kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah tiga pasang untuk setiap tahunnya.

##### 4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang sakit

disebabkan oleh kecelakaan kerja maka biaya ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

#### 5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000 ;- per bulan.

#### 6. Fasilitas

Perusahaan menyediakan beberapa fasilitas untuk seluruh karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik.

Adapun fasilitas yang diberikan oleh perusahaan, yaitu :

- Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi karyawan.
- Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan, seperti makan siang.
- Masjid, untuk tempat beribadah bagi karyawan muslim.
- Pakaian seragam kerja dan

peralatan- peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata serta tersedia pula alat-alat keamanan lain seperti masker, *ear plug*, sarung tangan tahan api.

- Fasilitas kesehatan, seperti poliklinik yang dilengkapi dengan medis dan tenaga medis.

#### **4.7 Evaluasi Ekonomi**

Dalam pra-rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu 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, analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan.

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor – faktor yang ditinjau adalah :

1. Return on investment
2. Pay out Time ..
3. *Discounted cash flow* .
4. Break even point .
5. Shut down point .

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*), meliputi :
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*) .
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*) .
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), meliputi :
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*) .
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*) .
3. Pendapatan modal .

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

#### **4.7.1 Penaksiran Harga Alat**

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun 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 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2026. Di dalam analisa ekonomi



harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2026 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1990 sampai 2026, dicari dengan persamaan regresi linier. (Tabel 4.43 di halaman selanjutnya).

Tabel 4. 43 Harga Index

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324
2	1988	343
3	1989	355
4	1990	356
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
15	2001	394,3
16	2002	395,6
17	2003	402
18	2004	444,2
19	2005	468,2
20	2006	499,6
21	2007	525,4
22	2008	575,4
23	2009	521,9
24	2010	550,8
25	2011	585,7
26	2012	584,6
27	2013	567,3
28	2014	576,1
29	2015	556,8

[www.chemengonline.com](http://www.chemengonline.com)

Persamaan yang diperoleh adalah  $y = 9,878 x - 19325$  sehingga indeksm pada tahun 2026 adalah 687,828. Indeks harga alat pada tahun 2014 (dijadikan sebagai tahun referensi peralatan) sebesar 576,1.

Harga peralatan pada tahun 2026 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut :

$$Ex = Ey (Nx/Ny) \text{ (Aries \& Newton, 1955) .}$$

Dimana, Ex : Harga pembelian pada tahun 2023

Ex : Harga alat pada tahun X

Ey : Harag pembelian pada tahun Y

Nx : Indeks harga pada tahun X

Ny : Indeks harga pada tahun Y

#### 4.7.2 Perhitungan Biaya

Dasar Perhitungan:

1. Kapasitas Produksi = 15.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi = 330 Hari
3. Umur pabrik =10 tahun
4. Tahun pabrik didirikan =2026
5. Indeks harga tahun 2026 =687,828
6. Upah buruh asing = US\$ 20,00 man per hour
7. Upah buruh Indonesia = Rp 15.000,- man per hour
8. Kurs dollar = Rp 14.372,25,- (tiap maret 2021)
9. Harga jual dekstrein = Rp 15.000,- / kg

## 1. Capital Investment

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. Capital investment terdiri dari:

### a. Fixed Capital

*Fixed capital investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

1. *Purchased equipment cost*
2. *Equipment Installation*
3. *Piping*
4. *Instrumentation*
5. *Insulation*
6. *Electrical*
7. *Building*
8. *Land and Yard Improvement*
9. *Utility*
10. *Engineering Cost*
11. *Construction Cost*
12. *Contractor fee*
13. *Contingency*

$$\text{Physical Plant Cost (PPC)} = 1 + 2 + \dots + 8 + 9$$

$$\text{Direct Plant Cost (DPC)} = \text{PPC} + 10 + 11$$

$$\text{Fixed Capital Investment (FCI)} = \text{DPC} + 12 + 13$$

Tabel 4. 44 Physical Plant Cost (PPC)

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Purchased Equipment cost	Rp 29.094.421.115	\$ 2,024,347
2	Biaya Pengangkutan	Rp	\$

		7.273.605.279	506,087
3	Biaya Pemasangan	Rp 4.588.999.291	\$ 319,296
4	Pemipaan	Rp 6.760.740.763	\$ 470,402
5	Instrumentasi	Rp 7.243.025.999	\$ 503,959
6	Insulasi	Rp 1.089.803.410	\$ 75,827
7	Listrik	Rp 4.364.163.167	\$ 303,652
8	Bangunan	Rp 9.325.000.000	\$ 648,820
9	Land & Yard Improvement	Rp 33.412.000.000	\$ 2,324,758
	<b>Physical Plant Cost (PPC)</b>	<b>Rp103.151.759.023</b>	<b>\$ 7,177,148</b>

Tabel 4. 45 Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Engineering and Construction	Rp 20.630.351.805	\$ 1,435,429.51
	<b>Total DPC + PPC</b>	Rp 123.782.110.827	\$ 8,612,577.07

Tabel 4. 46 Fixed Capital Instrumen (FCI)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 123.782.110.827	\$ 8,612,577
2	Kontraktor	Rp 4.951.284.433	\$ 344,503
3	Biaya tak terduga	Rp 12.378.211.083	\$ 861,258
	<b>Fixed Capital Investment (FCI)</b>	<b>Rp 141.111.606.343</b>	<b>\$ 9,818,338</b>

b. Working Capital Investment

*Working capital investment* adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu. Meliputi :

1. *Raw Material Inventory*
2. *In Process Inventory*
3. *Product Inventory*
4. *Extended Credit*
5. *Available Cash*

Tabel 4. 47 Working Capital (WC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 3.879.349.235	\$ 269,919.41
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 7.900.357.643	\$ 549,695.26
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 15.800.715.286	\$ 1,099,390.51
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 45.000.000.000	\$ 3,131,033.76
5	<i>Available Cash</i>	Rp 31.601.430.572	\$ 2,198,781.02
	<i>Working Capital (WC)</i>	Rp 104.181.852.735	\$ 7,248,819.96

## 2. *Total Production Cost*

### a. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost merupakan jumlah Direct, Indirect, dan Fixed Manufacturing Cost, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton, Manufacturing Cost meliputi:

#### 1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk, meliputi :

*a. Raw material*

*b. Labor cost*

*c. Supervisor*

*d. Maintenance cost*

*e. Plant supplies*

*f. Royalties and patent*

*g. Utilitas*

Tabel 4. 48 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	Rp 21.336.420.791	\$ 1,484,556.75
2	Labor	Rp 1.578.600.000	\$ 109,836.66
3	Supervision	Rp 189.432.000	\$ 13,180.40
4	Maintenance	Rp 4.233.348.190	\$ 294,550.14
5	Plant Supplies	Rp 635.002.229	\$ 44,182.52
6	Royalty and Patents	Rp 2.475.000.000	\$ 172,206.86
7	Utilities	Rp 113.805.258.236	\$ 7,918,402.35
	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 144.253.061.446	\$ 10,036,915.68

### **b. Indirect Manufacturing Cost**

Indirect cost adalah pengeluaran – pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik, meliputi :

*a. Payroll overhead*

*b. Laboratory*

*c. Plant overhead*

*d. Packaging*

*e. Shipping*

Tabel 4. 49 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 236.790.000	\$ 16,475.50
2	<i>Laboratory</i>	Rp 157.860.000	\$ 10,983.67
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 1.262.880.000	\$ 87,869.33
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 12.375.000.000	\$ 861,034.28
	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 14.032.530.000	\$ 976,362.78

c. Fixed Cost

Fixed cost adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi, meliputi :

a. Depresiasi

b. *Property tax*

c. *Insurance*

Tabel 4. 50 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 11.288.928.507	\$ 785,467.03
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 2.822.232.127	\$ 196,366.76
3	<i>Insurance</i>	Rp 1.411.116.063	\$ 98,183.38
	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 15.522.276.698	\$ 1,080,017.16

Tabel 4. 51 Manufacturing Cost (MC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 144.253.061.446	\$ 10,036,915.68
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 14.032.530.000	\$ 976,362.78
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 15.522.276.698	\$ 1,080,017.16
	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 173.807.868.144	\$ 12,093,295.63

### 3. General Expense

*General Expense* yaitu pengeluaran umum yang meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*, meliputi :

- a. *Administration*
- b. *Sales expense*
- c. *Research*
- d. *Finance*



Tabel 4. 52 General Expense (GE)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 8.690.393.407	\$ 604,664.78
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 13.904.629.451	\$ 967,463.65
3	<i>Research</i>	Rp 8.690.393.407	\$ 604,664.78
4	<i>Finance</i>	Rp 4.905.869.182	\$ 341,343.16
	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 36.191.285.447	\$ 2,518,136.37

Tabel 4. 53 Total Production (TPC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 173.807.868.143,633	\$ 12,093,295.63
2	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 36.191.285.447,418	\$ 2,518,136.37
	<i>Total Production Cost (TPC)</i>	Rp 209.999.153.591,051	\$ 14,611,432.00

### 4.7.3 Analisa Keuntungan

*Annual Sales (Sa)* = Rp247.500.000.000 /tahun

Total production cost = Rp209.999.153.591

Keuntungan sebelum pajak = *Annual Sales* - Total production cost  
= Rp37.500.846.408

Pajak 30% = Rp11.250.253.923

Keuntungan setelah pajak = Rp26.250.592.486

#### 4.7.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui kelayakan darisuatu pabrik yang akan didirikan. Evaluasi kelayakan tersebut antara lain :

##### 1. Return Of Investment (ROI)

*Return On Investment* adalah kecepatan pengembalian modal investasi, dinyatakan dalam persentase terhadap modal tetap.

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

(4.3)

Batasan minimal ROI setelah pajak untuk Industri Kimia adalah untuk *low risk* 11 % dan *high risk* 44 %

ROI sebelum pajak:

$$\begin{aligned} ROI &= \frac{\text{kebutuhan sebelum pajak}}{\text{fixed capital}} \times 100\% \\ &= 27\% \end{aligned}$$

ROI Setelah Pajak :

$$\begin{aligned} ROI &= \frac{\text{kebutuhan sebelum pajak}}{\text{fixed capital}} \times 100\% \\ &= 13\% \end{aligned}$$

##### 2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal jumlah tahun yang diperlukan

untuk kembalinya Fixed Capital Investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

POT sebelum pajak:

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{\text{keuntungan sebelum pajak} + \text{depresiasi}}$$

= 3 tahun

POT setelah pajak :

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{\text{keuntungan sebelum pajak} + \text{depresiasi}}$$

= 5 tahun

Batasan maksimum POT setelah pajak untuk industri kimia *Low Risk* adalah 5 tahun sedangkan untuk *High Risk* adalah 2 tahun.

### 3. Break Even Point (BEP)

- a. Titik impas produksi (satu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- b. Titik yang menunjukkan pada tingkat beberapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

c. Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.

Harga BEP pada umumnya berkisaran antara 40-60% dari kapasitas.

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

dimana,

Fa : Fixed manufacturing cost      Ra : Regulated cost

Va : Variabel cost                      Sa : Sales price

*Fixed Cost* (Fa) adalah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun baik pabrik produksi atau tidak berproduksi.

*Variabel Cost* (Va) adalah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya dipengaruhi kapasitas produksi.

*Ragulated Cost* (Ra) adalah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya proporsional dengan kapasitas produksi. Biayabiaya itu bisa menjadi biaya tetap dan bisa menjadi biaya variabel.

*Sales Price* (Sa) adalah penjualan maksimum pertahun.

Tabel 4. 54 Fixed Cost (Fa)

No	<i>Type of Expense</i>	<b>Harga (Rp)</b>	
1	<i>Depreciation</i>	Rp	11.288.928.507
2	<i>Property taxes</i>	Rp	2.822.232.127

3	<i>Insurance</i>	Rp	1.411.116.063
<b>Fixed Cost (Fa)</b>		<b>Rp</b>	<b>15.522.276.698</b>

Tabel 4. 55 Variabel Cost (Va)

No	<i>Type of Expense</i>	<b>Harga (Rp)</b>	
1	<i>Raw material</i>	Rp	21.336.420.791
2	<i>Packaging &amp; shipping</i>	Rp	12.375.000.000
3	<i>Utilities</i>	Rp	113.805.258.236
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp	2.475.000.000
<b>Variable Cost (Va)</b>		<b>Rp</b>	<b>149.991.679.027</b>

Tabel 4. 56 Regulated Cost (Ra)

No	<i>Type of Expense</i>	<b>Harga (Rp)</b>	
1	<i>Labor cost</i>	Rp	1.578.600.000
2	<i>Plant overhead</i>	Rp	1.262.880.000
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp	236.790.000
4	<i>Supervision</i>	Rp	189.432.000
5	<i>Laboratory</i>	Rp	157.860.000
6	<i>Administration</i>	Rp	8.690.393.407
7	<i>Finance</i>	Rp	4.905.869.182
8	<i>Sales expense</i>	Rp	13.904.629.451
9	<i>Research</i>	Rp	8.690.393.407
10	<i>Maintenance</i>	Rp	4.233.348.190

11	<i>Plant supplies</i>	Rp 635.002.229
<b><i>Regulated Cost (Ra)</i></b>		<b>Rp 44.485.197.866</b>

Tabel 4. 57 Sales Price (Sa)

Sa ( Sales ) =	Rp 247.500.000.000
----------------	-----------------------

Sehingga diperoleh nilai :

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

$$= 43,50 \%$$

#### 4. Shut Down point (SDP)

*Shut Down Point* adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

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

$$= 20,11 \%$$

Harga SDP pada umumnya berkisaran 20-30 %.

#### 5. Discounted Cash Flow Rate

Analisis kelayakan ekonomi menggunakan "Discounted Cash Flow". Discounted cash flow merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah

investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

$$(Fc + Wc)(1 + i)^N = C \sum (1 + i)^N + Wc + Sv$$

dimana,

FC : Fixed Capital

WC : Working Capital

SV : Salvage value

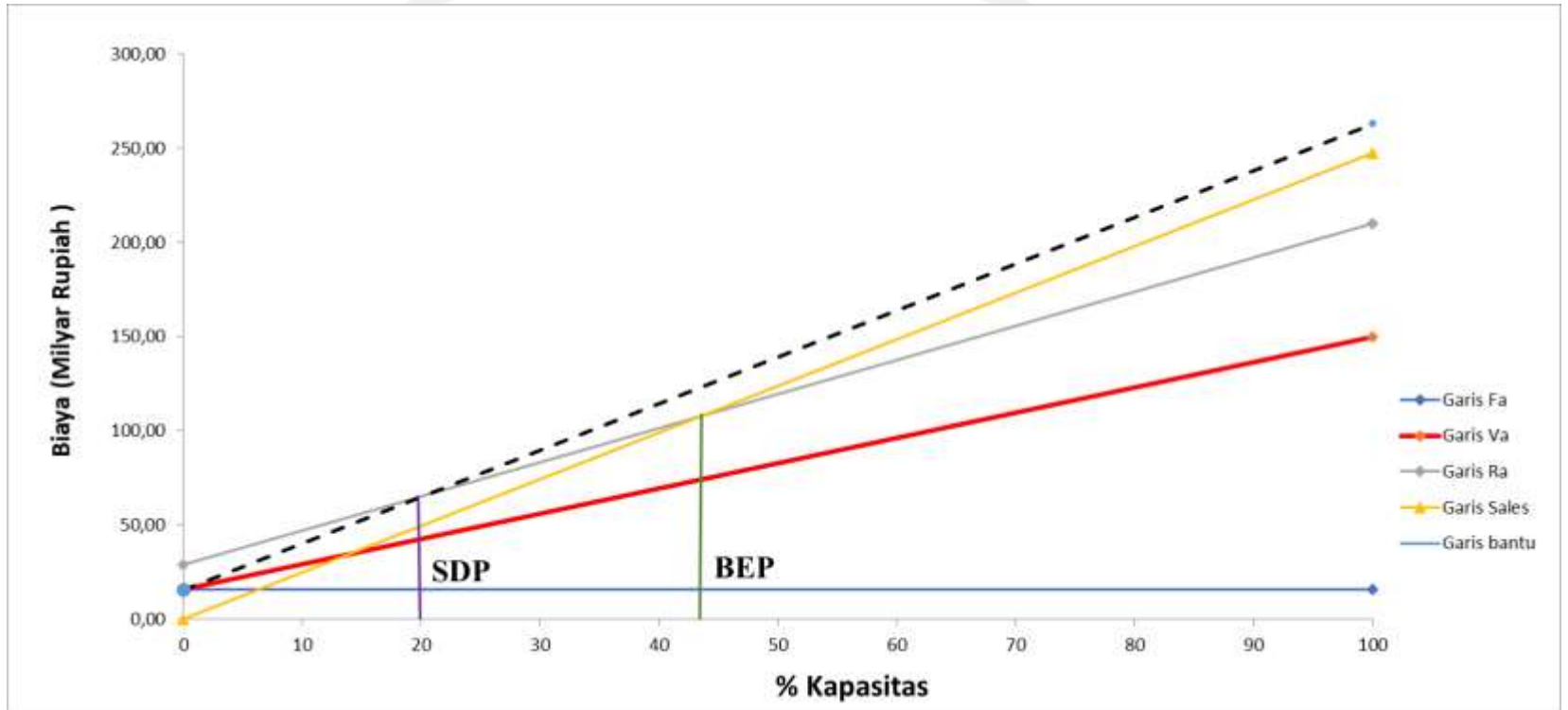
C : Cash flow (profit after

: profit after taxes + depresiasi + finance

N : umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR (discounter cash flow rate)

: 12,28 % (> 1,5 bunga bank = minimum)



Gambar 4. 10 Grafik BEP dan SDP



## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan perancangan Pabrik Dekstrin Food Grade dari Ubi Kayu secara Enzimatis dengan Kapasitas 15.000 Ton/Tahun, diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik Dekstrin ini didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri ,mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri serta menciptakan lapangan kerja baru .
2. Ditinjau dari segi proses, kondisi operasi, lokasi pabrik, serta sifat-sifat bahan baku maupun produk, maka pabrik Dekstrin Food Grade dari Ubi Kayu ini tergolong pabrik beresiko rendah.
3. Berdasarkan perhitungan analisis ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut:
  - a. Keuntungan yang diperoleh:  
Keuntungan sebelum pajak 37.500.846.408,95/tahun dan keuntungan setelah pajak 18.000.406.276 (dengan asumsi pajak 52%) (Aries & Newton, 1995).
  - b. Return On Investment (ROI)  
Persentase ROI sebelum pajak adalah 27 % dan ROI setelah pajak adalah 13 % . syarat ROI sebelum pajak minimum untuk pabrik beresiko rendah (*Low Risk*) sebesar 11 % (Aries & Newton, 1995).

c. Pay Out Time (POT)

POT sebelum pajak selama 3 tahun dan POT setelah pajak selama 5 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

d. Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)

Nilai BEP yang diperoleh sebesar 43,50 % dan nilai SDP diperoleh sebesar 20,11 %. Nilai BEP umumnya 40-60% dan nilai SDP umumnya 20-30%.

e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Nilai DCFR diperoleh sebesar 12,29 % . Deposito di bank saat ini adalah 5,75 %. Syarat minimum DCFR adalah diatas deposito bank, yaitu  $1,5 \times$  suku deposito bank =  $1,5 \times 5,75 = 8,625$  %.

Dari hasil analisis ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik Dekstrin Food Grade secara Enzimatis dengan kapasitas 15.000 Ton/Tahun memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

## 5.2 Saran

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. 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 Graw Hill Handbook Co., Inc., New York, 1995.
- Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi. 2016. Pusat Data Indonesia. [www.bppt.go.id](http://www.bppt.go.id). Diakses pada 12 Maret 21.00 WIB.
- Badan Pusat Statistik. 2020. Statistic Indonesia. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id). Diakses pada 12 Maret 2021 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 (1<sup>st</sup> Ed).", Pergamon Internasional Library, New York, 1983.
- Geankoplis, C.J., "Transport Process and Unit Operations (3<sup>rd</sup> Ed)", Prentice – Hall International, Inc., New jersey, 1993.
- Harry, S., "Chemical Process Engineering Design and Economics", Taylor & Francis Group LLC., New York, 2003.
- Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York, 19883.
- Matche Equipment Cost. [www.Matche.com](http://www.Matche.com) . Diakses pada 6 April 2021 pukul 16.00 WIB.
- Perry, R.H., and Green, D.W., "Perry's Chemical Engineer's Handbook (6th ed)", Mc Graw 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 Lia, Pratiwi Tika. 2013. Pembuatan Dekstrin dari Tepung Tapioka Secara Enzimatik dengan Pemanas Microwave. Semarang: Fakultas Teknik Universitas Diponegoro.
- 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.
- 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 April 2021 pukul 15.00 WIB.
- Walas, S.M., "Reaction Kinetics for Chemical Engineer", Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York, 1959
- www.Alibaba.com
- Yaws, Carl. L., "Chemical Properties Handbook", Butterworth Publishers, Reed Publishing., Inc., New York, 1999.

# LAMPIRAN

## LAMPIRAN A

### PERHITUNGAN REAKTOR

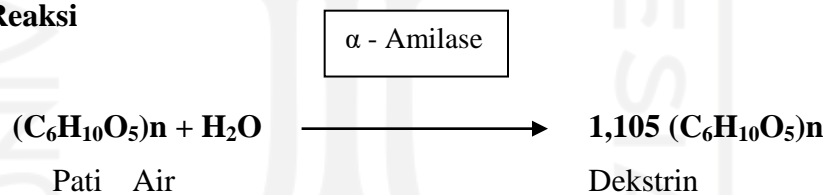
Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara pati dan air menjadi dekstrin dengan bantuan enzim  $\alpha$ -Amilase

Tipe : Reaktor Batch berpengaduk dilengkapi dengan jaket pendingin.

Kondisi Operasi :

- P : 1 atm
- T : 100 °C
- Waktu Reaksi : 3 jam
- Reaksi Eksotermis

#### ➤ Kinetika Reaksi



Reaksi mempunyai konversi Pat menjadi dekstrin sebesar 95 % (US Patent 4933279)

	(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	H <sub>2</sub> O	+	1,105	Dekstrin
Mula-mula	11,1698553	65,6315723	+		0,0000000
Reaksi	10,6113626	10,6113626	+		11,7336703
Sisa	0,5584928	55,0202097	+		11,7336703

Konsentrasi sisa:

$$C_s = \frac{F_s}{q_s} = \frac{F_s}{(m_s/\rho_s)} = \frac{0,5}{0,060317} = 8,28951 \text{ mol/L}$$

Konsentrasi mula-mula :

$$C_{s0} = \frac{F_{s0}}{q_s} = \frac{F_{s0}}{(m_s/\rho_s)} = \frac{11,1698}{1,206344} = 9,25926 \text{ mol/L}$$

Dimana :  $S$  : Substrat = pati                       $F_{s0}$  : Mol Substrat mula-mula  
 $F_s$  : Mol Substrat Sisa

Nilai konstanta Michaelis berdasarkan buku Doran page. 269 tahun 1995, yaitu:

$K_m = 1 \text{ mol/L}$

$T = 3 \text{ jam}$

Mencari Kecepatan Reaksi :

$$(V_{max}) = \frac{km \times \left( \ln \frac{C_s}{C_{s0}} \right) + (C_{s0} - C_s)}{t}$$

$$(V_{max}) \times t = \frac{km \times \ln cs}{C_{s0}} + (C_{s0} - C_s)$$

*Chemical Engineering and Kinetics*

*(Missen, 1999)*

$$(-V_{max}) = -0,286$$

$$V_{max} = 0,2864 \text{ mol/L.Jam}$$

$$r_p = (-r_s) = 0,2555 \text{ mol/L.Jam}$$

➤ **Volume Reaktor**

$$(-r_s) \times V = \frac{(-dns)}{dt}$$

$$V = \frac{(-dns)}{(-r_s) \times dt}$$

$$= \frac{ns \times XA}{(-r_s) \times t}$$

$$= \frac{10,61136}{0,76663}$$

$$= 13,84145 \text{ m}^3$$

Over design volume sebesar 20% maka volume reaktor sebesar 16,60975 m<sup>3</sup>

Dimana:

dns : hasil kali mol A x Konversi      Xa : konversi (95%)  
d : Determinan      dt : waktu  
ns : mol komponen pati

➤ **Pemilihan Bahan**

Jenis Bahan : Stainless steel type 316  
*Allowable Stresses* (f) : 18750 psi (Brownell, Tabel 13.1 hal.251)  
*Corrosion Allowance* (C) : 0,125 in (Perry, hal 10-69)  
*Joint Efficiency* (E) : 0,8 (Brownell, Tabel 13.2 hal 254)

➤ **Desain Reaktor**

**A. Perbandingan Tinggi Terhadap Diameter (H?D) Tangki**

Jenis reaktor yang digunakan adalah berbentuk tegak dengan perbandingan Diameter:Height = 1,5 (Brownell. Tabel 3.3 hal.43)

V reaktor = V tabung

$$H/D = 1,5$$

$$H = \frac{4V}{\pi D^2} \quad (\text{Brownell, hal.41})$$

$$D = 2,41621 \text{ m} \quad D = \sqrt[3]{\frac{4xV}{\pi x(\frac{H}{D})}}$$

$$H = 3,62431 \text{ m} \quad H = \left(\text{rasio } \frac{H}{D}\right) x D$$

## B. Tinggi Cairan dalam Reaktor

Level fluida dii dalam reaktor : 80%

H Cairan : 80% x H

: 80% x 3,62431 m

: 2,89945 m

## C. Tekanan Reaktro

$\rho$  Camp : 1039,660 kg/m<sup>3</sup>

Bahan	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Fraksi	$\rho$ Camp
Pati	1500	0,030	45,310
Air	1000	0,331	330,647
Enzim	1260	0,001	1,522
NaOH	1040	0,000	0,251
Dekstrin	1038	0,638	661,929
<b>Total</b>		1,0000	1039,660

$$\rho \text{ hidrostatik} = \frac{\rho(H-1)}{144} \quad (\text{Brownell, hal.46})$$

$$= 13,71375 \text{ Psi}$$

Tekanan Total dalam Tangki

$$P \text{ design} = \text{over design} \times \rho \text{ hidrostatik}$$

$$= 1,2 \times 13,71375 \text{ Psi}$$

$$= 16,45649 \text{ Psi}$$

## D. Tebal Dinding Reaktor

$$\text{Tebal Shell } ts = \frac{P R}{f E - 0,6 P} + C \quad (\text{Wallas, Tabel 18.3 hal 625})$$

Dimana,

P = Tekanan Desain , Psi

R = jari-jari tangki, in

f = maksimum *allowable stresses*, Psi



C = maksimum *Corrossion Allowable*, in

Diketahui :

$$R = D/2 = 95,12605 \text{ in} / 2 = 47,56302 \text{ in}$$

Maka:

$$ts = \frac{16,45649 \text{ Psi} \times 47,56302 \text{ in}}{(18750 \text{ Psi} \times 0,8) - (0,6 \times 16,45649)} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,17722 \text{ in}$$

Diambil Tebal shell Standar = 0,1875 in (brownell & young ,

Tabel 5.6 P.88)

$$\begin{aligned} \text{Outside Diameter (OD)} &= \text{ID} + (2 \times ts) \\ &= 95,12605 \text{ in} + (2 \times 1,7722 \text{ in}) \\ &= 95,48049 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil OD Standat = 96 in (2,4250 m) (Brownell & young,

Tabel 5.7 P.90)

Untuk OD : 96 in dan ts : 0,1875 in, berdasarkan Tabel 5.7 buku brownell, didapatkan :

$$icr = 5,125$$

$$r = 96$$

### E. Tebal Head

Untuk tekanan 15-200 psig (1-15 atm) digunakan *roof-bottom* berbentuk *Toricspherical Dished Heads* (brownell & young . p.88).

$$th = \frac{P \times r \times W}{2 f E - 0,2 P} + C$$

Dimana :

ts : Tebal Head, in

r : jari-jari crown atau *inside spherical*

W : Lebar, in

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} x (3 + \sqrt[3]{r/icr}) && \text{(Brownell, hal.138)} \\
 &= \frac{1}{4} x 3 (\sqrt[3]{\frac{96}{5,125}}) \\
 &= 1,832 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{16,45649 \text{ Psi} \times 47,5630 \text{ in} \times 1,832 \text{ in}}{(2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,2 \times 16,45649)} 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,17280 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal shell standar berdasarkan lampiran c bag.f buku brownell & young, didapatkan th standar sebesar 0,25 in

Berdasarkan Tabel 5.8 buku brownell & young hal 93 untuk tebal head 0,25 didapatkan straight flange (sf) standar range 1½-2¼, dipilih sf = 2 in.

#### F. Menentukan ukuran Head

Tutup atas berbentuk *torispherical dished head* , dengan spesifikasi:

$$\text{OD} = 95,4805 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 96 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 95,12606 \text{ in}$$

$$\text{ID standar} = \text{OD} - 2 \cdot ts = 95,4805 - 2 \times 0,1875 = 95,625 \text{ in}$$

$$r \text{ (radius)} = 96 \text{ in}$$

$$\text{icr (inside corner radius)} = 5,125 \text{ in}$$

$$\text{sf} = 2 \text{ in} \quad \text{(brownell, Tabel 5.8 hal.93)}$$

$$\square a = \text{ID}/2 = 95,12606 \text{ in} / 2 = 47,56303 \text{ in}$$

$$\square AB = a - \text{icr} = 47,56303 \text{ in} - 5,125 \text{ in} = 42,43803$$

$$\square BC = r - \text{icr} = 96 \text{ in} - 5,125 \text{ in} = 90,87500 \text{ in}$$

$$\square AC = (BC^2 - AB^2)^{0,5} = (90,87500^2 - 42,43803^2)^{0,5} = 80,35720 \text{ in}$$

$$\square b = r - AC = 96 \text{ in} - 80,35720 \text{ in} = 15,64280 \text{ in}$$

$$\square \text{ OA} = sf + b + th = 2 \text{ in} + 15,64280 \text{ in} + 0,17280 \text{ in} = 17,89280 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Head} = 0,45448 \text{ m}$$

Maka tinggi head reaktor adalah 0,45448 in

Gambar 666 torispherical dished head . (Brownell p.87 fig.5.8)

Common Types of Formed Heads and Their Selection 87

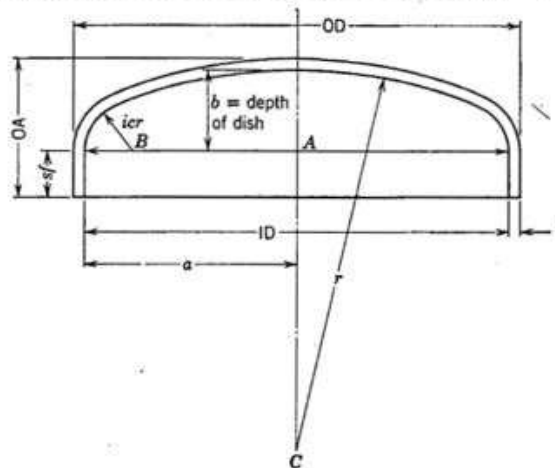


Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\ BC &= r - (icr) \\ AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ OA &= t + b + sf \end{aligned}$$

### G. Menghitung Volume Head

$$V \text{ head} = 0,000049 \times ID^3 + (\pi/4) \times ID^2 \times sf \quad (\text{Brownell, p.88})$$

$$= 0,000049 \times 95,12606^3 \text{ in} + (3,14 / 4) \times 95,12606^2 \text{ in} \times 2 \text{ in}$$

$$= 14249,06 \text{ in}^3$$

$$= 0,23322 \text{ m}^3$$

### H. Menghitung Tinggi Shell

$$\text{Volume tangki, } V_t = 16,60975 \text{ m}^3$$

$$= 586,49 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell, } V_s &= V_t - 2 \times V_{\text{head Total}} \\ &= 16,60975 \text{ m}^3 - (2 \times 0,23322 \text{ m}^3) \\ &= 16,1433 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell, } H_s &= \frac{4 V_s}{\pi \times ID^2} \\ &= \frac{4 \times 16,1433 \text{ m}^3}{3,14 \times 95,12606^2} \\ &= 3,5225 \text{ m} \\ &= 138,6821 \text{ in} \end{aligned}$$

### I. Menghitung Tinggi Total Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor} &= H_s + 2 \times \text{Tinggi Head (OA)} \\ &= 3,5225 \text{ m} + (2 \times 0,45448 \text{ m}) \\ &= 4,4315 \text{ m} \end{aligned}$$

### J. Menghitung Total Cairan (Fluida)

$$\begin{aligned} h &= H_s + b + sf \\ &= 138,6821 \text{ in} + 15,64280 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 156,32 \text{ in} \\ &= 3,97066 \text{ m} \end{aligned}$$

### K. Menghitung Luas Permukaan Reaktor

Perhitungan luas permukaan reaktor untuk total head < 1 in, menurut persamaan 5-12 buku Brownell & Young hal.88

Diameter Ekuivalen ( $De$ ), in

$$\begin{aligned} De &= OD + \frac{OD}{42} + 2 \cdot sf + \frac{2}{3} icr \\ De &= 95,4805 \text{ in} + \frac{95,4805 \text{ in}}{42} + 2 \times 2 \text{ in} + \frac{2}{3} \times 5,125 \text{ in} \\ &= 105,1705 \text{ in} \\ &= 2,6713 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{\text{total}} &= A_{\text{shell}} + 2 \cdot A_{\text{head}} = (\pi \times OD \times H_s) + 2 \left( \frac{\pi}{4} De^2 \right) \\ &= 41.743,23 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$= 26,93 \text{ m}^2$$

### L. Spesifikasi Pengaduk

$$\mu \text{ Camp} = 1,581 \text{ cP}$$

$$T = 373 \text{ K}$$

Bahan	A	B	C	D	$\mu$	Fraksi	$\mu$ Camp
Pati					1,964	0,03021	0,059
Air	-10,2158	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05	0,279	0,33065	0,092
Enzim					110,000	0,00121	0,133
NaOH	-4,1939	2,0515E+03	2,7917E-03	-6,1590E-07	182,690	0,00024	0,044
Dekstrin					1,964	0,63770	1,252
Total					1		1,581 cP

$$\mu \text{ Camp} = 1,581 \text{ cP}$$

$$= 0,00106 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho \text{ camp} = 1039,660 \text{ kg/m}^3$$

$$= 64,9059 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas yang diasumsikan adalah viskositas produk mewakili viskositas campuran. Pengaduk yang digunakan adalah jenis pitched-blade turbine dengan 6 buah blade dan 4 baffle untuk reaktor ini (R.K Sinnott, fig 10.57, p.472).

Pengaduk secara umum:

$$D_a/W = 5$$

(Geankoplis, hal.158)

$$D_t/J = 12$$

$$D_a/D_t = 0,3 \quad (0,3-0,5)$$

$$\begin{aligned}
 H/D_t &= 1 \\
 C/D_t &= 1 \\
 D_d/D_t &= 0,67 \\
 L/D_a &= 0,25 \\
 W/D_a &= 0,2 \\
 J/D_t &= 0,08
 \end{aligned}$$

- Diameter Pengaduk ( $D_a$ ) =  $(D_a/D_t) \times D$   
 $= 0,3 \times 2,41621 \text{ m} = 0,72486 \text{ m} = 2,37813 \text{ ft}$
- Lebar Blade ( $W$ ) =  $(W/D_a) \times D_a$   
 $= 0,2 \times 0,72486 \text{ m} = 0,14497 \text{ m} = 0,47563$
- Panjang Blade ( $L$ ) =  $(L/D_a) \times D_a$   
 $= 0,25 \times 0,72486 \text{ m} = 0,18122 \text{ m} = 0,59453 \text{ ft}$
- Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki ( $C$ ) =  $(C/D_t) \times D$   
 $= 1 \times 2,41621 \text{ m} = 2,41621 \text{ m} = 7,92709 \text{ ft}$
- Tinggi Cairan dalam Pengaduk ( $D_d$ ) =  $(D_d/D_t) \times D_a$   
 $= 0,67 \times 0,72486 \text{ m} = 0,48324 \text{ m} = 1,58542 \text{ ft}$

#### M. Jumlah Impeller

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah impeller} &= \frac{H \text{ cairan}}{D \text{ tangki}} \\
 &= \frac{2,89945 \text{ m}}{2,41621 \text{ m}} \\
 &= 1,2 = 2
 \end{aligned}$$

Maka dipilih untuk memakai 2 impeller

#### N. Daya dan Kecepatan Pengaduk

Daya pengaduk (Reaksi dengan Heat Transfer), yaitu :

$$P \text{ pengaduk} = \frac{(1,5-5 \text{ hp}) \times V}{1000 \text{ gal}} \quad (\text{Wallas hal 292})$$

Dimana,

$$\begin{aligned}V &= 16,60975 \text{ m}^3 \\ &= 4382,52019 \text{ gal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{P pengaduk} &= (3 \text{ hp} / 1000) \times 4382,52019 \text{ gal} \\ &= 13,14756 \text{ hp}\end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi} = 0,8$$

$$\begin{aligned}\text{P motor} &= \frac{P \text{ input}}{\text{efisiensi motor}} \\ &= \frac{13,14756 \text{ hp}}{0,8} \\ &= 16,43445 \text{ Hp}\end{aligned}$$

$$\text{Tip Speed} = 10\text{-}15 \text{ ft/s} \quad (\text{wallas hal 292})$$

$$\text{Dipilih} = 15 \text{ ft/s}$$

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan Pengaduk} &= \frac{\text{Tip Speed}}{\pi D a} \\ &= \frac{15 \text{ ft/s}}{3,14 \times 2,37813 \text{ ft}} \\ &= 2,00875 \text{ rps} \\ &= 120,5252 \text{ rpm}\end{aligned}$$

#### O. Pendingin

$$\text{Jumlah Pendingin} = 68999,835 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Q reaksi} = 24.434.489,61 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{T Jacket} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{T proses} = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$$

$$\text{Laju Alir} = 2998,273 \text{ kg/Jam (total input di reaktor)}$$

$$= 1360,008 \text{ lb/Jam}$$

$$\text{Rated Capacity} = \frac{\text{Laju alir}}{\rho \text{ Camp}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1360,008 \text{ lb/Jam}}{64,9059 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 20,954 \text{ ft}^3 / \text{jam} \\
 &= 156,753 \text{ gal/Jam}
 \end{aligned}$$

Untuk *rate capacity* = 156 (diambil 200) , untuk  $\leq 500$  gal, pakai simple jaket

$$\text{Luas Jaket} = 75 \text{ ft}^2 \quad (\text{Hary Silla, Tabel 7.3})$$

Nilai  $U_b$  untuk jaket inside cooling water – agitated liquid organic solution

$$U_b = 60 \text{ Btu/h.F.ft}^2 \quad (\text{Hary Silla, Tabel 7.6})$$

$$\begin{aligned}
 Q_j &= U_b \times A_j \times (T_r - T_j) \\
 &= 60 \text{ Btu/h.F.ft}^2 \times 75 \text{ ft}^2 \times (212 - 86) \text{ }^\circ\text{F} \\
 &= 567.000 \text{ Btu/Jam} \\
 &= 598.219.020 \text{ kJ/Jam}
 \end{aligned}$$

Karena ( $Q_j > Q_r$ ), maka jaket mampu mendinginkan fluida

$$Q_j = 598.219.020 \text{ kJ/Jam}$$

$$Q_r = 24.434.489,61 \text{ kJ/jam}$$

#### P. Tinggi Jaket (Hj) dan Diameter (ODj)

$$\text{Jumlah Pendingin} = 68.999,835 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ pada suhu} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 995,68 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Geankoplis, App. A 2-3})$$

$$\begin{aligned}
 Q_c &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\
 &= \frac{68.999,835 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3}
 \end{aligned}$$



$$= 69,29921 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu dalam reaktor = 3 jam

Volume jaket pendingin =  $Q_c \times t$

$$= 69,29921 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam}$$

$$= 207,89762 \text{ m}^3$$

Data shell1

$$\text{OD} = 96 \text{ in} = 2,44 \text{ m}$$

$$\text{H Cairan} = 125 \text{ in} = \text{total tinggi cairan} \times 80\% = 3,97 \text{ m} \times 0,8 = 3,18 \text{ m}$$

$$\text{OA (tinggi head)} = 17,9 \text{ in} = 0,45 \text{ m}$$

Asumsi

$$\text{H}_j = 5\% \text{ (lebih tinggi dari tinggi larutan dalam tangki)}$$

$$= (100 + 5) \% \times 125 \text{ in}$$

$$= 131,31294 \text{ in}$$

$$= 3,33536 \text{ m}$$

$$V_{\text{jaket}} = \left( \frac{\pi \times H_j \times \text{OD}^2}{4} \right) + \left( \frac{\pi \times H_j \times \text{OD}^2}{3 \times 4} \right) - \left( \frac{\pi \times H_j \times \text{OD}^2}{4} \right) + \left( \frac{\pi \times \text{OA} \times \text{OD}^2}{3 \times 4} \right)$$

$$207,89762 \text{ m}^3 = 2,73718 \text{ m} \times \text{OD}^2 - 16,2747 \text{ m}^3$$

$$224,17237 \text{ m}^3 = 2,73718 \text{ m} \times \text{OD}^2$$

$$\text{OD}^2 = 81,89915 \text{ m}^2$$

$$\text{OD} = 9,04982 \text{ m}$$

Reaktor Liquifikasi	Jumlah/ket	Satuan	
Kapasitas Umpan	2998,27339	kg/jam	
Diameter Reaktor	2,41621	m	
Tinggi Tangki	3,62431	m	

Volume Reaktor	13,84146	m <sup>3</sup>	
Bahan Material	<i>Carbon Steel SA-283 grade: C</i>		
Tebal <i>Shell (dinding)</i>	0,18750	in	
Tebal <i>Head</i>	0,25000	in	
Tinggi head	0,45448	in	
Volume head	0,23322	m <sup>3</sup>	
Tinggi Shell (dinding)	3,5225	m	
Tinggi cairan	3,1765	m	
Luas perm reaktor	26,9311	m <sup>2</sup>	
Total tinggi reaktor	4,4315	m	
Tinggi <i>Head</i>	0,45448	m	
Jenis Pengaduk	<i>Pitched-Blade Turbine</i>		
Jumlah <i>Baffle</i>	4	<i>Baffle</i>	
Jumlah <i>Blade</i>	6	<i>Blade</i>	
Jumlah <i>Impeller</i>	2	<i>Impeller</i>	
Diameter Pengaduk/impeller	0,72486	m	
Lebar <i>Blade</i>	0,14497	m	
Panjang <i>Blade</i>	0,18122	m	
Tinggi Pengaduk dari Dasar Tangki	2,41621	m	
tinggi cairan dlm pengaduk	0,48324	m	
Daya Pengaduk	13,14756	hp	
Kecepatan Pengaduk	120,52518	rpm	

➤ **Penjadwalan Reaktor**

Jam ke- Reaktor	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	Blue	Yellow	Red	Red	Red	Green	Blue	Yellow	Red	Red	Red	Green
2		Blue	Yellow	Red	Red	Red	Green	Blue	Yellow	Red	Red	Red
3			Blue	Yellow	Red	Red	Red	Green	Blue	Yellow	Red	Red
4				Blue	Yellow	Red	Red	Red	Green	Blue	Yellow	Red
5					Blue	Yellow	Red	Red	Red	Green	Blue	Yellow
6						Blue	Yellow	Red	Red	Red	Green	Blue

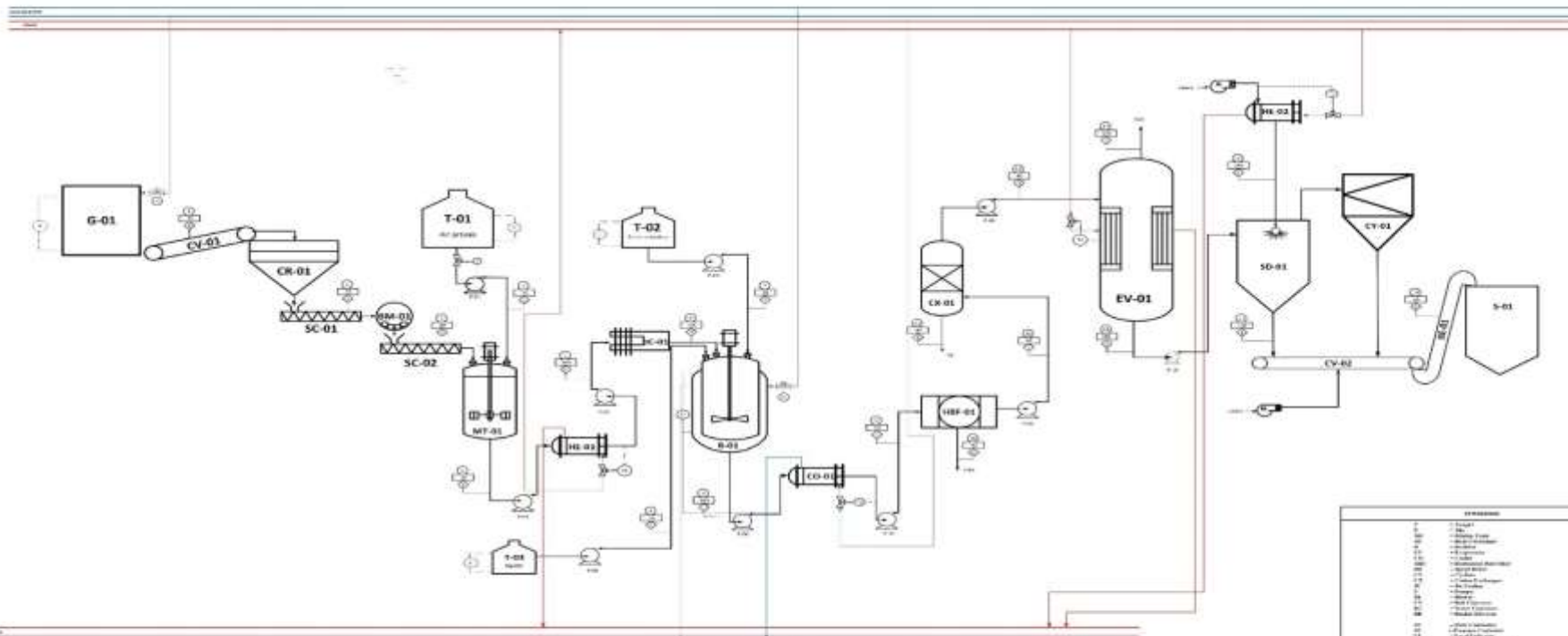
- t pembersihan
- t pengisian
- t reaksi
- t pengosongan



LAMPIRAN B



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PRA RANCANGAN PABRIK DEKSTRIN DARI UBI KAYU SECARA ENZIMATIS  
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**



SIMPULAN		No. Area																
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Ubi Kayu	1000,000	1000,000																
Pasir			1000,000		1000,000	1000,000												
Biji-biji			1000,000		1000,000	1000,000												
Enzim							1000,000											
Gas							1000,000											
Dekstrin																		
TOTAL	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000

**REVISI**

No.	Tgl.	Revisi
1		
2		
3		
4		
5		
6		
7		
8		
9		
10		
11		
12		
13		
14		
15		
16		
17		

**REVISI**

No.	Tgl.	Revisi
1		
2		
3		
4		
5		
6		
7		
8		
9		
10		
11		
12		
13		
14		
15		
16		
17		



## LAMPIRAN C

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Syska Yusrina Paramitha  
No. MHS : 16521041
2. Nama Mahasiswa : Artha Dewi Mella Melati  
No. MHS : 16521034
- Judul Prarancangan )\* : Pra Rancangan Pabrik Dekstrin Dari Ubi Kayu Kapasitas 15.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 24 April 2021

Batas Akhir Bimbingan : 21 Oktober 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	24/04/2021	Konsultasi Judul Prarancangan Pabrik	
2	25/04/2021	Konsultasi Perubahan Variabel	
3	01/05/2021	Bimbingan Kapasitas dan Bahan Baku	
4	02/05/2021	Bimbingan Konsep Dasar Pemilihan Alat	
6	20/05/2021	Pengesahan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 31 Mei 2021

Pembimbing,



Dulmalik, Ir., M.M.

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

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Syskha Yusrina Paramitha  
No. MHS : 16521041
2. Nama Mahasiswa : Artha Dewi Mella Melati  
No. MHS : 16521034
- Judul Prarancangan )\* : Pra Rancangan Pabrik Dekstrin Dari Ubi Kayu Kapasitas  
15.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 24 April 2021

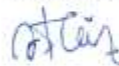
Batas Akhir Bimbingan : 21 Oktober 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	24/04/2021	Konsultasi Judul Pra Perancangan Pabrik	
2	25/04/2021	Membahas Kapasitas Perancangan	
3	27/04/2021	Bimbingan Proses Perancangan Pabrik	
4	28/04/2021	Bimbingan Pemilihan Alat Proses	
5	29/04/2021	Bimbingan Neraca Massa	
6	30/04/2021	Bimbingan Neraca Panas	
7	30/04/2021	Bimbingan Alat Besar	
8	01/05/2021	Bimbingan Alat Kecil	
9	03/05/2021	Bimbingan Utilitas dan Ekonomi	
10	10/05/2021	Bimbingan PEFD	
11	25/05/2021	Pengesahan Naskah	

**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta, 31 Mei 2021**

**Pembimbing,**



**Umi Rofiqah, S.T., M.T.**

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

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy