

**PRA RANCANGAN PABRIK XILOOLIGOSAKARIDA
DARI AMPAS SINGKONG DENGAN KAPASITAS
6.800 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Putri Dewita Sari

No. Mahasiswa : 20521146

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIS

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK XILOOLIGOSAKARIDA
DARI AMPAS SINGKONG DENGAN KAPASITAS
6.800 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Putri Dewita Sari

No. Mahasiswa : 20521146

Yogyakarta, 8 Januari 2025

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



Putri Dewita Sari

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK XILOOLIGOSAKARIDA
DARI AMPAS SINGKONG DENGAN KAPASITAS
6.800 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Putri Dewita Sari

No. Mahasiswa : 20521146

Yogyakarta, 17 Januari 2025

Pembimbing



Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.

NIP. 105210101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK XILOOLIGOSAKARIDA DARI AMPAS SINGKONG DENGAN KAPASITAS 6.800 TON/TAHUN

Oleh:

Nama : Putri Dewita Sari

No. Mahasiswa : 20521146

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

Yogyakarta, 28 Februari 2025

Tim Penguji,
Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.
Ketua Penguji



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.
Penguji 1



27/02/2025

Muflih Arisa, S.T., M.Sc., Ph.D.
Penguji 2



Mengetahui:

**Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia**



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

NIP. 995200445

PRAKATA

Assalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah memberikan rahmat, taufik serta hidayah-Nya sehingga pada kesempatan kali ini penulis dapat menyusun dan menyelesaikan naskah Tugas Akhir tepat pada waktunya. Naskah Tugas Akhir ini disusun untuk memenuhi syarat kelulusan mata kuliah Tugas Akhir Pra-rancang Pabrik Kimia.

Selama penyusunan laporan ini kami telah banyak memperoleh bantuan baik moril maupun materil, untuk itu kami mengucapkan banyak terima kasih kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa atas segala rahmat dan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan rangkaian dengan baik dan tepat waktu.
2. Kedua orang tua saya yang selalu memberikan doa, dukungan moril, dan materinya.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph. D selaku Kepala Jurusan Teknik Kimia.
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., Selaku Ketua Program Studi S1 Teknik Kimia.
5. Ibu Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M. Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir.

6. Serta semua pihak yang telah membantu secara langsung dan tidak langsung dalam menyusun laporan ini.

Penulis menyadari bahwa naskah ini masih banyak kekurangan dan kesalahan serta masih jauh dari kata sempurna, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat penulis harapkan. Penulis berharap semoga naskah ini dapat bermanfaat bagi kita semua.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 8 Januari 2025

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
PRAKATA.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR	xv
ABSTRAK	xvi
ABSTRACT	xvii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas.....	3
1.3 Tinjauan Pustaka	6
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	10
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	10
2.1 Spesifikasi Produk.....	10
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	10
2.2.1 Ampas Singkong	10

2.2.2 Asam Laktat	11
2.2.3 Sodium Hydroxide	11
2.2.4 Etanol	12
2.2.5 Asam Asetat.....	12
2.2.6 Air.....	13
2.3 Pengendalian Kualitas	13
2.3.1 Pengendalian Kualitas bahan Baku	13
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	13
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	15
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	16
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	16
3.2 Uraian Proses	17
3.3 Spesifikasi Alat	20
3.3.1 Spesifikasi Alat Pemisah.....	20
3.3.2 Spesifikasi Unit Operasi Pendukung.....	26
3.3.3 Spesifikasi Reaktor.....	28
3.3.4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	30

3.3.5 Spesifikasi Alat Transport Bahan	34
3.3.6 Spesifikasi Alat Transfer Panas	41
3.4 Neraca Massa	51
3.4.1 Neraca Massa Komponen Alat.....	51
3.5 Neraca Panas	74
3.5.1 Neraca Panas Komponen Alat.....	74
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	80
4.1 Lokasi Pabrik	80
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	81
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	83
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	84
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	89
4.4 Organisasi Perusahaan	92
4.4.1 Bentuk Perusahaan	92
4.4.2 Struktur Perusahaan	94
4.4.3 Tugas dan Wewenang.....	97
4.4.4 Status Karyawan dan Sistem Upah	106

4.4.5 Pembagian Jadwal dan Jam Kerja.....	107
4.4.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Sistem Gaji Karyawan	110
4.4.7 Kesejahteraan Karyawan.....	120
BAB V UTILITAS.....	124
5.1 Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air.....	125
5.1.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	125
5.1.2 Unit Pengolahan Air.....	129
5.2 Unit Pembangkit Steam.....	135
5.3 Unit Penyedia Udara Tekan.....	136
5.4 Unit Pembangkit Listrik.....	137
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar	138
5.6 Unit Pengolahan Limbah.....	138
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas.....	140
BAB VI ANALISIS EKONOMI	146
6.1 Penafsiran Harga Alat	149
6.2 Dasar Perhitungan	153

6.3 Perhitungan Biaya	154
6.4 Analisis Resiko Pabrik	159
6.5 Analisis Kelayakan.....	160
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN.....	169
7.1 Kesimpulan	169
7.2 Saran.....	170
DAFTAR PUSTAKA.....	171
BAB VIII A B.....	VII-2
LAMPIRAN B <i>Process Flow Diagram</i> (PFD).....	B-20
LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI BIMBINGAN	C-22

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Produksi Singkong di Jawa Timur	4
Tabel 1. 2 Data Penderita Diabetes di Indonesia.....	4
Tabel 1. 3 Data Pertimbangan Pemilihan Proses Produksi Xilooligosakarida.....	8
 Tabel 2. 1 Kandungan yang ada dalam Ampas Singkong.....	 10
 Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	 30
Tabel 3. 2 Spesifikasi Gudang.....	33
Tabel 3. 3 Tabel Spesifikasi Alat Tranportasi Bahan Cair.....	34
Tabel 3. 4 Tabel Spesifikasi Alat Penukar Panas	41
Tabel 3. 5 Spesifikasi alat <i>Cooler</i>	46
Tabel 3. 6 Komposisi Lignoselulosa	51
Tabel 3. 7 Neraca Massa Mixer-01	52
Tabel 3. 8 Neraca Massa Tpt-01.....	53
Tabel 3. 9 Neraca Massa CF-01	55
Tabel 3. 10 Neraca Massa N-01	57
Tabel 3. 11 Neraca Massa Tps-01	58
Tabel 3. 12 Neraca Massa CF-02	60
Tabel 3. 13 Neraca Massa M-02	62
Tabel 3. 14 Neraca Massa R-01	63
Tabel 3. 15 Neraca Massa UF-01	65
Tabel 3. 16 Neraca Massa NF-01	67
Tabel 3. 17 Neraca Massa MD-01.....	68
Tabel 3. 18 Neraca Massa V-01.....	70
Tabel 3. 19 Neraca Massa C-01	72

Tabel 3. 20 Neraca Panas M-01	74
Tabel 3. 21 Neraca Panas Tpt-01	74
Tabel 3. 22 Neraca Panas Tps-01	75
Tabel 3. 23 Neraca Panas M-02	76
Tabel 3. 24 Neraca Panas R-01	76
Tabel 3. 25 Neraca Panas HE-01.....	77
Tabel 3. 26 Neraca Panas HE-02.....	78
Tabel 3. 27 Neraca Panas CL-01	78
Tabel 3. 28 Neraca Panas CL-02.....	79
Tabel 4. 1 Spesifikasi luas area pabrik.....	87
Tabel 4. 2 Pembagian Jadwal <i>Shift</i>	109
Tabel 4. 3 Jenjang pendidikan karyawan	111
Tabel 4. 4 Jumlah Karyawan Non- <i>Shift</i>	112
Tabel 4. 5 Jumlah Karyawan <i>Shift</i>	115
Tabel 4. 6 Rincian Gaji Karyawan	118
Tabel 5. 1 Kebutuhan air sanitasi	126
Tabel 5. 2 Kebutuhan air proses.....	127
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Umpan Boiler	127
Tabel 5. 4 Kebutuhan Air Pendingin	128
Tabel 5. 5 Total Kebutuhan Air	128
Tabel 5. 6 Kebutuhan <i>Steam</i>	135
Tabel 5. 7 Kebutuhan Listrik.....	137
Tabel 5. 8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	144
Tabel 6. 1 Tabel Index	150
Tabel 6. 2 Estimasi Harga Alat Proses	151
Tabel 6. 3 Estimasi Harga Alat Utilitas	152
Tabel 6. 4 Direct Cost FCI	154
Tabel 6. 5 Tabel Indirect Cost FCI.....	155
Tabel 6. 6 Direct Production Cost.....	156
Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost	157
Tabel 6. 8 Fixed Manufacturing cost.....	158
Tabel 6. 9 General Expense Cost	159
Tabel 6. 10 Tabel Analisa Resiko Pabrik.....	159
Tabel 6. 11 Fixed Annual Cost	164

Tabel 6. 12 Variable Annual Cost.....	164
Tabel 6. 13 Regular Annual Cost	164

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Diagram Alir Kualitatif	16
Gambar 2. 2 Diagram alir kuantitatif	16
Gambar 4. 1 Layout Pabrik Xilooligosakarida	88
Gambar 4. 2 Layout alat proses	91
Gambar 4. 3 Struktur organisasi perusahaan.....	97
Gambar 6. 1 Grafik <i>Break Event Point</i>	167

ABSTRAK

Singkong merupakan salah satu komoditas hasil perkebunan yang hanya dimanfaatkan buahnya atau patinya. Sehingga ampas yang dihasilkan dibuang dan tidak pernah dimanfaatkan. Modifikasi ampas singkong menjadi Xilooligosakarida merupakan proses pemutusan rantai panjang menjadi rantai lebih pendek. Berdasarkan kegunaannya xilooligosakarida dapat dimanfaatkan menjadi pengganti gula penderita diabetes. Sehingga, dirancanglah pabrik xilooligosakarida dengan kapasitas 6800 ton/tahun. Pabrik direncanakan akan berdiri di Brondong, Lamongan, Jawa Timur. Proses produksi menggunakan proses hidrolisis dengan menggunakan katalis asam laktat. Proses merupakan reaksi endotermis yang membutuhkan panas tambahan. Suhu operasi yang diperlukan adalah 170°C dan 1 atm. Unit utilitas menyediakan keperluan, seperti air pendingin, air proses, steam, listrik, bahan bakar, udara tekan, dan sebagainya. Ditinjau dari analisis kelayakan maka pabrik ini memiliki resiko rendah. Berdasarkan data analisis teknis dan ekonomi tersebut, maka Pabrik Xilooligosakarida dengan kapasitas 6800 ton/tahun layak didirikan karena memiliki nilai ekonomi yang tinggi dan profit yang besar.

Kata Kunci: *ampas singkong, xilooligosakarida, hidrolisis, xilan*

ABSTRACT

Cassava is one of the plantation commodities that is typically only utilized for its fruit or starch. As a result, the pulp produced is discarded and never used. Modifying cassava pulp into Xylooligosaccharides (XOS) is a process that involves breaking down long chains into shorter chains. Based on its application, Xylooligosaccharides can be used as a sugar substitute for diabetics. Therefore, a Xylooligosaccharide factory with a capacity of 6800 tons per year is designed. The factory is planned to be located in Brondong, Lamongan, Jawa Barat. The production process will use hydrolysis with lactic acid catalyst. This process is an endothermic reaction that requires additional heat. The required operating temperature is 170°C and 1 atm. The utility unit will supply needs such as cooling water, process water, steam, electricity, fuel, compressed air, and so on. From a feasibility analysis, the factory presents a low risk. Based on technical and economic analysis data, the Xylooligosaccharide factory with a capacity of 6800 tons per year is feasible to be established as it has a high economic value and substantial profits.

Keywords: *cassava residue, xylooligosaccharides, hydrolysis, xylan*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia memiliki limbah agroindustri yang terdiri atas ampas dan kulitnya, limbah tersebut belum dimanfaatkan secara optimal. Di Indonesia terdapat kurang lebih empat juta ton limbah singkong yang dibuang dan menyebabkan pencemaran lingkungan karena tidak dilakukan pemanfaatan yang optimal di terhadap limbah tersebut. Limbah singkong mengandung lignoselulosa yang tinggi, berkisar antara 24 – 38 persen, karena mengandung hemiselulosa xilan yang tinggi. Xilan tersebut dapat dihidrolisis untuk menghasilkan Xilooligosakarida (XOS).

Ampas singkong merupakan hasil samping dari pabrik tepung tapioka. Ampas singkong terdapat pada 5 – 10 % dari bahan bakunya dengan kadar air 20%. Ampas singkong sebagian besar mengandung karbohidrat, protein, dan gula. Ampas singkong ini dapat dimanfaatkan menjadi alternatif pembuatan Xilooligosakarida (XOS) karena mengandung Karbohidrat (68%), Protein (1,57%), Lemak (0,26%), dan Kadar air (20%) (Melia Dwi, 2016).

Oligomer gula salah satunya dapat dihilangkan dari proses hidrolisis dengan bahan berupa xilan, yaitu Xilooligosakarida (XOS). Struktur xilooligosakarida yang terdiri atas unit xilosa 2 – 10 yang terhubung pada ikatan β -1 $\rightarrow$ 4 dengan rumus molekul $C_5nH_{8n+2}O_{4n+1}$. Xilooligosakarida juga memiliki derajat polimerisasi (DP) $\leq$ 20, yaitu Xilobiosa (X2),

Xilotriosa (X3), Xilotetrosa (X4), Xilopentosa (X5), Xilohexosa (X6) dan seterusnya (Samanta et al., 2015). Xilooligosakarida (XOS) memiliki daya tarik dalam bidang industri, yaitu rentang suhu stabilitas tinggi (hingga 100 C) dan pH (2,5 – 8), nilai kalori rendah dan kekuatan pemanis yang membuat XOS ideal dalam bahan makanan fungsional dan pemanis diet yang cocok untuk dikonsumsi oleh pasien diabetes (Finegold dkk, 2014; Vazquez dkk 2000).

Derajat Polimerisasi (DP) 2 – 5 pada Xilooligosakarida dapat dimanfaatkan sebagai prebiotik karena dapat membantu pertumbuhan bakteri (Singh et al., 2015). Prebiotik merupakan salah satu jenis makanan yang tidak dapat dicerna yang berguna untuk membantu pertumbuhan serta aktivitas dari beberapa jenis bakteri (seperti *Bifidobacteria* dan *Lactobacillus*) dalam sistem pencernaan, dan juga dapat meningkatkan kesehatan organ pencernaan (Rastall & Gibson, 2015). XOS sendiri secara alami dapat ditemukan pada beberapa makanan, seperti buah, sayuran, madu, susu, atau tanaman yang memiliki banyak kandungan xilan seperti ampas tebu, bambu, tongkol jagung, dedak gandum, jerami padi, dan tangkai kapas (Mano et al., 2018).

Berdasarkan penelitian, Xilooligosakarida dapat dimanfaatkan untuk menurunkan kadar gula darah. Xilooligosakarida yang dicampurkan dalam bahan makanan bermanfaat untuk merangsang pertumbuhan *Bifidobacterium* sp. Selain itu, Xilooligosakarida pada makanan sangat cocok digunakan sebagai pengganti gula karena memiliki aroma yang tidak

menyengat dan tidak kariogenik, sehingga dapat dimanfaatkan untuk gula diet atau sebagai anti-obesitas. Pada Xilooligosakarida juga mengandung xilobiosa yang sama seperti glukosa sehingga xilooligosakarida dapat digunakan sebagai pengganti glukosa dalam kehidupan.

1.2 Penentuan Kapasitas

Penentuan kapasitas produksi dari suatu pabrik dapat ditinjau dari beberapa aspek, seperti segi ekonomi, finansial, serta perhitungan kapasitas dari suatu pabrik dengan melalui beberapa analisis. Analisis yang dilakukan dalam penentuan kapasitas pabrik yaitu dengan menentukan kebutuhan produk, ketersediaan dari bahan produksi, serta menganalisis dari kapasitas pabrik yang sudah berdiri. Beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas pabrik adalah sebagai berikut:

1. Faktor Bahan Baku

Faktor bahan baku ini berupa ketersediaan Produksi Singkong di Indonesia. Bahan baku berupa ampas singkong yang mudah membusuk. Maka, produksi singkong yang menjadi pertimbangan hanya yang berada pada satu provinsi dengan perkiraan pabrik akan didirikan. Pabrik akan didirikan pada Provinsi Jawa Timur. Berikut Produksi Singkong di Jawa Timur:

Tabel 1. 1 Produksi Singkong di Jawa Timur

Produksi Singkong		
No.	Tahun	Produksi (Ton/Tahun)
1.	2013	3.601.074
2	2014	3.635.454
3.	2015	3.161,573
4.	2016	2.924.933
5.	2017	2.908.417

(BPS Jawa Timur, 2024)

Dari data tersebut, digunakan untuk memperkirakan kapasitas produksi singkong di tahun pendirian pabrik, yaitu 2033 dengan menggunakan persen pertumbuhan yang bernilai 5,03% per tahun. Didapatkan hasil estimasi produksi singkong di tahun 2033 sebesar 1.148.181 Ton.

2. Faktor Target (Konsumsi)

Target konsumsi adalah penderita diabetes. Hal ini dikarenakan Xilooligosakarida (XOS) dapat dimanfaatkan untuk pengganti gula.

Berikut data penderita diabetes yang ada di Indonesia:

Tabel 1. 2 Data Penderita Diabetes di Indonesia

Penderita Diabetes		
No.	Tahun	Jumlah Penderita (Jiwa)
1.	2019	10.700.000
2.	2020	18.000.000

Penderita Diabetes		
3.	2021	19.500.000

(BPS, 2023)

Dapat dilihat dari data tersebut bahwa penderita diabetes bertambah dari waktu ke waktu. Maka, diperkirakan saat pabrik didirikan, penderita diabetes berjumlah sama seperti tahun 2021. Sehingga, produk Xilooligosakarida dapat digunakan.

Dari kedua faktor diatas, maka peluang kapasitas pabrik diambil dari produksi singkong di Jawa Timur. Dari data produksi tersebut kemudian dilakukan perhitungan menggunakan persentase dari singkong hingga menjadi Xilooligosakarida, sebagai berikut:

a. Perhitungan Ampas Singkong

$$\text{Ampas singkong} = 10\% \times \text{Jumlah Singkong (ton/tahun)}$$

$$\text{Ampas Singkong} = 10\% \times 1.148,181,47 \text{ Ton/tahun}$$

$$\text{Ampas Singkong} = 114.818,15 \text{ ton/tahun.}$$

b. Perhitungan perubahan Ampas singkong menjadi Xilan

$$\text{Xilan} = 12,56\% \times \text{Jumlah Ampas Singkong (ton/tahun)}$$

$$\text{Xilan} = 12,56\% \times 114.818,15 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Xilan} = 14.421,16 \text{ ton/tahun}$$

c. Perhitungan Xilan menjadi Xilooligosakarida (XOS)

$$\text{XOS} = 47,2\% \times \text{Jumlah Xilan (ton/tahun)}$$

$$\text{XOS} = 47,2\% \times 14.421,16 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{XOS} = 6.806,79 \text{ ton/tahun}$$

Dari hasil perhitungan diatas maka didapatkan peluang kapasitas Pabrik Xilooligosakarida dari Ampas Singkong adalah sebesar 6.800 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

Konsep pembuatan xilooligosakarida dengan menggunakan bahan baku lignoselulosa secara sederhana dapat dimulai dari bahan baku yang memiliki kandungan xilan yang besar, kemudia ikatan eter heterosiklik dari xilan harus di hidrolisis untuk dapat menghasilkan senyawa dengan tingkat polimerisasi yang rendah. Terdapat beberapa pendekatan yang dapat digunakan untuk memproduksi xilooligosakarida dari bahan baku lignoselulosa, antara lain:

a. Autohidrolisis

Proses produksi xilooligosakarida hanya menggunakan satu langkah dimana reaksi tersebut menggunakan uap atau air untuk mendegradasi xilan menggunakan katalis hidronium. Katalis tersebut berasal dari autoionisasi air dengan reaksi yang juga berkontribusi dalam pembentukan ion hidronium pada reaksi selanjutnya. Degradasi hidrolitik hemiselulosa terjadi Ketika asam ditambahkan secara eksternal, tetapi dalam hal ini sebenarnya oligosakarida hanya digunakan sebagai perantara reaksi dan produk akhir yang diinginkan sebagai produk utama adalah monosakarida. Dihasilkan xilooligosakarida dengan DP kurang dari sama dengan 20 dengan kelarutan xilan yang tinggi (Zhang et al., 2023 dan Luciana et al., 2021).

b. Hidrolisis Kimia

Hidrolisis kimiawi umumnya menggunakan asam. Jenis asam yang sering digunakan adalah asam sulfat, asam asetat, glukonat, dan furoat dapat digunakan untuk menghidrolisis xilan menjadi XOS (Zhang et al., 2023) polisakarida umumnya dapat terhidrolisis oleh asam mineral seperti asam sulfat. Selain asam mineral, beberapa asam organik seperti asam oksalat, asam trikloroasetat dan juga asam fluoroasetat juga dapat dimanfaatkan sebagai katalis pada hidrolisis pati (Tjokroadikoesoemo, 1986). Hidrolisa asam dapat dikategorikan menjadi dua yaitu hidrolisa dengan asam konsentrasi tinggi dalam suhu rendah dan hidrolisa asam konsentrasi rendah pada suhu tinggi. Pemilihan tersebut didasarkan pada Tingkat laju hidrolisis, degradasi, Tingkat produksi, dan juga biaya total proses produksi (Kosarić et al., 1983).

Adapun keuntungan dari hidrolisis asam yaitu reaksi yang cepat dan mudah, biaya yang relatif murah. Pada hidrolisis ini juga menghasilkan 5-hidroksimetil-2-furfuraldehid atau juga sering disebut hidroksimetilfurfural (HMF) karena akibat dari penguraian glukosa pada suasana asam. Dimana, HMF ini akan bereaksi secara terus menerus sehingga terbentuk asam-asam organik pada suasana asam dan suhu tinggi (Ulbricht et al., 1984).

c. Hidrolisis Enzimatik

Hidrolisis enzimatis dapat menghasilkan xilooligosakarida dengan menggunakan enzim xilanase. Hidrolisis ini menghasilkan XO dengan derajat polimerisasi 2-4. Penggunaan enzim xilanolitik memiliki efisiensi dan spesifisitas yang tinggi yang memungkinkan kontrol yang lebih tinggi terhadap derajat polimerisasi dan diperoleh pengurangan produksi xilosa yang tidak diinginkan dan produk samping lainnya. Xilanase memotong rantai glikosidik internal pada xilan dan menghasilkan XOS yang kemudian menjadi molekul lebih kecil, yaitu xilotriosa, xilobiosa, dan xilosa (Luciana et al., 2021). Proses enzimatis lebih ramah lingkungan, beroperasi pada kondisi yang lebih ringan tanpa menggunakan bahan kimia berbahaya, lebih sesuai dengan perspektif proses biodegradable. Hidrolisis enzimatis dapat menghasilkan kemurnian yang lebih tinggi, namun juga memerlukan biaya yang lebih besar sedangkan hasil produk yang sedikit, dan enzim yang sudah tidak dapat didaur ulang kembali (Zhang et al., 2023).

Tabel 1. 3 Data Pertimbangan Pemilihan Proses Produksi Xilooligosakarida

Parameter	Autohidrolisis	Hidrolisis Kimia	Hidrolisis Enzimatis
Katalis	Hidronium	Asam Laktat	Enzim Xilanase
Kondisi Operasi	T = 170-230 °C P = 5 Mpa Waktu = 0,5 – 1 jam	T = 170-180 °C P = 1 atm Waktu = 30 menit	T = 50 – 180 °C P = 1 atm Waktu = 15 - 96 Jam

Parameter	Autohidrolisis	Hidrolisis Kimia	Hidrolisis Enzimatis
Produk Utama	Xilosa	Xilooligosakarida	Xilooligosakarida
Produk Samping	Xilooligosakarida, furfural, hidrometilfurfural (HMF), asam format, asam levulinate, dan asam fenolik.	Furfural, hidrometilfurfural (HMF), asam format, asam levulinate, dan senyawa fenolik.	Sedikit Xilosa atau bahkan tidak ada.
Konversi reaksi	75,5-77,5%	64 – 65,7%	45 – 80%
Derajat Polimerisasi (DP)	2-20	2-20	2-6
Jenis Reaktor	Reaktor Parr	RCSTR	RCSTR
Kelebihan	Tidak memerlukan bahan kimia dan ramah lingkungan.	Penerapannya mudah dan cepat, harganya murah, dan efisiensinya tinggi.	Ramah lingkungan, kondisi operasi ringan, sesuai dengan biodegradable, control DP yang tinggi.
Kekurangan	Kebutuhan energi yang tinggi, produk utama berupa xilosa, pemurnian yang rumit, biaya mahal, perlu peralatan khusus, dan kontrol terhadap DP yang rendah.	Diperlukan tahap pemurnian yang cukup rumit, kontrol DP yang rendah, dan produk samping yang dapat merusak XOS.	Bahan yang mahal, katalis yang tidak dapat didaur ulang, dan waktu reaksi yang lama.

Dengan pertimbangan tabel 1 maka proses produksi Xilooligosakarida yang dipilih adalah hidrolisis asam karena dari segi ekonomi dimana katalis asam lebih murah dari enzim xilanase serta

penggunaan energi yang lebih rendah dari pada autohidrolisis, waktu reaksi yang juga lebih cepat daripada hidrolisis enzimatis, mudah digunakan, dan konversi yang didapatkan juga sudah cukup tinggi.

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

a. Tinjauan Kinetika

Reaksi Hidrolisis Xilan menjadi Xilooligosakarida menggunakan katalis asam laktat merupakan reaksi order 1. Nilai k di dapatkan dari penelitian yang telah dilakukan sebelumnya. Nilai k sebesar $0,0283 \text{ min}^{-1}$ (Zhang, et.al, 2022).

b. Tinjauan Termodinamika

Reaksi Hidrolisis xilan merupakan reaksi pemutusan rantai carbon lurus. Sehingga, proses yang terjadi merupakan reaksi endotermis (-) dimana reaksi ini membutuhkan panas. Nilai Entalphy sebesar $-14,93 \text{ kJ/mol}$ (Goldberg, et.al, 1990).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

A.1 Xilooligosakarida (Gula Kristal)

Rumus Molekul : $(C_{5n}H_{8n+2}O_{4n+1})_x$; $x = 2-6$

Wujud (25 °C) : Cair

Derajat Polimerisasi : 2-6

Kemurnian : 90%

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Ampas Singkong

Tabel 2. 1 Kandungan yang ada dalam Ampas Singkong

Komponen	Kandungan	Berat Jenis	Ukuran (mm)	Keterangan
Air	9,55%	1000 kg/m ³	-	Tersaring
Protein	27,15%	0,10 kg/m ³	-	Tersaring
Lemak	10,74%	0,63kg/m ³	-	Tersaring
Abu	10,98%	122 kg/m ³	15	Tertahan
Serat Kasar	24,19%	1,81 g/cm ²	100-180	Tertahan
BETN (Bahan Ekstrak Tanpa Nitrogen)	17,35%	-	-	Tertahan

(sumber: Dodi dkk,2014)

2.2.2 Asam Laktat

Rumus Kimia	: $C_3H_6O_3$
Nama Lain	: 2-Hydroxypropionic acid, Lactol, DL-Lactic acid
Kemurnian	: 90%
Bentuk Fisik	: Cair
Titik Didih	: 122°C pada 20 hPa
Titik Nyala	: 113°C
Densitas	: 1,209 g/cm ³ pada 25°C
Viskositas	: 20-40 mPa.s pada 20°C
Tekanan Uap	: 0,1 hPa pada 25°C
Suhu dapat membakar sendiri	: 400°C pada 1011,4 – 1018,9 hPa
Hazard	: Efek berbahaya akibat perubahan pH, Pelepasan ke lingkungan yang harus dihindari, Mengakibatkan luka bakar, mengakibatkan kerusakan mata berat, korosif kulit, kerusakan mata serius.

2.2.3 Sodium Hydroxide

Rumus Kimia	: NaOH
Massa Molar	: 40 gr/mol
Densitas	: 2130 kg/m ³
Titik Lebur	: 323°C
Titik Didih	: 1388 °C (1013,25 hPa)
Viskositas	: 0,53 mm ² /s
pH	: 14 (5%)
Hazard	: Korosif pada logam, menyerap

	CO ₂ di atmosferis, dan Mudah meledak pada beberapa asam.
Cara Penanggulangan Hazard	: Menghindari penggunaan bahan peralatan yang mengandung logam.

2.2.4 Etanol

Rumus Kimia	: C ₂ H ₆ O
Massa Molar	: 46,07 g/mol
Titik Didih	: 78°C
Titik Lebur	: -114 °C
Hazard	: Mudah Terbakar dan Toxic
Cara Penanggulangan Hazard	: penyimpanan pada tangki yang tertutup dan ventilasi yang baik serta kering.

2.2.5 Asam Asetat

Rumus Kimia	: CH ₃ COOH
Massa Molar	: 60 gr/mol
Titik Didih	: 117-118°C
Titik Lebur	: 16-16,5°C
pH	: < 2,5
Viskositas	: 1,53 mPa.s (pada 25°C)
Hazard	: Mudah Terbakar dan korosif bagi Kulit
Cara Penanggulanngan	: Penyimpanan pada tangka yang tertutup dan ventilasi yang baik.

2.2.6 Air

Rumus Kimia	: H ₂ O
Massa Molar	: 18,01 g/mol
Titik Didih	: 100 °C
pH	: 7
Densitas	: 1,000 g/mL (25 °C)

2.3 Pengendalian Kualitas

2.3.1 Pengendalian Kualitas bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan sebelum bahan baku memasuki proses produksi dengan beberapa pengujian yang dilakukan terhadap bahan baku. Tujuan dari pengendalian kualitas bahan baku adalah untuk menjamin bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi bahan baku proses produksi. Dalam hal ini Ampas Singkong, NaOH, Etanol, Asam Asetat, dan Asam Laktat dilakukan beberapa pengujian untuk dipastikan apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan atau belum.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses pada produksi pabrik xilooligosakarida ini menggunakan sistem kontrol otomatis yang dikendalikan dalam control room. Pengendalian yang dilakukan meliputi kontrol aliran dan kondisi operasi. Controller nantinya akan memberikan penanda baik berupa bunyi maupun nyala lampu agar operator dapat segera melakukan tindakan perbaikan ketika mendapatkan penanda tersebut untuk memperbaiki proses

produksi berjalan dengan baik seperti semula. Dibawah ini beberapa alat kontrol yang digunakan:

a. Level Controller

Alat ini digunakan untuk mengatur ketinggian (level) pada suatu cairan dalam suatu alat. Pengukuran ini dilakukan dengan operasi control valve yang mengatur laju cairan masuk atau keluar dari suatu proses.

b. Flow Controller

Alat ini digunakan untuk mengendalikan aliran yang masuk dan keluar agar kecepatan aliran fluida dalam suatu pipa atau unit proses lainnya dapat diatur. Controller ini memanfaatkan sinyal pneumatic yang diubah menjadi sinyal elektrik yang diterima oleh control valve yang diubah lagi menjadi sinyal pneumatic sehingga dapat menggerakkan valve. Sehingga prinsip kerja dari alat ini adalah memanfaatkan perbedaan tekanan dan dikalibrasikan sesuai dengan parameter yang ditentukan.

c. Temperature Controller

Alat ini digunakan untuk mendeteksi suhu dari suatu bahan atau alat yang biasanya memiliki set point suhu yang telah ditetapkan. Apabila suhu dari suatu bahan baku maupun alat diukur melebihi ataupun kurang dari nilai set point, alat ini akan memberikan sinyal untuk memberikan penanda supaya operator dapat melakukan tindakan perbaikan dengan segera.

d. Pressure Controller

Alat ini digunakan untuk mengamati suatu tekanan dari operasi yang akan memberikan sinyal peringatan apabila terjadi perubahan atau penyimpangan dari nilai set point tekanan yang telah ditetapkan.

e. Humidity Controller

Alat ini digunakan untuk menjaga kelembaban udara yang ada didalam gudang penyimpanan bahan baku, berupa ampas singkong. Agar mencegah kebusukan ampas singkong.

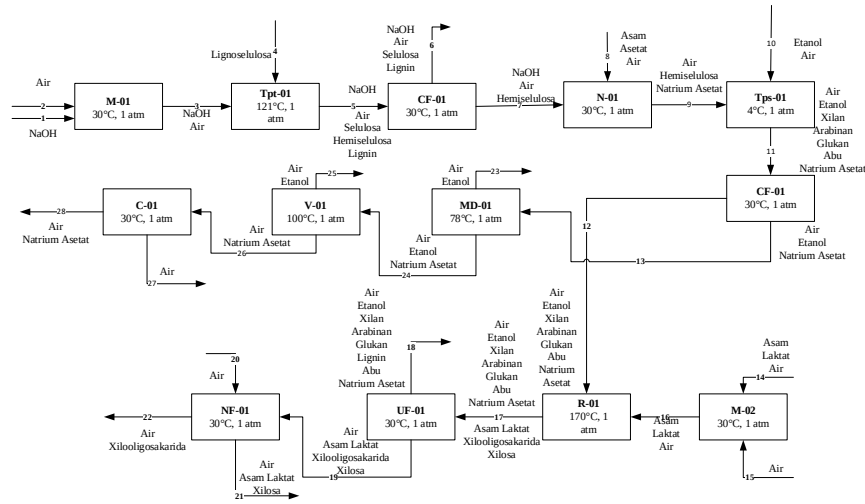
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengawasan dan pengendalian produk dilakukan untuk menjaga kualitas hasil produk dan dilakukan dari tahap bahan baku menjadi sebuah produk. Tujuan dari pengendalian kualitas produk adalah untuk memastikan produk karet alam siklis telah sesuai dengan standar dari segi mutu dan spesifikasi produk. Pengendalian ini dilakukan melalui beberapa pengujian terhadap produk karet alam siklis seperti uji kemurnian, uji komposisi dan sebagainya.

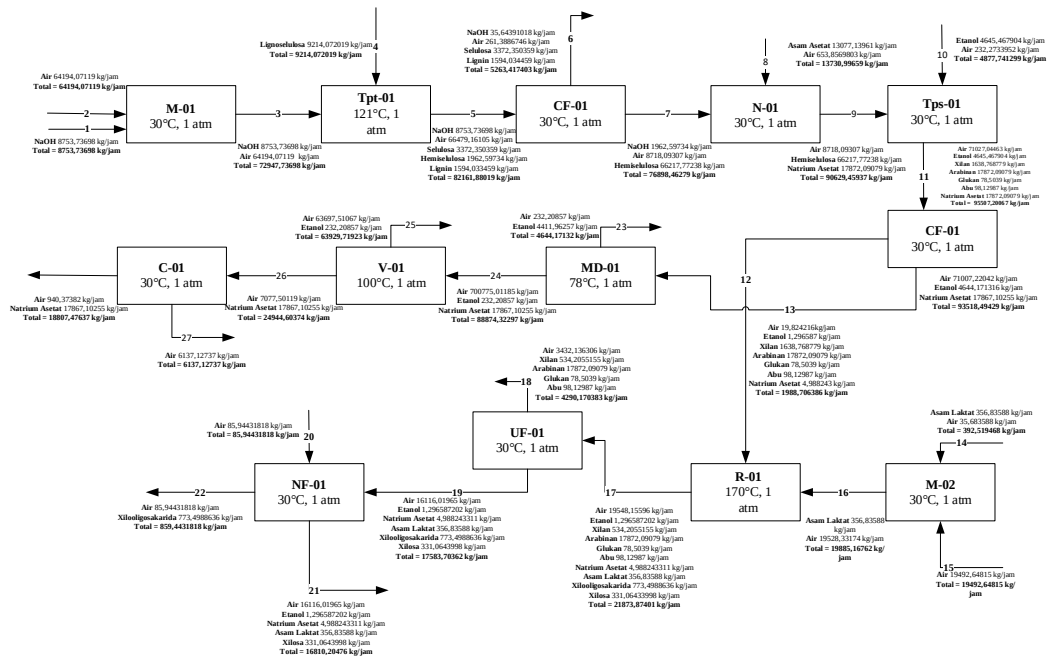
BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 2. 1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 2. 2 Diagram alir kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Produksi xilooligosakarida dari bahan baku ampas singkong kapasitas 6806,79 ton/tahun dengan metode hidrolisis asam dibagi menjadi beberapa tahapan dalam prosesnya, yaitu: tahap pertama yang dilakukan dengan proses deligninisasi dan tahap kedua mengolah hemiselulosa menjadi xilooligosakarida. Bahan baku awal yang digunakan dalam produksi xilooligosakarida yaitu ampas singkong dari para petani singkong atau produsen tepung tapioka yang kemudian diolah menjadi xilan untuk dijadikan bahan baku pembuatan xilooligosakarida. Xilooligosakarida dibuat dengan menggunakan hidrolisis asam lemah. Hidrolisis merupakan proses perubahan struktur yang berupa rantai panjang menjadi rantai karbon yang lebih pendek.

Proses hidrolisis dilakukan dengan menggunakan katalis asam lemah, yaitu asam laktat. Dari penelitian yang telah dilakukan sebelumnya, bahan berupa lignoselulosa lebih maksimal menggunakan asam laktat. Kadar asam laktat yang digunakan sebanyak 0,2 M. Diberikan sebanyak 10 kali volume padatan umpan. Penambahan bertujuan untuk mempercepat proses hidrolisis. Hasil akhir dari produk xilooligosakarida bermacam-macam bergantung pada derajat polimerisasi yang dihasilkan, seperti: *xilobiose*, *xilotriose*, *xilopentose*, dan lain sebagainya. Xilooligosakarida yang dihasilkan dari proses hidrolisis menghasilkan derajat polimerisasi 2-6.

Tahap 1

Xilan diperoleh dari proses deligninisasi dan presipitasi. Proses deligninisasi merupakan proses penghilangan lignin dari hemiselulosa. Proses presipitasi adalah proses perubahan hemiselulosa menjadi xilan dan turunannya. Tahapan yang dilakukan dalam proses deligninisasi dan presipitasi, yaitu:

- a. Ampas singkong diberi perlakuan dengan larutan NaOH 12% untuk memecah lignoselulosa menjadi selulosa, lignin, dan hemiselulosa.
- b. Selanjutnya, dilakukan sentrifugasi untuk menghilangkan lignin dan selulosa. Hal ini dapat terjadi karena hanya hemiselulosa yang terikat pada larutan NaOH.
- c. Selanjutnya hemiselulosa yang telah di sentrifugasi ditambahkan larutan asam asetat yang bertujuan untuk menetralkan kandungan basa dari NaOH sehingga terdegradasi menjadi garam natrium asetat.
- d. Hemiselulosa yang telah di netralisasi, kembali dimasukkan ke dalam tangki presipitasi. Pada tangki presipitasi akan ditambahkan larutan Etanol 95% sebanyak 3 kali volume padatan. Larutan etanol bertujuan untuk mengikan xilan dan turunannya.
- e. Setelah didiamkan selama 30 menit, dilakukan sentrifugasi untuk memisahkan cairan yang berupa larutan etanol, air, dan natrium asetat. Sehingga didapatkan padatan berupa natrium asetat.

Tahap 2

Pada tahap yang kedua, ampas singkong yang telah diolah menjadi xilan mengalami proses pengolahan selanjutnya. Tahapan yang dilakukan, yaitu:

- a. Xilan dan turunannya ditambahkan larutan asam laktat 0,2 M dengan perbandingan 1:10 (b/v). penambahan asam laktat berfungsi sebagai katalis yang mempercepat terjadinya proses hidrolisis. Proses dilakukan pada suhu 170°C selama 30 menit sambil diaduk agar terjadi pemutusan rantai xilan dari rantai panjang menjadi rantai yang lebih pendek.
- b. Xilan yang telah diproses menjadi xilooligosakarida selanjutnya dimasukkan ke dalam filter berupa Ultra Filtrasi. Ukuran membran yang digunakan adalah 1 kDa setara dengan 1000 gr/mol. Membrane ini digunakan untuk menahan xilan dan turunannya. Sedangkan xilooligosakarida yang merupakan produk akan lolos.
- c. Xilooligosakarida yang lolos akan masuk Kembali ke Nano Filtrasi. Ukuran membran yang digunakan sebesar 250 Da setara dengan 250 gr/mol. Membrane ini digunakan untuk menahan xilooligosakarida. Maka membran akan dilakukan pencucian sehingga mendapatkan hasil xilooligosakarida dengan kemurnian 90%.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Alat Pemisah

1. Mixer

Nama dan Kode	: M-01
Fungsi	: Mencampurkan antara NaOH dengan air
Jenis	: Tangki berpengaduk dengan <i>Torispherical Head</i>
Material	: <i>Stainless Steel</i>
Kondisi Operasi	:
a. Tekanan	: 1 atm
b. Temperatur	: 30 °C
c. Fase	: Cair - Cair
Spesifikasi	:
a. Konstruksi	:
Volume	: 12,91835 m ³
Tinggi Cairan	: 2,01969 m
Tinggi Total	: 3,69819 m
b. Shell	:
Diameter (ID)	: 2,54636 m
Tinggi	: 2,54358 m
Tebal	: 0,02223 m
c. Head	:
Bentuk	: <i>Torispherical Head</i>
Tinggi	: 0,57731 m
Tebal	: 0,03493 m

d. Pengaduk
 Jenis : *Flate blade turbine*

Jumlah : 1 Buah

Diameter : 0,84879 m

Kecepatan : 84 rpm

Power Pengadukan : 0,25416 Hp

Daya Pengadukan : 0,33333 Hp

Jumlah baffle : 4 Buah

Lebar baffle : 0,212196 m

Jumlah : 1 Buah

Harga : Rp. 13.322.327.600

2. Mixer-02

Nama dan Kode : M-02

Fungsi : Mencampurkan antara Asam laktat dengan air

Jenis : Tangki berpengaduk dengan *Torispherical Head*

Material : *Stainless Steel*

Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30 °C

Fase : Cair - Cair

Spesifikasi	:
Volume	: 14,21844 m ³
Tinggi Cairan	: 2,1885 m
Tinggi Total	: 3,8210 m
Shell	:
Diameter (ID)	: 2,69876 m
Tinggi	: 2,62611 m
Tebal	: 0,02222 m
Head	
Bentuk	: <i>Torispherical Head</i>
Tinggi	: 0,60189 m
Tebal	: 0,03175 m
Pengaduk	
Jenis	: <i>Flate blade turbine</i>
Jumlah	: 1 Buah
Diameter	: 0,89959 m
Kecepatan	: 37 rpm
Power Pengadukan	: 0,0003 Hp
Daya Pengadukan	: 0,05 Hp
Jumlah baffle	: 4 Buah
Lebar baffle	: 0,2249 m
Jumlah	: 1 Buah
Harga	: Rp. 13.907.977.900

3. Centrifuge 1

Nama dan Kode : CF-01

Fungsi : Memisahkan antara selulosa dan lignin (zat pengotor) dengan hemiselulosa berserta cairan yang akan masuk ke tangki presipitasi, seperti NaOH dan air.

Jenis : Sentrifugal sedimentasi dengan tipe *Disc*.

Material : *Stainless Steel*

Kondisi Operasi :

- a. Tekanan : 1 atm
- b. Temperatur : 30 °C
- c. Fase : Padat - Cair

Spesifikasi

- a. Kapasitas : 74,6547748 m³/jam
- b. Diameter bowl : 0,6096 m
- c. Laju putar motor : 4000 rpm
- d. Daya motor : 7,5 Hp

Harga : Rp. 382.862.800

4. Centrifuge 2

Nama dan Kode : CF-02

Fungsi : Memisahkan antara padatan pengotor yang berupa natrium asetat dengan padatan dan cairan yang akan masuk ke freeze dryer, seperti xilan, arabinan, glucan, lignin, air.

Jenis : Tangki berpengaduk dengan *Torispherical*

Head

Material : *Stainless Steel*

Kondisi Operasi :

- a. Tekanan : 1 atm
- b. Temperatur : 30 °C
- c. Fase : Padat - Cair

Spesifikasi

- a. Kapasitas : 87,66223075 m³/jam
- b. Diameter bowl : 0,91417 m
- c. Laju putar motor : 2250 rpm
- d. Daya motor : 400 Hp

Harga : Rp. 3.259.200.700

5. Ultrafiltrasi

Nama dan Kode : UF-01

Fungsi : Memisahkan antara padatan bahan baku dan zat pengotor (xilan, arabinan, glukukan, lignin, dan abu) dengan padatan yang berat molekulnya lebih kecil untuk masuk ke nanofiltrasi, seperti xilooligosakarida, xilosa, asam laktat, dan air.

Jenis : Drum

Material : *Stainless Steel 304*

Kondisi Operasi :

- a. Tekanan : 1 atm
- b. Temperatur : 30 °C
- c. Fase : Padat - Cair

Spesifikasi

- a. Kapasitas : 22,0429 m³/jam
- b. Luas permukaan : 0,73476 m²
- c. Ukuran Membran : 1000 Da

Harga : Rp. 1.619.055.400

6. Nanofiltrasi

Nama dan Kode : NF - 01

Fungsi : Memisahkan antara produk
(Xilooligosakarida) dengan zat pengotor lain,
seperti xilosa, asam laktat, dan air.

Jenis : Drum

Material : *Stainless Steel 304*

Kondisi Operasi :

- a. Tekanan : 1 atm
- b. Temperatur : 30 °C
- c. Fase : Padat - Cair

Spesifikasi

- a. Kapasitas : 17,62939945 m³/jam
- b. Luas Permukaan : 0,5876466 m²
- c. Ukuran Membran : 250 Da

Harga : Rp. 1.619.055.400

3.3.2 Spesifikasi Unit Operasi Pendukung

1. Tangki *Pretreatment*

Nama dan Kode : Tpt - 01

Fungsi : *Pretreatment* lignoselulosa dengan NaOH untuk memutus ikatan dan menjadi senyawa selulosa, hemiselulosa, dan lignin. Serta melarutkan hemiselulosa dalam NaOH.

Jenis : Silinder Tegak

Material : *Stainless Steel*

Kondisi Operasi :

- a. Tekanan : 1 atm
- b. Temperatur : 121 °C
- c. Fase : Cair - Padat

Spesifikasi :

a. Kapasitas : 68,7933988 m³

b. Shell :
Diameter Shell : 4,48946 m

Tinggi Shell : 4,4418 m

Tebal Shell : 0,04128 m

c. Head :
Tebal Head : 0,06985 m

Harga : Rp. 4.007.081.000

2. Tangki Presipitasi

Nama dan Kode : Tps - 01

Fungsi : Memecah senyawa hemiselulosa menjadi senyawa turunannya dengan bantuan etanol dingin, yaitu xilan, arabinan, glukukan, lignin, dan au. Serta, menetralkan senyawa dari proses sebelumnya dengan bantuan asam asetat.

Jenis : Silinder Tegak Berpengaduk

Material : *Stainless Steel*

Kondisi Operasi :

- a. Tekanan : 1 atm
- b. Temperatur : 30 °C
- c. Fase : Padat - Cair

Spesifikasi :

- a. Kapasitas : 106,525744 m³

- b. Shell :
- Diameter Shell : 5,38481 m

Tinggi Shell : 5,1388 m

Tebal Shell : 0,0508 m

- c. Head :
- Tebal Head : 0,06985 m

- d. Pengaduk :
- Jenis : *Flate blade turbine*

Jumlah : 1 buah

Kecepatan : 45 rpm

Diameter : 1,79493 m

Power	: 0,0867 Hp
Daya Motor	: 0,125 Hp
e. Baffle	:
Jumlah	: 4 Buah
Lebar Baffle	: 0,44873 m
Harga	: Rp. 11.844.122.000

3.3.3 Spesifikasi Reaktor

Reaktor Hidrolisis (R-01)

Fungsi	: Untuk mereaksikan xilan dengan bantuan katalis asam laktat.
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Jumlah	: 3
Kapasitas Total	: 3,91167 m ³
Kondisi Operasi	
Suhu	: 170°C
Tekanan	: 1 atm
Waktu Tinggal	: 31,588 menit
Fase	: Padat-Cair
Konstruksi dan Material	
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Tebal Shell	: 0,00476 m
Tebal Head	: 0,00476 m
Tinggi Shell	: 1,83168 m

Tinggi head	: 0,26136 m
Tinggi Total	: 1,70700 m
Jenis Head	: <i>Torispherical Roof</i>
Tinggi Cairan	: 0,95382 m
Pengaduk	
Jumlah Pengaduk	: 1 buah
Kecepatan Pengadukan	: 155 rpm
Power Pengadukan	: 0,5 HP
Spesifikasi Khusus	
Jenis Pemanas	: Jaket
Tinggi Jaket	: 1,14458 m
Tebal Jaket	: 0,004763 m
Harga Total	: Rp. 3.635.574.300

3.3.4 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan Asam Asetat (CH_3COOH)	Sebagai tempat penyimpanan Asam Laktat	Sebagai tempat penyimpanan Natrium Hidroksida (NaOH)
Lama Penyimpanan	14 Hari	14 Hari	14 Hari
Fasa	Cair	Cair	Padat
Jumlah Tangki	2	1	2
Kondisi Operasi	Suhu: 30 °C Tekanan: 1 atm	Suhu: 30 °C Tekanan: 1 atm	Suhu: 30 °C Tekanan: 1 atm
Spesifikasi	Bahan Konstruksi: <i>Stainless Steel 304</i> Volume tangki: 3336,0953 m ³ Diameter: 16,1978 m Tinggi Total: 19,6734 m	Bahan Konstruksi: <i>Stainless Steel 304</i> Volume tangki: 359,41834 m ³ Diameter: 10,6675 m Tinggi Total: 12,2221 m	Bahan Konstruksi: <i>Stainless Steel 304</i> Volume tangki: 1189,30098 m ³ Diameter: 12,1914 m Tinggi Total: 15,002 m

Tangki	T-01	T-02	T-03
	Jumlah course: 9 Tebal shell: 0,875 in	Jumlah course: 6 Tebal shell: 0,3125 in	Jumlah course: 8 Tebal shell: 0,625 in
Head & Bottom	Jenis Head: <i>Torispherical Flanged and Dished Head</i> Tebal Head: 1,625 in Jenis bottom: <i>Flat Bottom</i> Tebal bottom: 2 in	Jenis Head: <i>Conical Roof</i> Tebal Head: 0,625 in Jenis bottom: <i>Flat Bottom</i> Tebal bottom: 0,5 in	Jenis Head: <i>Torispherical Flanged and Dished Head</i> Tebal Head: 2 in Jenis bottom: <i>Flat Bottom</i> Tebal bottom: 1,75 in
Harga (Rp.)	25.486.333.000	2.572.967.800	15.061.433.200

Lanjutan Spesifikasi Alat Penyimpanan

Tangki	T-04	T-05
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan Etanol (C_2H_5OH)	Sebagai tempat penyimpanan Xilooligosakarida
Lama Penyimpanan	14 Hari	30 Hari
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1
Kondisi Operasi	Suhu: 30 °C Tekanan: 1 atm	Suhu: 30 °C Tekanan: 1 atm
Spesifikasi	Bahan Konstruksi: <i>Stainless Steel 304</i> Volume tangki: 3005,6956 m ³ Diameter: 18,2871 m Tinggi Total: 19,67257 m Jumlah course: 10 Tebal shell: 1 in	Bahan Konstruksi: <i>Stainless Steel 304</i> Volume tangki: 1128,78167 m ³ Diameter: 13,71533 m Tinggi Total: 16,76025 m Jumlah course: 8 Tebal shell: 0,625 in
Head & Bottom	Jenis Head:	Jenis Head: <i>Conical Roof</i>

Tangki	T-04	T-05
	<i>Torispherical Flanged and Dished Head</i> Tebal Head: 0,625 in Jenis bottom: <i>Flat Bottom</i> Tebal bottom: 0,875 in	Tebal Head: 1 in Jenis bottom: <i>Flat Bottom</i> Tebal bottom: 0,875 in
Harga (Rp.)	148.821,690.500	8.494.362.800

Tabel 3. 2 Spesifikasi Gudang

Tangki	GD-01
Fungsi	Sebagai gudang penyimpanan Ampas Singkong
Lama Penyimpanan	7 Hari
Fasa	Padat
Jumlah	1
Kondisi Operasi	Suhu: 30 °C Tekanan: 1 atm

Tangki	GD-01
Spesifikasi	Volume Gudang: 1428,8899 m³ Luas Gudang: 476,29665 m² Lebar: 18,5184 m Panjang: 37,03693 m Tinggi: 6 m
Harga (Rp.)	1.667.038.260,58

3.3.5 Spesifikasi Alat Transport Bahan

3.3.5.1 Alat Transport Bahan Cair

Tabel 3. 3 Tabel Spesifikasi Alat Tranportasi Bahan Cair

Kode Alat	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan larutan NaOH dari Mixer – 01 menuju Heater 01 sampai Tangki Pretreatment - 01	Mengalirkan output Tangki Pretreatment – 01 menuju Cooler – 01 sampai Centrifuge - 01	Mengalirkan Etanol dari Tangki Penyimpanan (T-04) menuju Tangki Presipitasi - 01	Mengalirkan Output Centrifuge – 01 menuju Tangki Presipitasi - 01
Bahan yang Dipompa	Larutan NaOH	Larutan NaOH, Lignin,	Larutan Etanol	Larutan NaOH, Hemiselulosa

Kode Alat	P-01	P-02	P-03	P-04
		Selulosa, Hemiselulosa		
Viskositas (cP)	279	257	0,96	153
Densitas (kg/m ³)	1129,367	1147,0681	794,21702	1086,07509
Tekanan (atm)	1	1	1	1
Kapasitas (m ³ /jam)	77,510112	85,9533	7,36988	0,078231
Pump Head (m)	5,83	2,5	7,09	7,09
Suhu Fluida (°C)	30	30	30	30
Jenis Aliran	Axial Flow Impeller	Axial Flow Impeller	Mixed Flow Impeller	Radial Flow Impeller
Daya Motor (HP)	40	0,333	0,75	0,75
Jumlah	1	1	1	1
Material	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>

Kode Alat	P-01	P-02	P-03	P-04
Harga (Rp.)	296.880.900	296.880.900	74.625.800	64.892.000

Lanjutan spesifikasi Pompa

Kode Alat	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan larutan Asam Asetat dari Tangki Penyimpanan (T-02) menuju Tangki Presipitasi	Mengalirkan output Tangki Presipitasi – 01 menuju Centrifuge - 02	Mengalirkan output Tangki Centrifuge – 02 ke Unit Pembuangan Limbah	Mengalirkan Asam Laktat dari Tangki Penyimpanan menuju Mixer - 02
Bahan yang Dipompa	Larutan Asam Asetat	Air, NaOH, Etanol, Xilan, Natrium Asetat, Arabinan, Glukan, Lignin, dan Abu	Air, Etanol, dan Natrium Asetat	Larutan Asam Laktat
Viskositas (cP)	1,04	2,78	0,86	0,782
Densitas (kg/m ³)	1037,2039	1086,4905	277,8569	33,7166
Tekanan (atm)	1	1	1	1

Kode Alat	P-05	P-06	P-07	P-08
Kapasitas (m ³ /jam)	15,88617	0,096821	403,8848	13,97007
Pump Head (m)	7,09	3	0,5	3,33
Suhu Fluida (°C)	30	30	30	30
Jenis Aliran	Mixed Flow Impeller	Radial Flow Impeller	Axial Flow Impeller	Mixed Flow Impeller
Daya Motor (HP)	0,75	2	100	5
Jumlah	1	1	1	1
Material	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Harga (Rp.)	74.625.800	64.892.000	1.281.617.000	66.514.300

Lanjutan spesifikasi pompa

Kode Alat	P-09	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Mengalirkan Output Mixer-02 menuju Heater-02 sampai Reaktor (R-01)	Mengalirkan Output Reaktor (R-01) menuju Cooler-02 sampai Ultrafiltrasi	Mengalirkan output Ultrafiltrasi menuju Nanofiltrasi	Mengalirkan Xilooligosakari da ke Tangki Penyimpanan Xilooligosakari da
Bahan yang Dipompa	Larutan Asam Laktat	Air, Xilan, Arabinan, Glukan, Lignin, Abu, Asam Laktat, Xilooligosakari da, dan Xilosa	Air, Asam Laktat, XOS (Xilooligosakarida), Xilosa	Air dan Xilooligosakari da
Viskositas (cP)	1,94	3,71	1,8365	9,08177
Densitas (kg/m ³)	1485,9952	1039,933885	66,8637	720,1023
Tekanan (atm)	1	1	1	1
Kapasitas (m ³ /jam)	16,05806	0,96128	315,46117	1,4322
Pump Head (m)	0,977	49,5743	1,5	16,3

Kode Alat	P-09	P-10	P-11	P-12
Suhu Fluida (°C)	30	30	30	30
Jenis Aliran	Axial Flow Impeller	Axial Flow Impeller	Axial Flow Impeller	Radial Flow Impeller
Daya Motor (HP)	75	200	60	2
Jumlah	1	1	1	1
Material	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Harga (Rp.)	94.093.400	133.028.600	648.920.000	64.892.000

3.3.5.2 Alat Transport Bahan Padat

Spesifikasi	Conveyor	
Kode Alat	SC-01	SC-02
Fungsi	Mengangkat NaOH dari Tangki menuju Mixer	Mengangkat ampas singkong dari gudang menuju Tangki Pretreatment
Bahan yang diangkut	NaOH	Ampas Singkong
Suhu (°C)	30	30

Spesifikasi	Conveyor	
Kapasitas (kg/(m.jam))	3590,1264	3778,921287
Dimensi (m)	0,4064	0,508
Speed (rpm)	142	27,49
Daya Motor (HP)	7,5	3
Jumlah	1	1
Material	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Harga (Rp.)	73.003.500	90.848.800

Spesifikasi	Conveyor	
Kode Alat	SC-03	SC-04
Fungsi	Mengangkat output Centrifuge-01 menuju Unit Pengolahan Limbah	Mengangkat Output padatan dari Centrifuge-02 menuju Reaktor
Bahan yang diangkut	Air, Lignin, Selulosa	Xilan, Arabinan, Glukan, Lignin, Abu, Etanol, Natrium Asetat, dan Air
Suhu (°C)	30	30
Kapasitas (kg/(m.jam))	2158,6590	815,6182
Dimensi (m)	0,3048	0,4064
Speed (rpm)	206,27	32,26
Daya Motor (HP)	5	2
Jumlah	1	1
Material	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>

Spesifikasi	Conveyor	
Harga (Rp.)	64.892.000	73.003.500

3.3.6 Spesifikasi Alat Transfer Panas

3.3.6.1 Heater

Tabel 3. 4 Tabel Spesifikasi Alat Penukar Panas

Spesifikasi		<i>Heater</i>
Kode Alat		HE-01
Fungsi		Memanaskan Larutan NaOH dari suhu 30 °C ke suhu 121 °C
Jenis		<i>Shell and Tube</i>
Luas Transfer Panas (ft ²)		1648,256012
Kondisi Operasi		
Shell	Fluida	<i>Steam</i>
	Kapasitas (lb/jam)	20618,50166
	Pressure Drop (Psi)	0,304
Tube	Fluida	Larutan NaOH
	Kapasitas (lb/jam)	160849,917

Spesifikasi		<i>Heater</i>
Kode Alat		HE-01
	Pressure Drop (Psi)	0,059
Spesifikasi Pipa		
Shell	Passes (in)	1
	Baffle Space (in)	6,2
	ID (in)	31
Tube	Passes (in)	2
	BWG (in)	16
	OD (in)	1
	ID (in)	1 1/4
	Susunan	<i>Triangular pitch</i>
	Panjang (ft)	16
Ud, Btu/(jam.ft ² .°F)		52,0032
Uc, Btu/(jam.ft ² .°F)		1260
Rd		0,0184

Spesifikasi	<i>Heater</i>
Kode Alat	HE-01
Rd min	0,0027
Jumlah	1
Material	<i>Stainless Steel 304</i>
Harga (Rp.)	3.223.510.100

Spesifikasi		Heater
Kode Alat		HE-02
Fungsi		Memanaskan Larutan Asam Laktat dari suhu 30 °C ke suhu 170 °C
Jenis		Shell and Tube
Luas Transfer Panas (ft²)		251,8377
Kondisi Operasi		
Shell	Fluida	Steam
	Kapasitas (lb/jam)	5857,565228

Spesifikasi		<i>Heater</i>
Kode Alat		HE-02
	Pressure Drop (Psi)	0,509
Tube	Fluida	Larutan Asam Laktat
	Kapasitas (lb/jam)	43846,7946
	Pressure Drop (Psi)	0,468
Spesifikasi Pipa		
Shell	Passes (in)	1
	Baffle Space (in)	2,65
	ID (in)	13,25
Tube	Passes (in)	2
	BWG (in)	16
	OD (in)	1
	ID (in)	1 1/4
	Susunan	<i>Triangular pitch</i>
	Panjang (ft)	16

Spesifikasi	<i>Heater</i>
Kode Alat	HE-02
Ud, Btu/(jam.ft ² .°F)	135,2738
Uc, Btu/(jam.ft ² .°F)	3900
Rd	0,00713
Rd min	0,0027
Jumlah	1
Material	<i>Stainless Steel 304</i>
Harga	593.761.800

3.3.6.2 Cooler

Tabel 3. 5 Spesifikasi alat *Cooler*

Spesifikasi		<i>Cooler</i>
Kode Alat		CL-01
Fungsi		Mendinginkan output Tangki Pretreatment dari suhu 121 °C ke suhu 35 °C
Jenis		<i>Shell and Tube</i>
Luas Transfer Panas (ft ²)		50818,1111
Kondisi Operasi		
Shell	Fluida	Air Pendingin
	Kapasitas (lb/jam)	25
	Pressure Drop (Psi)	$1,61 \times 10^{-13}$
Tube	Fluida	<i>Hot Fluid</i>
	Kapasitas (lb/jam)	176128,3227
	Pressure Drop (Psi)	0,459
Spesifikasi Pipa		
Shell	Passes (in)	1

Spesifikasi		<i>Cooler</i>
Kode Alat		CL-01
	Baffle Space (in)	7,8
	ID (in)	39
Tube	Passes (in)	2
	BWG (in)	16
	OD (in)	1
	ID (in)	0,870
	Susunan	<i>Triangular pitch</i>
	Panjang (ft)	16
Ud, Btu/(jam.ft ² .°F)		97,6617
Uc, Btu/(jam.ft ² .°F)		0,982
Rd		0,0093
Rd min		0,0027
Jumlah		1
Material		<i>Stainless Steel 304</i>

Spesifikasi	<i>Cooler</i>
Kode Alat	CL-01
Harga (Rp)	4.300.717.300

Lanjutan Spesifikasi *Cooler*

Spesifikasi		Cooler
Kode Alat		CL-02
Fungsi		Mendinginkan output Reaktor dari suhu 170 °C ke suhu 35 °C
Jenis		Shell and Tube
Luas Transfer Panas (ft²)		2186,5536
Kondisi Operasi		
Shell	Fluida	Air Pendingin
	Kapasitas (kg/jam)	2390
	Pressure Drop (Psi)	7,84 x 10 ⁻¹¹
Tube	Fluida	Hot Fluid

Spesifikasi		<i>Cooler</i>
Kode Alat		CL-02
	Kapasitas (kg/jam)	48218,03413
	Pressure Drop (Psi)	0,232
Spesifikasi Pipa		
Shell	Passes (in)	1
	Baffle Space (in)	6,6
	ID (in)	33
Tube	Passes (in)	2
	BWG (in)	16
	OD (in)	1
	ID (in)	0,870
	Susunan	<i>Triangular pitch</i>
	Panjang (ft)	16
Ud, Btu/(jam.ft ² .°F)		88,6680
Uc, Btu/(jam.ft ² .°F)		817

Spesifikasi	<i>Cooler</i>
Kode Alat	CL-02
Rd	0,0433
Rd min	0,0027
Jumlah	1
Material	<i>Stainless Steel 304</i>
Harga (Rp)	3.66.153.400

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Komponen Alat

Basis perhitungan neraca massa:

Kapasitas produk : 6800 ton/tahun

Basis Perhitungan : 859,4431818 kg/jam

Tabel 3. 6 Komposisi Lignoselulosa

Komposisi Lignoselulosa	
Selulosa	36,60%
Hemiselulosa	21,30%
Lignin	17,30%
Air	24,80%
Total	100%

Neraca Massa Mixer-01

Tabel 3. 7 Neraca Massa Mixer-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3 (Pretreatment)
Lignoselulosa	0	0	0
NaOH	8753,73698	0	8753,73698
Air	0	64194,07119	64194,07119
Selulosa	0	0	0
Hemiselulosa	0	0	0
Lignin	0	0	0
Etanol	0	0	0
Asam Asetat	0	0	0
Natrium Asetat	0	0	0
Xilan	0	0	0
Arabinan	0	0	0
Glukan	0	0	0

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3 (Pretreatment)
Abu	0	0	0
Asam Laktat	0	0	0
Xilooligasakarida	0	0	0
Xilosa	0	0	0
Total	8753,73698	64194,07119	72947,80817
	72947,80817		

Neraca Massa Tangki Pretreatment

Tabel 3. 8 Neraca Massa Tpt-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 3 (Pretreatment)	Arus 4	Arus 5 (Centrifuge-01)
Lignoselulosa	0	9214,072019	0
NaOH	8753,73698	0	8753,73698
Air	64194,07119	0	66479,16105

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 3 (Pretreatment)	Arus 4	Arus 5 (Centrifuge-01)
Selulosa	0	0	3372,350359
Hemiselulosa	0	0	1962,59734
Lignin	0	0	1594,034459
Etanol	0	0	0
Asam Asetat	0	0	0
Natrium Asetat	0	0	0
Xilan	0	0	0
Arabinan	0	0	0
Glukan	0	0	0
Abu	0	0	0
Asam Laktat	0	0	0
Xilooligasakarida	0	0	0
Xilosa	0	0	0
Total	72947,80817	9214,072019	82161,88019

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 3 (Pretreatment)	Arus 4	Arus 5 (Centrifuge-01)
	82161,88019		

Neraca Massa Centrifuge (CF) 1

Tabel 3. 9 Neraca Massa CF-01

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 5 (CF 1)	Arus 6	Arus 7 (Presipitasi)
Lignoselulosa	0	0	0
NaOH	8753,73698	35,64391018	8718,09307
Air	66479,16105	261,3886746	66217,77238
Selulosa	3372,350359	3372,350359	0
Hemiselulosa	1962,59734	0	1962,59734
Lignin	1594,034459	1594,034459	0
Etanol	0	0	0
Asam Asetat	0	0	0

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 5 (CF 1)	Arus 6	Arus 7 (Presipitasi)
Natrium Asetat	0	0	0
Xilan	0	0	0
Arabinan	0	0	0
Glukan	0	0	0
Abu	0	0	0
Asam Laktat	0	0	0
Xilooligasakarida	0	0	0
Xilosa	0	0	0
Total	82161,88019	5263,417403	76898,46279
		82161,88019	

Neraca Massa Tangki Netralisasi (N-01)

Tabel 3. 10 Neraca Massa N-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 7 (Centrifuge-01)	Arus 8	Arus 9
Lignoselulosa	0	0	0
NaOH	8718,09307	0	0
Air	66217,77238	653,85698	70794,77124
Selulosa	0	0	0
Hemiselulosa	1962,59734	0	1962,59734
Lignin	0	0	0
Etanol	0	0	0
Asam Asetat	0	13077,13961	0
Natrium Asetat	0	0	17872,09079
Xilan	0	0	0
Arabinan	0	0	0
Glukan	0	0	0

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 7 (Centrifuge-01)	Arus 8	Arus 9
Abu	0	0	0
Asam Laktat	0	0	0
Xilooligasakarida	0	0	0
Xilosa	0	0	0
Total	76898,46279	137370,99659	90629,45937
	90629,45937		

Neraca Massa Tangki Presipitasi

Tabel 3. 11 Neraca Massa Tps-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
Lignoselulosa	0	0	0
NaOH	0	0	0
Air	70794,77124	232,27340	71027,04463

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
Selulosa	0	0	0
Hemiselulosa	1962,59734	0	0
Lignin	0	0	0
Etanol	0	4645,46790	4645,46790
Asam Asetat	0	0	0
Natrium Asetat	17872,09079	0	17872,09079
Xilan	0	0	1638,768779
Arabinan	0	0	147,1948
Glukan	0	0	78,5039
Abu	0	0	98,12986
Asam Laktat	0	0	0
Xilooligasakarida	0	0	0
Xilosa	0	0	0
Total	90629,45937	4877,74130	95507,20067

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
	95507,20067		

Neraca Massa Centrifuge (CF) 2

Tabel 3. 12 Neraca Massa CF-02

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 11 (CF 2)	Arus 12 (R-01)	Arus 13
Lignoselulosa	0	0	0
NaOH	0	0	0
Air	71027,04463	19,824216	71007,22042
Selulosa	0	0	0
Hemiselulosa	0	0	0
Lignin	0	0	0
Etanol	4645,46790	1,296587	4644,171316
Asam Asetat	0	0	0

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 11 (CF 2)	Arus 12 (R-01)	Arus 13
Natrium Asetat	17872,09079	4,988243	17867,10255
Xilan	1638,768779	1638,768779	0
Arabinan	147,1948	147,1948	0
Glukan	78,5039	78,5039	0
Abu	98,12986	98,12986	0
Asam Laktat	0	0	0
Xilooligasakarida	0	0	0
Xilosa	0	0	0
Total	95507,20067	1988,706386	93518,49429
		95507,20067	

Neraca Massa Mixer-02

Tabel 3. 13 Neraca Massa M-02

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 14	Arus 15	Arus 16 (Reaktor)
Lignoselulosa	0	0	0
NaOH	0	0	0
Air	35,683588	19492,64815	19528,33174
Selulosa	0	0	0
Hemiselulosa	0	0	0
Lignin	0	0	0
Etanol	0	0	0
Asam Asetat	0	0	0
Natrium Asetat	0	0	0
Xilan	0	0	0
Arabinan	0	0	0
Glukan	0	0	0

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 14	Arus 15	Arus 16 (Reaktor)
Abu	0	0	0
Asam Laktat	356,83588	0	356,83588
Xilooligasakarida	0	0	0
Xilosa	0	0	0
Total	392,519468	19492,64815	19885,16762
	19885,16762		

Neraca Massa Reaktor Hidrolisis

Tabel 3. 14 Neraca Massa R-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 13 (Reaktor)	Arus 16 (Asam Laktat)	Arus 17 (UF)
Lignoselulosa	0	0	0
NaOH	0	0	0

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 13 (Reaktor)	Arus 16 (Asam Laktat)	Arus 17 (UF)
Air	19,824216	19528,33174	19548,15596
Selulosa	0	0	0
Hemiselulosa	0	0	0
Lignin	0	0	0
Etanol	1,296587	0	1,296587
Asam Asetat	0	0	0
Natrium Asetat	4,988243	0	4,988243
Xilan	1638,768779	0	534,2055155
Arabinan	147,1948	0	147,1948
Glukan	78,5039	0	78,5039
Abu	98,12986	0	98,12986
Asam Laktat	0	356,83588	356,83588
Xilooligasakarida	0	0	773,4988636
Xilosa	0	0	331,0643998

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 13 (Reaktor)	Arus 16 (Asam Laktat)	Arus 17 (UF)
Total	1988,706386	19885,16762	21873,87401
	21873,87401		

Neraca Massa Ultrafiltrasi

Tabel 3. 15 Neraca Massa UF-01

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 17 (UF)	Arus 18	Arus 19 (NF)
Lignoselulosa	0	0	0
NaOH	0	0	0
Air	19548,15596	3432,136306	16116,01965
Selulosa	0	0	0
Hemiselulosa	0	0	0
Lignin	0	0	0
Etanol	1,296587	0	1,296587

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 17 (UF)	Arus 18	Arus 19 (NF)
Asam Asetat	0	0	0
Natrium Asetat	4,988243	0	4,988243
Xilan	534,2055155	534,2055155	0
Arabinan	147,1948	147,1948	0
Glukan	78,5039	78,5039	0
Abu	98,12986	98,12986	0
Asam Laktat	356,83588	0	356,83588
Xilooligasakarida	773,4988636	0	773,4988636
Xilosa	331,0643998	0	331,0643998
Total	21873,87401	4290,170383	17583,70362
		21873,87401	

Neraca Massa Nanofiltrasi

Tabel 3. 16 Neraca Massa NF-01

Komponen	Input (kg/jam)			Output(kg/jam)
	Arus 19 (NF)	Arus 20 (Air)	Arus 21	Arus 22 (Produk)
Lignoselulosa	0	0	0	0
NaOH	0	0	0	0
Air	16116,01965	85,94431818	16116,01965	85,94431818
Selulosa	0	0	0	0
Hemiselulosa	0	0	0	0
Lignin	0	0	0	0
Etanol	1,296587	0	1,296587	0
Asam Asetat	0	0	0	0
Natrium Asetat	4,988243	0	4,988243	0
Xilan	0	0	0	0
Arabinan	0	0	0	0
Glukan	0	0	0	0

Komponen	Input (kg/jam)			Output(kg/jam)
	Arus 19 (NF)	Arus 20 (Air)	Arus 21	Arus 22 (Produk)
Abu	0	0	0	0
Asam Laktat	356,83588	0	356,83588	0
Xilooligasakarida	773,4988636	0	0	773,4988636
Xilosa	331,0643998	0	331,0643998	0
Total	17583,70362	85,94431818	16810,20478	859,4431818
	17669,64794		17669,64794	

Neraca Massa Menara Destilasi (MD-01)

Tabel 3. 17 Neraca Massa MD-01

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 13	Arus 23	Arus 24
Lignoselulosa	0	0	0
NaOH	0	0	0
Air	71007,22042	232,20857	70775,01185

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 13	Arus 23	Arus 24
Selulosa	0	0	0
Hemiselulosa	0	0	0
Lignin	0	0	0
Etanol	4644,171316	4411,96275	232,20857
Asam Asetat	0	0	0
Natrium Asetat	17867,10255	0	17867,10255
Xilan	0	0	0
Arabinan	0	0	0
Glukan	0	0	0
Abu	0	0	0
Asam Laktat	0	0	0
Xilooligasakarida	0	0	0
Xilosa	0	0	0
Total	93518,49429	4644,17132	88874,32297

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 13	Arus 23	Arus 24
		93518,49429	

Neraca Massa Vaporizer (V-01)

Tabel 3. 18 Neraca Massa V-01

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 24	Arus 25	Arus 26
Lignoselulosa	0	0	0
NaOH	0	0	0
Air	70775,01185	63697,51067	7077,50119
Selulosa	0	0	0
Hemiselulosa	0	0	0
Lignin	0	0	0
Etanol	232,20857	232,20857	0
Asam Asetat	0	0	0

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 24	Arus 25	Arus 26
Natrium Asetat	17867,10255	0	17867,10255
Xilan	0	0	0
Arabinan	0	0	0
Glukan	0	0	0
Abu	0	0	0
Asam Laktat	0	0	0
Xilooligasakarida	0	0	0
Xilosa	0	0	0
Total	88874,32297	63929,71923	24944,60374
		88874,32297	

Neraca Massa Crystallizer (C-01)

Tabel 3. 19 Neraca Massa C-01

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 26	Arus 27	Arus 28
Lignoselulosa	0	0	0
NaOH	0	0	0
Air	7077,50119	6137,12737	940,37382
Selulosa	0	0	0
Hemiselulosa	0	0	0
Lignin	0	0	0
Etanol	0	0	0
Asam Asetat	0	0	0
Natrium Asetat	17867,10255	0	17867,10255
Xilan	0	0	0
Arabinan	0	0	0
Glukan	0	0	0
Abu	0	0	0

Komponen	Input (kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 26	Arus 27	Arus 28
Asam Laktat	0	0	0
Xilooligasakarida	0	0	0
Xilosa	0	0	0
Total	24944,60374	6137,12737	18807,47637
		24944,60374	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Komponen Alat

Neraca Panas Mixer (M-01)

Tabel 3. 20 Neraca Panas M-01

Komponen	Input	Output
	kJ/jam	kJ/jam
Q1	95323,45406	-
Q2	1346302,31	-
Q3	-	1441625,76
Total	1441625,76	1441625,76

Neraca Panas Tangki Pretreatment (TPt-01)

Tabel 3. 21 Neraca Panas Tpt-01

Komponen	Input	Output
	kJ/jam	kJ/jam
Q3	27634135,97	-
Q4	$2,30352 \times 10^{-06}$	-

Komponen	Input	Output
	kJ/jam	kJ/jam
Q5	-	28552773,27
Q	918637,2964	-
Total	28552773,27	28552773,27

Neraca Panas Tangki Presipitasi (Tps-01)

Tabel 3. 22 Neraca Panas Tps-01

Komponen	Input	Output
	kJ/jam	kJ/jam
Q9	6257764,866	-
Q10	245747,1125	-
Q11	-	6509584,527
Q	2,4129	-
Total	6509584,527	6509584,527

Neraca Panas Mixer (M-02)

Tabel 3. 23 Neraca Panas M-02

Komponen	Input	Output
	kJ/jam	kJ/jam
Q14	880,5311234	-
Q15	408807,18	-
Q16	-	409687,7112
Total	409687,7112	409687,7112

Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3. 24 Neraca Panas R-01

Komponen	Input	Output
	kJ/jam	kJ/jam
Q13	12160,36558	-
Q16	11978999,66	-
Q17	-	11991160,08
Panas Reaksi	-	16276,20684

Komponen	Input	Output
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	16276,20684	-
Total	12007436,28	12007436,28

Neraca Panas Heater (HE-01)

Tabel 3. 25 Neraca Panas HE-01

Komponen	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	1441625,763	-
Q _{out}	-	27634135,97
Q _{steam}	26192510,21	-
Total	27634135,97	27634135,97

Neraca Panas Heater (HE-02)

Tabel 3. 26 Neraca Panas HE-02

Komponen	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	409687,7112	-
Q _{out}	-	7850787,92
Q _{steam}	7441100,209	-
Total	7850787,92	7850787,92

Neraca Panas Cooler (CL-01)

Tabel 3. 27 Neraca Panas CL-01

Komponen	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	27634135,97	-
Q _{out}	-	141625,763
Q _{pendingin}	-	26192510,21
Total	27634135,97	27634135,97

Neraca Panas Cooler (CL-02)

Tabel 3. 28 Neraca Panas CL-02

Komponen	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q_{in}	11991160,08	-
Q_{out}	-	819516,5564
$Q_{pendingin}$	-	11171643,52
Total	11991160,08	11991160,08

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan faktor penting dalam proses perancangan pabrik, hal ini dikarenakan berkaitan dengan nilai ekonomis suatu pabrik yang akan dibangun. Pemilihan lokasi pabrik secara umum dapat didasarkan dengan mendekati bahan baku atau mendekati pasar yang dituju. Selain itu, penentuan lokasi pabrik juga didasarkan terkait transportasi, biaya pengiriman, sarana dan prasarana di daerah pendirian pabrik, serta berdasarkan kebijakan dan sosial budaya di daerah setempat. Pemilihan lokasi pabrik xilooligosakarida didasarkan pada lokasi dari bahan baku dan mendekati pasar.

Provinsi tertinggi di Indonesia dalam produksi singkong adalah Jawa Timur. Berdasarkan data BPS pada tahun 2017, Jawa Timur memproduksi 2,9 juta ton singkong. Terdapat 5 kabupaten dengan produksi singkong tertinggi di Jawa Timur, yaitu:

1. Kabupaten Ponorogo produksi singkong 518.565 ton,
2. Kabupaten Pacitan produksi singkong 322.139 ton,
3. Kabupaten Malang produksi singkong 284.783 ton,
4. Kabupaten Trenggalek produksi singkong 226.279 ton, dan
5. Kabupaten Tulungagung produksi singkong 160,362 ton.



Berdasarkan gambar tersebut, Pabrik Xilooligosakarida yang beroperasi sebesar 6800 Ton/Tahun derencanakan akan berdiri di Brondong, Lamongan, Jawa Timur. Faktor-faktor pemilihan daerah pendirian pabrik Xilooligosakarida berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor utama yang memengaruhi pendirian pabrik di Brondong, Lamongan, Jawa Timur sebagai berikut:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Pabrik didirikan tidak jauh dari lokasi penyediaan bahan baku agar memudahkan distribusi dan dapat memenuhi kebutuhan produksi. Bahan baku utama dari pabrik xilooligosakarida adalah ampas singkong yang terdapat di Provinsi Jawa Timur.

b. Letak dan Sarana Transportasi

Lokasi pabrik harus dekat dengan penghasil ampas singkong dan kemudahan sarana distribusi baik produk maupun bahan baku pendukung. Pabrik yang dirancang dekat dengan

Pelabuhan dan sungai untuk memudahkan transportasi perkapalanmm sehingga dapat dengan mudah mendapatkan pasokan bahan baku.

c. Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan sebagai sarana dalam pendirian pabrik berupa listrik, air, udara. Air adalah komponen penting dalam suatu industry. Air digunakan dalam proses, media pendingin dan pemanas, serta kebutuhan lainnya baik sanitasi maupun pemadam kebakaran.

d. Daerah Pemasaran

Daerah pemasaran termasuk hal yang penting dalam pemilihan lokasi. Tentu agar memudahkan dalam pendistribusian dan pemasaran yang merupakan objek dari produk berada di tanah Jawa. Prospek di masa mendatang yang menjanjikan membuat lokasi Provinsi Jawa Timur menjadi pilihan.

e. Kondisi Geografis dan Iklim

Pabrik didirikan pada lokasi yang tidak rawan terkena bencana baik banjir, gempa, dan tanah longsor. Pemilihan lokasi dianggap cukup strategis karena daerah yang lapang dan tentu jauh dari pemukiman masyarakat.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industry, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik. Adapun faktor-faktor sekunder adalah sebagai berikut:

a. Perizinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah kawasan industry dan dekat dengan Pelabuhan serta aliran Sungai Bengawan Solo. Sehingga, dibutuhkan perizinan untuk mengawasi proses operasi dengan aman. Sehingga segi keamanan dapat terpenuhi.

b. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan raya dan kendaraan harus tersedia. Selain itu, fasilitas penunjang keamanan juga diperlukan.

c. Sosial Masyarakat

Sikap masyarakat yang mendukung pendirian pabrik xilooligosakarida. Hal ini dikarenakan pemanfaatan limbah dan juga menambah lapangan pekerjaan untuk warga lokal.

d. Kondisi Iklim dan Cuaca

Iklim di daerah pendirian pabrik tentu stabil. Hal ini disebabkan karena daerah tersebut masih merupakan kawasan Indonesia.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan tempat dari bagian pabrik yang meliputi tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat bekerjanya karyawan, maupun tempat peralatan.

Desain yang tepat dalam pendirian suatu pabrik harus mempertimbangkan unsur terkait lahan proses, storage, dan lahan alternatif dalam posisi yang efisien dan harus mempertimbangkan faktor-faktor, sebagai berikut:

- a. Letak peralatan produksi harus ditata dengan baik, sehingga memberikan kelancaran dan keamanan bagi para pekerja. Selain itu, posisi penempatan alat produksi diatur secara berurutan sesuai dengan urutan proses kerja dan berdasarkan pertimbangan sehingga dapat diperoleh efisiensi teknis dan ekonomis.
- b. Peralatan yang berisiko tinggi harus diberi ruang yang cukup sehingga aman dan mudah melakukan penyelamatan jika terjadi kecelakaan, kebakaran, maupun proses yang tidak diinginkan.
- c. Letak peralatan harus mempertimbangkan faktor perawatan dan pemeliharaan (*maintenance*) yang memberikan area yang cukup dalam pembongkaran dan penambahan alat bantu.
- d. Jalan di dalam pabrik harus cukup lebar dan memperhatikan faktor keamanan dan keselamatan manusia, sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan baik. Selain itu harus mempertimbangkan adanya jalan pintas jika terjadi keadaan darurat.

- e. Letak posisi dari alat ukur maupun alat kontrol harus mudah untuk dijangkau operator.
- f. Letak kantor dan gudang sebaiknya tidak jauh dari jalan utama.
- g. Instalasi dan Utilitas Pemasangan dan distribusi seperti, gas, udara, steam, dan listrik akan membantu atau mempermudah proses kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses ditata sesuai dengan standar sehingga petugas dapat dengan mudah memantau dan melakukan perawatan agar proses produksi berjalan dengan lancar.
- h. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
- i. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses ataupun mesin, sehingga perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya tinggi.
- j. Servis area, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi beberapa area utama seperti:

- a. Area administrasi atau kantor, laboratorium dan sarana atau fasilitas penunjang

Kantor merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik, laboratorium sendiri berfungsi dalam melakukan pengawasan mutu bahan baku dan

produk serta sebagai pusat pengembangan. Fasilitas penunjang dapat berupa kantin, masjid, klinik, taman dan lain sebagainya.

b. Area proses dan ruang kontrol

Area proses merupakan tempat berlangsungnya kegiatan produksi dimana peralatan, mesin produksi, bahan baku dan produk ditempatkan.

Ruang kontrol merupakan area pusat pengendalian dan pemantauan terhadap jalannya proses produksi.

c. Area penyimpanan, bengkel dan garasi

Area penyimpanan digunakan untuk menyimpan bahan baku, pendukung maupun hasil produksi serta alat pendukung proses lainnya.

Bengkel sendiri diperlukan sebagai sarana dalam memperbaiki bila ada peralatan yang rusak. Sedangkan garasi digunakan untuk menyimpan sarana transportasi.

d. Area utilitas dan power station

Area utilitas adalah lokasi yang menyediakan semua kebutuhan pendukung serta penyedia energi seperti listrik, air, steam, bahan bakar dan peralatan darurat lain seperti pemadam kebakaran.

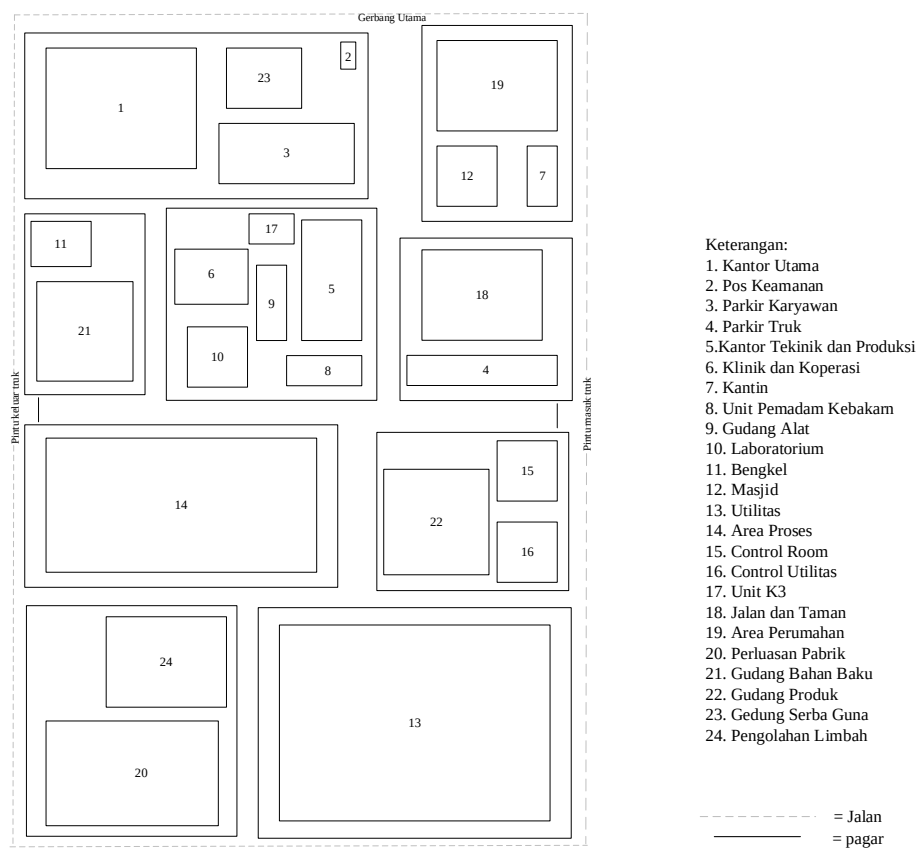
e. Area pengolahan limbah

Limbah produksi akan diproses dan dilakukan pengujian untuk memastikan bahan berbahaya yang terkandung masih berada dalam batas aman untuk dilepaskan ke lingkungan.

Tabel 4. 1 Spesifikasi luas area pabrik

No.	Bangunan	PXL (m)	Luas (m²)
1.	Kantor Utama	50 x 40	2000
2.	Pos Keamanan	9 x 5	45
3	Area Parkir Karyawan	45x 20	900
4.	Parkir Truk	50 x 10	500
5.	Kantor Teknik dan Produksi	40 x 20	800
6.	Klinik dan Koperasi	40 x 30	1200
7.	Kantin	10 x 20	200
8.	Unit Pemadam Kebakaran	25 x 10	250
9.	Gudang Alat	25 x 10	250
10.	Laboratorium	20 x 20	400
11.	Bengkel	15 x 20	300
12.	Masjid	20 x 20	400
13.	Utilitas	400 x 300	120000
14.	Area Proses	174 x 396	68904
15.	Control Room	20 x 20	400
16.	Control Utilitas	20x 20	400
17.	Unit K3	15 x 10	150
18.	Jalan dan Taman	50 x 60	3000
19.	Area Mess	40 x 30	1200
20.	Perluasan Pabrik	100 x 50	5000
21.	Gudang Bahan Baku	32 x 33	1056

No.	Bangunan	PXL (m)	Luas (m ²)
22.	Gudang Produk	35 x 35	1225
23.	Gedung Serba Guna	25 x 20	500
24.	Pengolahan Limbah	40 x 30	1200
Luas Bangunan			210.280
Luas Tanah			300.400



Gambar 4. 1 Layout Pabrik Xilooligosakarida

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

Tata letak mesin proses merupakan pengaturan yang dilakukan terhadap alat-alat proses pabrik. Hal ini menjadi faktor yang penting karena berkaitan dengan keamanan dan keselamatan pekerja. Tata letak alat proses disesuaikan dari masing masing alat dan urutan proses kerjanya. Perancangan tata letak yang optimum dapat menguntungkan secara ekonomi karena dapat meminimalisir biaya konstruksi dan operasional produksi yang dapat berjalan secara efisien. Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain:

a. Aliran bahan baku dan produk

Proses pengaliran dari suatu bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang menguntungkan serta menunjang kelancaran dan keamanan proses produksi. Perlu diperhatikan terkait elevasi dari pipa untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian 2 meter atau lebih dan untuk untuk pemipaan pada permukaan tanah harus diatur agar tidak mengganggu dalam lalu lintas pekerja.

b. Aliran Udara

Aliran udara yang lancar sangat diperlukan dalam suatu proses industri. Hal ini dilakukan untuk menghindari adanya stagnasi udara yang dapat menyebabkan bahan kimia di suatu tempat tidak terakumulasi yang dapat membahayakan keselamatan. Oleh sebab itu perlu diperhatikan akan arah hembusan angin.

c. Pencahayaan

Pencahayaan di seluruh area pabrik sangat penting untuk diperhatikan agar sesuai dengan standar untuk meminimalisir terjadinya kecelakaan pabrik. Sangat penting perlu diperhatikan pencahayaan pada tempat-tempat proses berbahaya dan memiliki resiko tinggi.

d. Ekonomi

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga dapat memberikan biaya konstruksi dan operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan peralatan yang efisien dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

e. Perawatan

Letak alat proses harus dapat memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada alat heat exchanger harus memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan tube.

f. Keamanan

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin, agar jika terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap di dalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran.

g. Lalu lintas manusia dan kendaraan

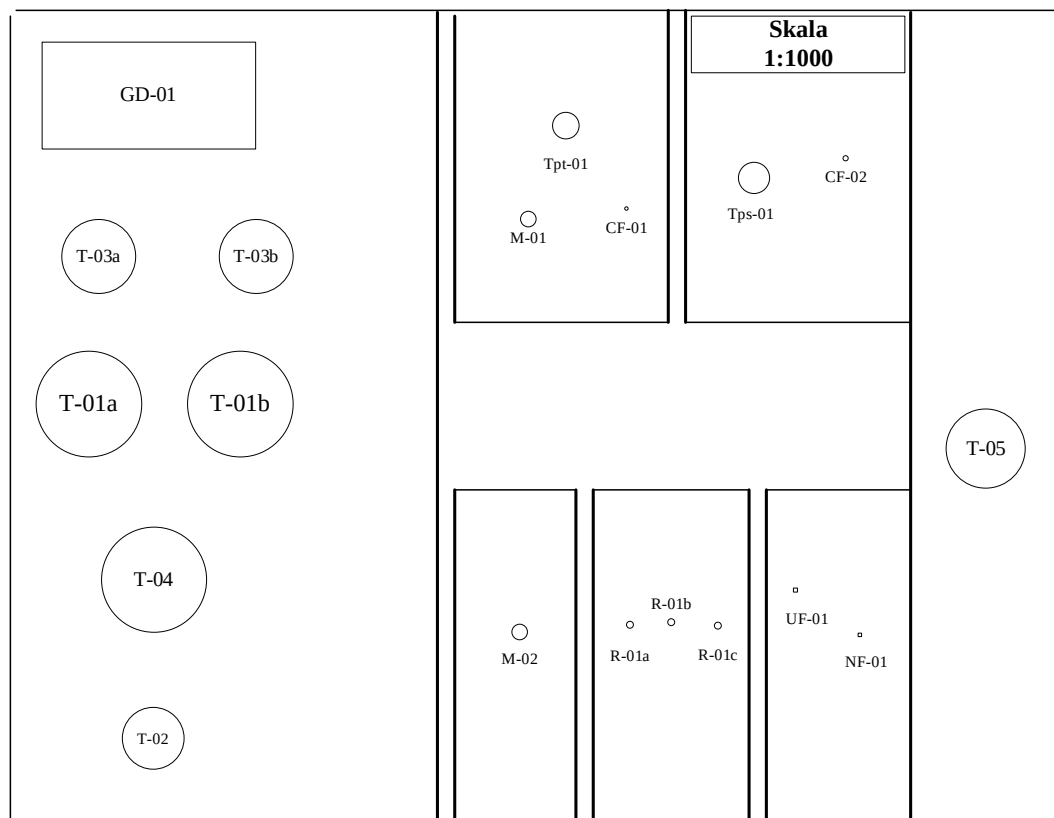
Penempatan alat proses harus diatur agar dapat menjaga keselamatan dan mempermudah akses.

h. Pertimbangan ekonomi

Peralatan proses perlu ditempatkan secara optimal agar dapat meminimalisir pengeluaran biaya sehingga dapat menguntungkan secara ekonomi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi di pabrik.

i. Jarak antar alat proses

Dalam penempatan alat proses perlu dipertimbangkan jarak antar alat.



Gambar 4. 2 Layout alat proses

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Xilooligosakarida dengan kapasitas 6806,79 ton/tahun akan dibangun dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan (PT) adalah bentuk perusahaan yang modalnya berasal penjualan saham dimana tiap pihak turut mengambil bagian sebanyak satu satuan atau lebih. Pemegang saham bertanggung jawab melakukan penyetoran penuh terhadap jumlah yang disebutkan dalam tiap saham. Berikut ini alasan dibentuknya Perseroan Terbatas (PT), yaitu :

- a. Mudah dalam mendapatkan modal dengan menjual saham perusahaan.
- b. Tanggung jawab dari pemegang saham terbatas, hanya pimpinan perusahaan yang memegang kelancaran produksi,
- c. Berhentinya pemegang saham, direksi maupun staf karyawan perusahaan tidak mempengaruhi kelangsungan hidup perusahaan.
- d. Pemegang saham dapat memilih seseorang yang ahli untuk menjadi dewan komisaris dan direktur yang berpengalaman sehingga dapat memberikan manajemen yang lebih efisien.
- e. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.

Bentuk Perseroan Terbatas (PT) memiliki ciri-ciri sebagai berikut:

a. Dibentuk berdasarkan hukum

Pembentukan menjadi suatu badan hukum harus disertai dengan akte perusahaan yang berisi informasi mengenai nama perusahaan, tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi perusahaan. Akte perusahaan tersebut diserahkan dengan disertai uang yang diminta sesuai dengan keperluan pemerintah untuk mendapatkan izin yang sah agar terlindungi secara hukum dalam mengatur tata kelola intern perusahaan.

b. Badan hukum terpisah dari pemegang saham atau pemilik

Perseroan Terbatas (PT) didirikan bukan terdiri atas perkumpulan para pemegang saham, namun suatu badan hukum yang terpisahkan. Apabila pemilik saham meninggal dunia, saham dapat dimiliki oleh ahli waris atau pihak lain yang sesuai dengan ketentuan hukum sehingga kegiatan-kegiatan tidak terpengaruh olehnya.

c. Memberikan keuntungan pada kegiatan-kegiatan yang berskala besar

Bentuk Perseroan Terbatas (PT) cocok bagi perusahaan yang memiliki skala besar dan aktivitas yang kompleks.

d. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan.

e. Modal ditentukan dalam akta pendirian yang terdiri dari saham-saham.

- f. Pemimpin perusahaan adalah direksi yang ditunjuk oleh para pemegang saham

4.4.2 Struktur Perusahaan

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana masing-masing orang berpacu pada satu visi dengan melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang ingin diharapkan. Struktur organisasi merupakan gambaran secara sistematis mengenai tugas dan tanggung jawab, serta hubungan antara bagian dalam perusahaan. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Berdasarkan bentuknya, struktur organisasi terbagi menjadi 3 macam, yaitu:

1. Organisasi Lini

Bentuk organisasi yang diciptakan oleh Henry Fayol memiliki ciri yaitu pada garis wewenang sepenuhnya langsung dari kekuasaan tertinggi ke bawahan sehingga organisasi lini relatif lebih kecil dan sederhana.

2. Organisasi Lini dan Staff

Kombinasi antara organisasi lini dan fungsional adalah penggambaran untuk bentuk organisasi ini. Keputusan tertinggi berada pada pimpinan yang dibantu oleh staf untuk membantu dalam proses kelancaran perusahaan dengan kata lain karyawan

bertanggung jawab atas seorang atasan saja. Batasan tugas dari staf hanya seputar memberikan pemikiran terkait saran dan informasi dalam pengambilan keputusan.

3. Organisasi fungsional

Organisasi fungsional didasarkan pada pembagian tugas yang disesuaikan dengan kemampuan masing-masing staff.

Dalam mengkonsepkan suatu organisasi, ada beberapa hal yang mesti dijadikan perhatian, antara lain:

- a. Tujuan perusahaan;
- b. Pemberian wewenang yang sewajarnya;
- c. Pembagian tugas kerja yang sewajarnya;
- d. Arah perintah yang jelas.

Pada pabrik xilooligosakarida ini, bentuk organisasinya adalah lini dan staff. Terdapat pengelompokan wewenang yaitu lini dan staff. Kelompok lini merupakan orang-orang yang mengerjakan tugas pokok diantaranya memberi keputusan dan kebijaksanaan dalam mencapai tujuan perusahaan, sedangkan kelompok staf merupakan orang-orang yang membantu untuk merealisasikan tujuan tersebut. Dalam hal ini kelompok lini akan melakukan tugas pokok organisasi, sedangkan kelompok staf mengerjakan kegiatan penunjang. Metode ini memberikan penugasan yang jelas antara pimpinan hingga staff

sehingga meningkatkan koordinasi. Pada pabrik karet alam siklus terdapat 3 posisi pegawai dalam setiap departemen, antara lain:

1. Supervisi / Kepala Bagian

Supervisi bertugas untuk mengawasi serta mengendalikan proses di pabrik, mengawasi kerja dan mengevaluasi kinerja karyawan sudah sesuai standar yang telah ditetapkan dan memberikan arahan pada bawahannya.

2. Junior Supervisi / Kepala Seksi

Junior supervisi bertugas sebagai asisten dari supervisi serta bertanggung jawab untuk mengawasi kinerja karyawan.

3. Karyawan

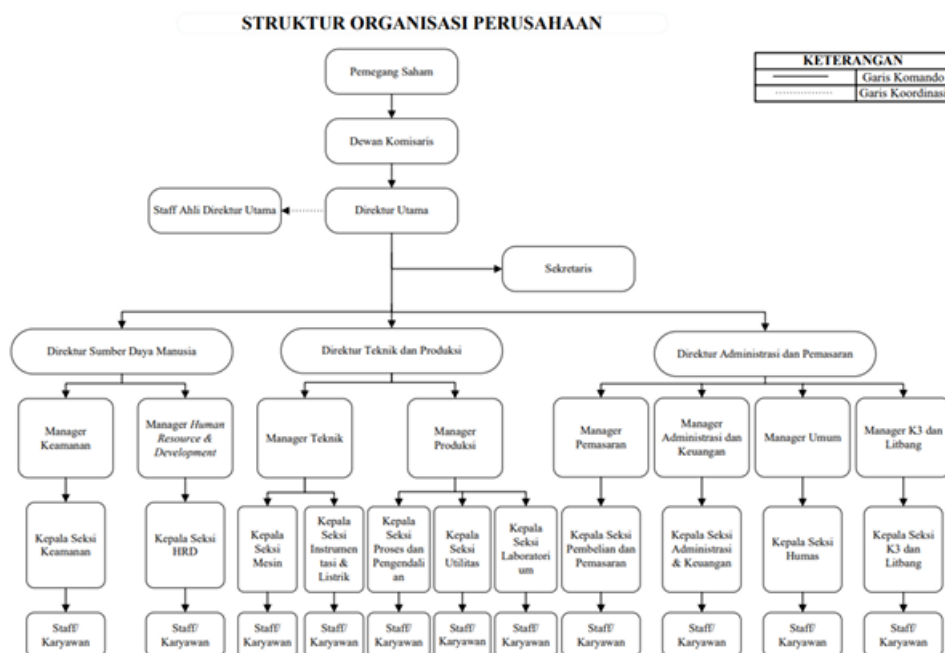
Karyawan bertugas sebagai pelaksana yang berada di bawah arahan supervisi dan junior supervisi. Karyawan akan melakukan tugas-tugas yang diberikan sesuai dengan departemen.

Berdasarkan hal-hal tersebut maka dibentuklah suatu struktur organisasi dengan jenjang kepemimpinan sebagai berikut:

- a. Pemegang saham;
- b. Dewan komisaris;
- c. Direktur Utama;
- d. Direktur;
- e. Kepala Bagian / Supervisi;
- f. Kepala Seksi / Junior Supervisi;

g. Karyawan dan Operator

Dari organisasi diatas memiliki tanggung jawab dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan yang berbeda-beda. Tanggung jawab dan wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris, sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada pemegang saham.



Gambar 4. 3 Struktur organisasi perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan orang yang mengumpulkan dana untuk membangun dan menjalankan operasi perusahaan. Oleh

sebab itu badan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham dimana dalam hal tersebut terjadi:

- i) Pengangkatan dan pemberhentian kepada komite
- ii) Pemilihan dan pemberhentian kepada direksi Peninjauan hasil hitung laba rugi tahunan perusahaan

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris bertugas mewakili pemilik perusahaan dalam mengawasi jalannya operasi perusahaan yang dipilih dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Berikut merupakan tugas dari Dewan Komisaris:

- i) Memberikan penilaian dan persetujuan terkait rancangan yang dibuat oleh direksi terkait kebijaksanaan, target laba, alokasi sumber dana dan pengarahannya pemasaran
- ii) Mengadakan rapat tahunan para pemegang saham Melakukan pengawasan kepada tugas tugas direksi Memberikan bantuan kepada direksi terkait hal hal yang penting.

c. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam suatu perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya atas maju atau mundurnya suatu perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab terhadap dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang

diambil sebagai pimpinan perusahaan. Tugas dari direktur utama antara lain:

- i) Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya kepada pemegang saham pada akhir jabatannya.
- ii) Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
- iii) Mengawasi kinerja manajer dan membuat rencana jangka panjang yang kemudian akan dilaksanakan oleh manajer dan jajarannya.
- iv) Mengkoordinir kerja sama dengan direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.
- v) Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.

Direktur utama membawahi direktur operasi dan produksi serta direktur administrasi dan umum. Tugas dari direktur operasi dan produksi yaitu memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan segala hal yang menyangkut kegiatan produksi meliputi proses produksi dan operasi pabrik, pengembangan, pemeliharaan, peralatan, pengadaan, dan laboratorium. Sementara itu tugas dari direktur administrasi dan umum yaitu bertanggung jawab terhadap masalah yang

berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, dan keselamatan kerja.

d. Direktur

Secara umum tugas seorang direktur adalah melakukan koordinasi dan pengawasan terhadap pekerjaan di lingkungan atau bagiannya yang sesuai dengan pemberian pimpinan perusahaan. Pada perusahaan yang dibangun ini, terdiri atas direktur teknik dan produksi, serta direktur umum dan keuangan. Direktur teknik dan produksi memiliki tugas dan wewenang kepada direktur utama dalam bidang teknik, Research and development (R&D) dan bidang produksi agar dapat dikoordinasikan, diatur dan diawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya. Beda halnya dengan direktur utama dan keuangan yang bertanggung jawab terhadap direktur utama dalam bidang keuangan, bidang umum, bidang *health safety environment* (HSE) dan pemasaran serta mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

e. 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 ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri atas:

i) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas dari kepala bagian proses dan utilitas yaitu mengkoordinasi kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku.

ii) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas dari kepala bagian pemeliharaan listrik dan instrumentasi yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan fasilitas dan sarana penunjang kegiatan produksi.

iii) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengadaan Mutu

Tugas dari kepala bagian penelitian, pengembangan, dan pengadaan mutu yaitu mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan proses penelitian, pengembangan, dan pengendali mutu.

iv) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas dari kepala bagian keuangan dan pemasaran yaitu mengkoordinasi kegiatan pemasaran, pengadaan barang, dan pembukuan keuangan.

v) Kepala Bagian Administrasi

Tugas dari kepala bagian administrasi yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan tata usaha, personalia, dan rumah tangga perusahaan.

vi) Kepala Bagian Humas dan Keuangan

Tugas dari kepala bagian humas dan keuangan yaitu bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

vii) Kepala Bagian Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Tugas dari kepala bagian kesehatan kerja dan lingkungan yaitu bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan keselamatan kerja karyawan.

f. Kepala Seksi

Kepala seksi merupakan pelaksana pekerja dalam lingkup bagian sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing. Setiap kepala seksi tentunya bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

Kepala seksi terdiri atas:

i) Kepala Seksi Proses

Kepala seksi proses bertugas menangani hal-hal yang dapat mengancam jalannya produksi dan keselamatan pekerja serta mengurangi potensi bahaya yang ada.

ii) Kepala Seksi Pengendalian

iii) Kepala Seksi Laboratorium

Kepala seksi laboratorium bertugas mengawasi dan menganalisa mutu terhadap bahan baku dan bahan

pembantu, mengawasi serta menganalisa mutu produksi, dan mengawasi hal-hal terkait pembuangan pabrik.

iv) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Kepala seksi pemeliharaan dan bengkel bertugas dan bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

v) Kepala Seksi Instrumentasi dan Elektronik

Kepala seksi instrumentasi dan elektronik memiliki tugas yaitu bertanggung jawab atas penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

vi) Kepala Seksi Utilitas

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

vii) Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugasnya yaitu mempertinggi mutu dan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat, memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat untuk pengembangan produksi dan mempertinggi efisiensi kerja.

viii) Kepala Seksi Penjualan/Pemasaran

Kepala seksi pemasaran bertugas untuk merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi barang dari gudang.

ix) Kepala Seksi Pembelian

Bertugas dalam melakukan pembelian bahan baku dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan, serta mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku dan mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

x) Kepala Seksi Personalia

Bertanggung jawab dalam hal sumber daya manusia, tugasnya adalah mengelola sumber daya manusia, membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang baik agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya serta mendisiplinkan kerja agar tercipta kondisi yang tenang.

xi) Kepala Seksi Humas

Bertanggung jawab dalam mengatur hubungan dengan masyarakat atau hubungan antar perusahaan dengan masyarakat di luar perusahaan.

xii) Kepala Seksi Keamanan

Bertanggung jawab terhadap masalah keamanan di lingkungan pabrik serta menjaga semua bangunan dan fasilitas perusahaan, mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik serta menjaga rahasia yang berhubungan dengan internal perusahaan.

xiii) Kepala Seksi Administrasi

Bertugas dalam melakukan penyelenggaraan pencatatan keuangan dalam hal administrasi seperti pencatatan hutang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

xiv) Kepala Seksi Kas/Anggaran

Bertugas dalam melakukan perhitungan penggunaan uang perusahaan serta perhitungan jadi dan intensif karyawan.

xv) Kepala Seksi Pemadam Kebakaran

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Kesehatan Kerja dan Lingkungan dalam tanggap darurat kecelakaan kerja akibat kebakaran.

xvi) Kepala Seksi Pemadaman Kebakaran

Bertugas melakukan pelatihan dan himbauan terhadap cara-cara penyelamatan diri dari pemadaman api kebakaran dalam keadaan darurat.

xvii) Kepala Seksi Medis

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Kesehatan Kerja dan Lingkungan dalam hal kesehatan dimana tugasnya adalah melakukan *check-up* terhadap kondisi pekerja yang bekerja di pabrik serta melakukan pertolongan pertama terhadap terjadinya kecelakaan kerja.

xviii) Kepala Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Kesehatan Kerja dan Lingkungan dalam hal keselamatan dan kesehatan kerja di lingkungan kerja dan produksi. Tugas dari kepala seksi ini adalah melakukan manajemen dan tata tertib terhadap para pekerja serta melakukan pelatihan mengenai K3 untuk meningkatkan kualitas pekerja dalam memahami konsep *behavior based safety*.

g. Karyawan dan Operator

Operator bertugas dalam menjalankan mesin produksi, memastikan kelancaran proses produksi, memastikan kelancaran proses produksi, dan mengontrol kualitas dari produk.

4.4.4 Status Karyawan dan Sistem Upah

Sistem upah karyawan pada perusahaan tentunya berbeda-beda tergantung status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian yang dimiliki. Penggolongan karyawan dapat dibagi menjadi tiga bagian atau golongan, yaitu:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari direksi dan akan mendapatkan gaji harian yang dibayar setiap bulan.

b. Karyawan Harian

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

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan merupakan karyawan yang bekerja ketika diperlukan. Karyawan borongan menerima gaji untuk suatu pekerjaan yang dilakukan.

4.4.5 Pembagian Jadwal dan Jam Kerja

Pabrik Xilooligosaskarida direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun yaitu 330 hari. Hari lainnya digunakan untuk proses perawatan dan perbaikan dengan catatan hari kerja:

1. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak terhadap cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan, maka hak tersebut akan hilang pada tahun tersebut.

2. Hari Libur Nasional

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

3. Kerja Lembur (Overtime)

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

Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu karyawan non shift dan karyawan shift.

a. Karyawan Non-Shift

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung seperti Direktur, Staf Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi dan seluruhnya yang bertugas di kantor. Jam kerja karyawan non shift adalah 5 hari dalam seminggu dengan maksimal jumlah jam kerja 40 jam selama seminggu dan selebihnya terhitung sebagai lembur. Hari biasa untuk lembur terhitung 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari libur adalah 2 kali jam kerja. Jam kerja karyawan non shift diatur sebagai berikut:

- i) Senin- Kamis: 08.00- 17.00 WIB (Istirahat 12.00- 13.00)
- ii) Jumat: 08.00-17.00 WIB (Istirahat 11.00- 13.00)
- iii) Sabtu- Minggu: Hari libur, termasuk hari libur nasional

b. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi dan mengatur bagian-bagian tertentu di pabrik yang berhubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi sehingga tidak dapat ditinggalkan. Karyawan shift terdiri atas operator

produksi, bagian teknik, bagian gudang dan utilitas, bagian pengendalian, laboratorium termasuk petugas keamanan. Karyawan akan bergantian yang terbagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut:

- i) Shift Pagi: 08.00- 16.00 WIB
- ii) Shift Sore: 16.00- 00.00 WIB
- iii) Shift Malam: 00.00- 08.00 WIB

Jadwal kerja berlangsung selama 8 jam sehari. Karyawan shift bekerja dengan sistem 3 hari kerja dan 1 hari libur. Hari libur dan hari besar yang ditetapkan pemerintah tetap bertugas. Berikut adalah pembagian jadwal kerja karyawan shift:

Tabel 4. 2 Pembagian Jadwal *Shift*

	Tanggal														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M
B	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S
C	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P
D	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L

	Tanggal														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S
B	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P
C	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L
D	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M	L	P	S	M

Keterangan:

A, B, C, D : Kelompok Kerja

L : Libur

P, S, M : Pagi, Siang, Malam

4.4.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Sistem Gaji Karyawan

1. Penggolongan Jabatan

Masing-masing jabatan dan struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan maupun tanggung jawabnya. Jenjang Pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari lulusan SMA hingga S-2.

Tabel 4. 3 Jenjang pendidikan karyawan

No.	Jabatan	Pendidikan
1.	Direktur Utama	S-2
2.	Sekretaris Direktur Utama	S-1
3.	Staff Ahli Direktur Utama	S-1
4.	Direktur Sumber Daya Manusia	S-1
5.	Direktur Teknik dan Produksi	S-1
6.	Direktur Umum dan Keuangan	S-1
7.	Kepala Bagian Umum	S-1
8.	Kepala Bagian Pemasaran	S-1
9.	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	S-1
10.	Kepala bagian Teknik	S-1
11.	Kepala Bagian Personalia	S-1
12.	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	S-1
13.	Kepala Seksi Keamanan	S-1
14.	Kepala Seksi Mesin	S-1
15.	Kepala Seksi Proses dan Pengendalian	S-1
16.	Kepala Seksi Utilitas	S-1
17.	Kepala Seksi Laboratorium	S-1
18.	Kepala Seksi Pembelian dan Pemasaran	S-1
19.	Kepala Seksi Administrasi dan Keuangan	S-1
20.	Kepala Seksi Humas	S-1
21.	Kepala Seksi K3 dan Litbang	S-1
22.	Kepala Seksi HRD	S-1

No.	Jabatan	Pendidikan
23.	Operator	D-3/D-4/S-1
24.	<i>Cleaning Service</i>	SLTA/Sederajat
25.	Satpam	SLTA/Sederajat
26.	Supir	SLTA/Sederajat
27.	Bengkel	SLTA/D-3/S-1
28.	Dokter	S-1
29.	Perawat	D-3/D-4/S-1
30.	Karyawan	D-3/S-1

2. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan tentunya harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Jumlah karyawan pada setiap posisi tergantung pada kebutuhan yang ada.

a. Jumlah Karyawan Non-shift

Berikut merupakan Jumlah Karyawan Non-shift:

Tabel 4. 4 Jumlah Karyawan Non-Shift

No.	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Sekretaris Direktur Utama	1
3.	Staff Ahli Direktur Utama	1
4.	Direktur Sumber Daya Manusia	1
5.	Direktur Teknik dan Produksi	1

No.	Jabatan	Jumlah
6.	Direktur Umum dan Keuangan	1
7.	Kepala Bagian Umum	1
8.	Kepala Bagian Pemasaran	1
9.	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	1
10.	Kepala bagian Teknik	1
11.	Kepala Bagian Personalia	1
12.	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1
13.	Kepala Seksi Keamanan	1
14.	Kepala Seksi Mesin	1
15.	Kepala Seksi Proses dan Pengendalian	1
16.	Kepala Seksi Utilitas	1
17.	Kepala Seksi Laboratorium	1
18.	Kepala Seksi Pembelian dan Pemasaran	1
19.	Kepala Seksi Administrasi dan Keuangan	1
20.	Kepala Seksi Humas	1
21.	Kepala Seksi K3 dan Litbang	1
22.	Kepala Seksi HRD	1
23.	Karyawan Produksi	13
24.	Karyawan <i>Control Room</i>	21
25.	Karyawan Utilitas dan Pengolahan Limbah	17
26.	Karyawan Perawatan Pabrik	3
27.	Karyawan <i>Quality control</i>	4
28.	Karyawan Instrumentasi Listrik	6

No.	Jabatan	Jumlah
29.	Karyawan Penelitian Proses dan Teknologi	3
30.	Karyawan Laboratorium	4
31.	Karyawan Keselamatan Kerja dan Proteksi Kebakaran	6
32.	Karyawan Keuangan	3
33.	Karyawan Penjualan	3
34.	Karyawan Pembelian	3
35.	Karyawan Analisa Pasar	3
36.	Karyawan Pelayanan Umum	3
37.	Karyawan Humas	3
38.	Karyawan Gudang	3
39.	Karyawan Keamanan	6
40.	Dokter	2
41.	Perawat	6
42.	Driver	3
Total		138

b. Jumlah Karyawan Shift

Penentuan jumlah karyawan shift dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Berdasarkan buku Chemical Engineering Process Design and Economics, Ulrich hal 329 tabel 6-2, penentuan rincian jumlah karyawan proses dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 4. 5 Jumlah Karyawan *Shift*

No.	Alat	Jumlah Unit	Jumlah (Operator/Unit)	Total Karyawan (Operator/shift)
Alat Proses				
1	Mixer	2	0,1	0,2
2	Tangki Operasi	4	0,2	0,8
3	Reaktor	3	0,5	1,5
4	Centrifuge	2	0,25	0,5
5	Filter	2	1	2
6	Tangki Penyimpanan	7	0,1	0,7
7	Pompa	12	0,2	2,4
8.	Conveyor	4	0,2	0,8
9	Heater	2	0,2	0,4
10	Cooler	2	0,2	0,4
Total				9,7
Alat Utilitas				
1	Bar Screen	1	0,05	0,05
2	Bak Sedimentasi	1	0,5	0,5
3	Tangki Flokulasi	1	0,1	0,1
4	Clarifier	1	0,2	0,2

No.	Alat	Jumlah Unit	Jumlah (Operator/Unit)	Total Karyawan (Operator/shift)
5	Sand Filter	1	0,2	0,2
6	Bak Air Sementara	1	0,1	0,1
7	Tangki Klorinasi	1	0,1	0,1
8	Tangka air sanitasi	1	0,1	0,1
9	Tangki air Pendingin	1	0,1	0,1
10	Cooling Tower	1	1	1
11	Cation Exchanger	1	0,1	0,1
12	Kation Exchanger	1	0,1	0,1
13	Tangki demineralisasi	1	0,1	0,1
14	Tangki BFW	1	0,1	0,1
15	Deaerator	1	0,1	0,1
16	Tangki Penyimpanan Bahan	6	0,1	0,6
17	Tangki Udara Tekan	1	0,1	0,1
18	Cooler	1	1	1
19	Kompresor	1	0,2	0,2
20	Boiler	1	1	1
21	Pompa	18	0,5	9
Total				14,95

Jumlah operator untuk peralatan proses dan utilitas adalah sebagai berikut:

Jumlah Operator alat proses = $3,7 \times 3 \text{ shift}$

= 31 orang

Jumlah Operator alat utilitas = $14,95 \times 3 \text{ shift}$

= 45 orang

3. Sistem Gaji

Sistem pembagian besarnya gaji karyawan pada perusahaan pabrik karet alam siklus didasarkan atas ketentuan jabatan atau golongan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan lingkungan yang berkaitan dengan risiko kerja dari masing masing karyawan. Pembagian gaji terbagi menjadi tiga jenis, yaitu:

a. Gaji Harian

Gaji harian adalah gaji yang diberikan kepada pegawai atau karyawan yang tidak tetap.

b. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah yang sesuai dengan peraturan perusahaan.

c. Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok yang telah ditentukan

Rincian gaji setiap karyawan pada setiap jabatan dapat dilihat pada Tabel 4.6 berikut.

Tabel 4. 6 Rincian Gaji Karyawan

	Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan/orang (Rp)	Gaji/Bulan (Rp)	Gaji/Tahun (Rp)
1.	Direktur Utama	1	40.000.000	40.000.000	480.000.000
2.	Sekretaris Direktur Utama	1	10.000.000	10.000.000	120.000.000
3.	Staff Ahli Direktur Utama	1	9.000.000	9.000.000	108.000.000
4.	Direktur Sumber Daya Manusia	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
5.	Direktur Teknik dan Produksi	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
6.	Direktur Umum dan Keuangan	1	20.000.000	20.000.000	240.000.000
7.	Kepala Bagian Umum	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
8.	Kepala Bagian Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
9.	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
10.	Kepala bagian Teknik	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
11.	Kepala Bagian Personalia	1	15.000.000	15.000.000	180.000.000
12.	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1	9.000.000	9.000.000	108.000.000
13.	Kepala Seksi Keamanan	1	9.000.000	9.000.000	108.000.000
14.	Kepala Seksi Mesin	1	9.000.000	9.000.000	108.000.000
15.	Kepala Seksi Proses dan Pengendalian	1	9.000.000	9.000.000	108.000.000
16.	Kepala Seksi Utilitas	1	9.000.000	9.000.000	108.000.000

17.	Kepala Seksi Laboratorium	1	9.000.000	9.000.000	108.000.000
18.	Kepala Seksi Pembelian dan Pemasaran	1	9.000.000	9.000.000	108.000.000
19.	Kepala Seksi Administrasi dan Keuangan	1	9.000.000	9.000.000	108.000.000
20.	Kepala Seksi Humas	1	9.000.000	9.000.000	108.000.000
21.	Kepala Seksi K3 dan Litbang	1	9.000.000	9.000.000	108.000.000
22.	Kepala Seksi HRD	1	9.000.000	9.000.000	108.000.000
23.	Karyawan Produksi	13	7.000.000	91.000.000	1.092.000.000
24.	Karyawan <i>Control Room</i>	21	7.000.000	147.000.000	1.764.000.000
25.	Karyawan Utilitas dan Pengolahan Limbah	17	7.000.000	119.000.000	1.428.000.000
26.	Karyawan Perawatan Pabrik	3	7.000.000	21.000.000	252.000.000
27.	Karyawan <i>Quality control</i>	4	7.000.000	28.000.000	336.000.000
28.	Karyawan Instrumentasi Listrik	6	7.000.000	42.000.000	504.000.000
29.	Karyawan Penelitian Proses dan Teknologi	3	7.000.000	21.000.000	252.000.000
30.	Karyawan Laboratorium	4	7.000.000	28.000.000	336.000.000
31.	Karyawan Keselamatan Kerja dan Proteksi Kebakaran	6	7.000.000	42.000.000	504.000.000
32.	Karyawan Keuangan	3	6.000.000	18.000.000	216.000.000
33.	Karyawan Penjualan	3	6.000.000	18.000.000	216.000.000
34.	Karyawan Pembelian	3	6.000.000	18.000.000	216.000.000
35.	Karyawan Analisa Pasar	3	6.000.000	18.000.000	216.000.000

36.	Karyawan Pelayanan Umum	3	6.000.000	18.000.000	216.000.000
37.	Karyawan Humas	3	6.000.000	18.000.000	216.000.000
38.	Karyawan Gudang	3	6.000.000	18.000.000	216.000.000
39.	Karyawan Keamanan	6	4.000.000	24.000.000	288.000.000
40.	Dokter	2	8.000.000	16.000.000	192.000.000
41.	Perawat	6	4.500.000	27.000.000	324.000.000
42.	Driver	3	3.000.000	9.000.000	108.000.000
Total		138	432.500.000	1.049.000.000	12.588.000.000

4.4.7 Kesejahteraan Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan adalah sebagai berikut:

a. Tunjangan

Tunjangan yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan adalah sebagai berikut:

- i) Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
- ii) Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
- iii) Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

b. Cuti

Hak cuti yang diberikan kepada karyawan adalah sebagai berikut:

i) Cuti tahunan

Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan sebanyak 12 hari dalam satu tahun. Apabila dalam waktu satu tahun tersebut hak cuti tidak digunakan, maka hak cuti akan hilang dan tidak dapat diakumulasikan untuk tahun selanjutnya.

ii) Cuti Hamil

Wanita hamil berhak mendapatkan cuti selama 3 bulan dan selama cuti berlangsung gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan kedua minimal 2 tahun.

iii) Cuti Sakit

Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

c. Pakaian Kerja

Perusahaan memberikan 2 pasang pakaian kerja setiap tahun dan disediakan masker untuk pengaman dalam bekerja.

d. Pengobatan dan Kesehatan

i) BPJS Kesehatan

Berdasarkan UU No. 40 Tahun 2004 dan UU No.24 Tahun 2011 BPJS Kesehatan Pasal 5 Ayat 2 Huruf A menyelenggarakan program jaminan kesehatan seperti biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja akan

ditanggung oleh perusahaan sesuai ketentuan undang-undang dan biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja yang diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

ii) BPJS Ketenagakerjaan

Berdasarkan UU No.40 Tahun 2004 dan UU No. 24 Tahun 2011, BPJS Ketenagakerjaan menyelenggarakan 4 program yaitu Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Hari Tua (JHT), Jaminan Pensiun (JP), dan Jaminan Kematian (JK).

iii) Intensif atau Bonus

Intensif diberikan dengan tujuan meningkatkan produktivitas kerja karyawan. Besarnya insentif ini terbagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentif untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang tercapai.

iv) Asuransi

Perusahaan menjamin seluruh karyawan dengan mengasuransikan seperti Jamsostek yang merupakan asuransi pertanggungjawaban jiwa dan asuransi kecelakaan yang bertujuan untuk memberikan rasa aman kepada para karyawan ketika sedang menjalankan tugasnya. Jamsostek adalah perlindungan bagi

tenaga kerja dalam bentuk santunan berupa uang sebagai pengganti sebagian dari penghasilan yang hilang atau berkurang sebagai akibat dari peristiwa-peristiwa tertentu sewaktu menjalankan pekerjaannya. Peraturan pelaksanaan Jaminan Sosial Tenaga Kerja diatur dalam UU No. 3 Tahun 1992 dimana perusahaan wajib mengikutsertakan setiap karyawannya dalam program JAMSOSTEK yang meliputi:

- a) Jaminan Kesehatan Kerja
- b) Jaminan Kematian
- c) Jaminan Hari Tua

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu sarana pendukung yang menyediakan kebutuhan pabrik dalam menunjang proses dari bahan baku hingga menjadi produk jadi. Secara umum, unit utilitas terdiri dari air, steam, udara, bahan bakar, dan listrik. Dalam proses perancangan pabrik xilooligosakarida, unit pendukung proses yang dibutuhkan antara lain:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)

Unit penyediaan dan pengolahan air berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan, dan air sanitasi yang digunakan untuk air perkantoran maupun lingkungan. Proses pendinginan digunakan pada proses cooling.

2. Unit Penyedia

Steam pada Heater Unit penyediaan air pemanas (steam) untuk proses pemanasan pada heater.

3. Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)

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

4. Unit Penyediaan Udara Tekan (Instrument Air System)

Unit penyedia udara tekan berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat

kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara.

5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak generator.

6. Unit Pengolahan Limbah

Unit pengolahan limbah adalah proses penghilangan kontaminan dari air limbah. Proses pengolahan limbah ini dapat melibatkan metode fisika, kimia, maupun biologi untuk menghilangkan kontaminan fisik, kimia, dan biologis.

5.1 Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air

Unit ini bertugas untuk menyediakan dan mengolah air bersih yang akan digunakan untuk kebutuhan air pada pabrik.

5.1.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Pada unit penyediaan air terjadi proses pengolahan air baku menjadi air bersih, air yang berasal dari sungai masih mengandung banyak kotoran yang apabila dibiarkan dapat menyebabkan terjadinya kerak atau fouling. Kotoran yang terkandung dalam air sungai terdiri atas suspended solid yaitu kotoran yang tidak terlarut yang dapat diproses dengan klarifikasi dan dissolved solid yang merupakan kotoran terlarut dan bisa diproses dengan cara demineralisasi. Oleh sebab itu pengolahan air baku melibatkan proses secara

fisik dan kimia. Berikut ini merupakan beberapa pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber air:

- a. Air sungai merupakan sumber air yang memiliki kontinuitas tinggi sehingga dapat menghindari adanya kekurangan air.
- b. Pengolahan air sungai relatif mudah, sederhana dan murah dibanding pengolahan air laut yang lebih rumit dan mahal.

Kebutuhan air di Pabrik Xilooligosakarida ini digunakan untuk keperluan sebagai berikut:

a. Air Sanitasi

Air yang dibutuhkan untuk keperluan diluar proses utama, seperti kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, dan lain-lain.

Tabel 5. 1 Kebutuhan air sanitasi

No.	Penggunaan Air	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Perkantoran	562,5
2.	Laboratorium	16,667
3.	Kebutuhan lain	416,67
Total		995,83

b. Air Proses

Air proses adalah air yang dibutuhkan selama proses produksi, yaitu untuk melarutkan NaOH dan Asam Laktat di mixer. Asumsi make up water sebanyak 10%.

Tabel 5. 2 Kebutuhan air proses

No.	Penggunaan Air	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Mixer-01	64194,07119
2.	Mixer-02	19492,64815
3.	<i>Make-up Water</i>	8368,671934
Total		92055,39128

c. Air umpan boiler

Air umpan boiler dibutuhkan untuk memproduksi steam yang disalurkan pada heater, tangki pretreatment, dan tangki presipitasi.

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Umpan Boiler

No.	Penggunaan Air	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Tangki Pretreatment	327,9559089
2.	Reaktor	5,810665411
3.	Tangki Presipitasi	9350,794406
4.	Heater-01	2656,492167
5.	Heater-02	123,9217525
6.	Make up water	1245,916423
Total		13710,89132

d. Air Pendingin

Air pendingin dibutuhkan untuk mengatur suhu operasi pada alat proses dan perhitungan make up water.

Tabel 5. 4 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Penggunaan Air	Kebutuhan Air
1.	Cooler-01	3818,832623
2.	Cooler-02	11098,96553
3.	Cooler-03	1086,008664
4.	Make up Water	1246,49749
Total		13711,47239

e. Total Kebutuhan Air

Tabel 5. 5 Total Kebutuhan Air

No.	Penggunaan Air	Kebutuhan Air (kg/jam)
1.	Air Sanitasi	995,833
2.	Air Proses	92055,391
3.	Air umpan boiler	13711,472
4.	Air Pendingin	16200,488
Total		122963,185

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik xilooligosakarida ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang jarak ataupun lokasinya berdekatan dengan pabrik. Air sungai yang digunakan pada lingkungan pabrik tentunya perlu dilakukan proses pengolahan terlebih dahulu untuk mendapatkan spesifikasi air yang diinginkan. Tahapan proses yang dilakukan dalam proses pengolahan air, antara lain:

1. Intake water

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

2. Pengendapan Awal (Sedimentation)

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

3. Bak penggumpal / Clarifier

Pada bak penggumpalan terjadi proses yang dinamakan koagulasi. Proses ini merupakan proses penggumpalan yang dapat disebabkan karena adanya penambahan zat kimia yang disebut dengan koagulan ke dalam air, sehingga menyebabkan partikel tersebut akan menjadi stabil atau netral dan akan membentuk endapan. pada pabrik karet alam siklis ini menggunakan koagulan jenis tawas atau aluminium sulfat $Al_2(SO_4)_3$. Air yang telah menggumpal dari proses sebelumnya akan mengalami proses flokulasi sehingga akan membentuk flok-flok. Flokulasi merupakan proses penggabungan dari flok yang telah terbentuk pada proses koagulasi menjadi partikel yang lebih besar sehingga akan lebih mudah untuk mengendap. Pada proses flokulasi akan ditambahkan kapur yang memiliki fungsi untuk menghilangkan kesadahan dari karbonat dalam air dan membuat suasana basa yang akan mempermudah penggumpalan. Selain itu, pada proses ini ditambahkan juga soda caustic (NaOH) sebagai alkali untuk menjaga pH, sehingga pH pada outlet dijaga berkisar kira-kira 6,5 - 7,5. Dengan begitu, proses flokulasi dapat berjalan lebih efektif.

4. Sand Filter

Setelah keluar dari bak koagulasi dan flokulasi, air kemudian akan dialirkan menuju Sand Filter. Di dalam Sand Filter ini, air akan mengalir dari bagian atas ke bawah melalui suatu media filter (spheres) yang akan menyaring partikel pengotor seperti suspended solid. Hasil keluaran dari

Sand Filter memiliki kandungan suspended solid kurang dari 1 ppm dan memiliki pH sebesar 6,5 - 7,5. Air yang telah mengalami filtrasi akan ditampung di tangki penampung air bersih atau penampung sementara. Proses penyaringan dilakukan dengan menggunakan Sand Filter yang terdiri dari pasir, antrasit, dan kerikil sebagai media penyaring.

5. Tangki Penampung Air Bersih (Filtered Water Storage Tank)

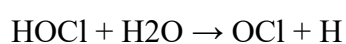
Air bersih dari Sand Filter kemudian akan ditampung di dalam tangki penampung sementara. Air bersih ini akan didistribusikan dan diolah lebih lanjut sehingga dapat digunakan sebagai air domestik, air layanan umum, air pendingin, air umpan boiler, dan air proses.

6. Tangki Klorinasi

Di dalam bak air bersih sebagai oksidator dan disinfektan. Sebagai oksidator, klorin digunakan untuk menghilangkan bau dan rasa pada pengolahan air bersih. Agar dapat digunakan sebagai air minum pada perkantoran ataupun perumahan, air bersih harus melalui proses klorinasi. Sedangkan, klorin sebagai disinfektan bertujuan untuk membunuh kuman, bakteri, jamur, serta mikroorganisme lainnya sehingga air layak untuk dikonsumsi dan digunakan. Dalam reaksinya, klorin di dalam air akan membentuk asam hipoklorit dengan reaksi sebagai berikut:



Selanjutnya, asam hipoklorit pecah sesuai dengan reaksi berikut ini:



7. Tangki Deklorinasi

Tangki deklorinasi bertujuan untuk menghilangkan klorin (Cl_2) yang dilengkapi dengan adanya filter. Klorin juga memiliki sifat yang sangat beracun yang dapat merusak kesehatan. Setelah klorin hilang, air dapat didistribusikan sebagai air pabrik dan lingkungannya.

8. Cooling Tower

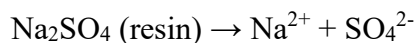
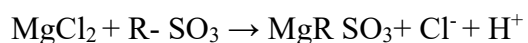
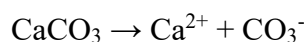
Cooling tower adalah alat yang digunakan untuk menghasilkan air dingin yang dapat digunakan sebagai pendingin pada alat proses. Proses yang terjadi pada cooling tower adalah pengolahan air panas menjadi air dingin menggunakan udara sebagai media pendinginnya. Initial water ke cooling tower berasal dari tangki penampung air bersih dengan suhu sekitar 45°C yang dialirkan ke atas cooling tower melalui distributor. Air akan mengalami proses evaporasi, sehingga air akan dialirkan ke bawah melalui lubang saluran. Bersamaan dengan proses ini, terjadi pelepasan panas laten, sehingga sebagian air akan menguap ke atmosfer. Untuk itu, dibutuhkan make-up water sebagai kompensasi terjadinya evaporation loss. Make-up water juga berasal dari tangki penampung air bersih. Air yang mengalami evaporasi di cooling tower akan sama jumlahnya dengan flow make-up water yang masuk, sehingga kesetimbangan perpindahan panas antara udara dan air akan tetap stabil. Suhu air yang telah melalui proses pendinginan akan turun menjadi 30°C .

9. Demineralisasi

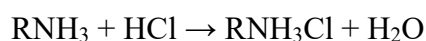
Air yang digunakan sebagai air proses dan air umpan boiler untuk produksi steam water tidak cukup hanya air bersih saja, tetapi juga harus air murni yang terbebas dari kandungan mineral terlarut. Sehingga perlu dilakukan adanya proses demineralisasi. Demineralisasi merupakan salah satu teknologi proses pengolahan air untuk menghilangkan mineral dari air. Demineralisasi biasanya digunakan secara khusus untuk proses pertukaran ion dan penghilangan total kontaminan mineral ion sampai mendekati angka nol. Demineralisasi dilakukan dengan menggunakan resin penukar kation dan penukar anion.

a. Kation Exchanger

Kation Exchanger merupakan unit yang berisi pengganti kation dimana pengganti 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^+ . Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



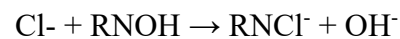
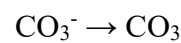
Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam klorida. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



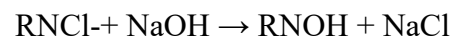
b. Anion Exchanger

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

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

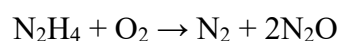


Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



10. Deaerator

Air proses dan air umpan boiler yang telah mengalami demineralisasi (demin water) pada Kation Exchanger dan Anion Exchanger akan mengalami proses deaerasi pada Deaerator. Deaerasi adalah proses pembersihan air proses dan air umpan boiler dari gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O_2) dan karbondioksida (CO_2). Demin water dipompakan menuju Deaerator kemudian diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N_2H_2) yang berfungsi untuk mengikat oksigen sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada Tube boiler. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



5.2 Unit Pembangkit Steam

Unit pembangkit steam digunakan untuk mencukupi kebutuhan steam yang dibutuhkan dalam proses produksi dengan menggunakan boiler yang dioperasikan pada tekanan 101,3 kPa. Steam atau uap panas yang dihasilkan oleh boiler (B-01) merupakan uap jenuh (saturated steam). Jenis boiler yang digunakan adalah Water Tube Boiler. Kebutuhan steam pada pabrik Xilooligosakarida adalah sebesar 14957,96988 kg/jam. yang dilebihkan sebesar 20%.

Tabel 5. 6 Kebutuhan *Steam*

No.	Penggunaan Steam	Kebutuhan steam
1.	Heater-01	9350,794406
2.	Tangki Pretreatment	327,9559089
3.	Heater-02	2656,492167
4.	Reaktor	5,810665411
5.	Tangki Presipitasi	123,9217525
Total		12464,9749

Overdesign 20%, maka Total kebutuhan steam adalah 14957,96988 kg/jam. Pemenuhan kebutuhan steam menggunakan boiler dapat dilihat pada spesifikasi boiler sebagai berikut:

Kode : Boiler

Fungsi : Memenuhi kebutuhan steam

Jenis	: <i>Boiler Fire Tube</i>
Jumlah	: 1
Heating Surface	: 31108,79
Rate of Steam	: 32976,3404
Tekanan Suhu Steam	: 66,15 Psia
Bahan bakar	
Jenis	: Natural Gas
Kebutuhan	: 11,6013239 million Btu/jam

5.3 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan dibutuhkan untuk menggerakkan controller. Alat proses berjumlah 46 buah. Maka kebutuhan udara sebesar 77,28 m³/jam. Dengan overdesign sebesar 20%, maka kebutuhan udara tekan sebesar 92,736 m³/jam. Mekanisme atau proses untuk membuat udara tekan dapat diuraikan berikut ini: Udara lingkungan diambil dan dilewatkan pada penyaring udara (Air Filter) untuk menyaring debu-debu yang terikut. Udara bersih yang didapat dilewatkan ke kompresor untuk mengubah tekanannya menjadi 4 atm. Udara dengan tekanan 4 atm akan dilewatkan pada tangki silika untuk diserap air yang terbawa, sehingga menjadi udara kering. Lalu udara yang telah kering disimpan dalam tangki udara tekan.

5.4 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik Total berupa keperluan proses dan utilitas, keperluan penerangan, AC, dan laboratorium dan instrument.

Tabel 5. 7 Kebutuhan Listrik

No.	Penggunaan Listrik	Kebutuhan Listrik (kW)
1.	Proses dan Utilitas	2391,02
2.	Penerangan	221,3
3.	AC	15
4.	Laboratorium dan instrumentasi	10
Total		2637,32

Untuk faktor keamanan oversize 20% dari kebutuhan total. Sehingga, kebutuhan total sebesar 3164,78 kW.

Kapasitas generator yang digunakan 85% dari kapasitas total. Sehingga generator yang disiapkan harus mempunyai output sebesar 3400 kW.

Spesifikasi Generator

Tipe ; AC Generator

Kapasitas : 1700 kW

Efisiens : 85%

Jumlah : 2 buah

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar pada boiler sebesar 3650,74 lb/jam dan kebutuhan bahan bakar untuk generator sebesar 463,6331 lb/jam.

Spesifikasi bahan bakar yang digunakan:

Jenis	: Natural Gas
Heating Value	: 36789 Btu/lb
Efisiensi	: 80%
Densitas	: 40,3572 lb/ft ³
Spesifikasi Gravity	: 0,0248
Harga	: 2,66 dollar/million Btu

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses pabrik ini berupa limbah cair dan gas. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah tersebut diolah terlebih dahulu hingga 165 memenuhi baku mutu lingkungan. Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan. Limbah yang dihasilkan pada pabrik Xilooligosakarida, yaitu:

a. Limbah Padat

Limbah padat pabrik Xilooligosakarida ini berasal dari centrifuge dan filtrasi. Yang merupakan bahan-bahan organik.

b. Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan berasal dari air proses, utilitas, dan sanitasi. Pengolahan limbah cair harus memperhatikan parameter air

buangan yang sesuai dengan peraturan pemerintah, (Pemerintah pemerintah no. 82 tahun 2001), antara lain:

- i) COD : maks. 100 mg/l
- ii) BOD : maksimal 12 mg/l
- iii) TSS : maksimal 80 mg/l
- iv) Oil : maksimal 5 mg/l
- v) pH : 6,5-8,5

Pengolahan Limbah

a. Limbah Cair

Pengolahan limbah cair dilakukan melalui proses nitrifikasi amonia dengan menggunakan bakteri nitrosomonas. Proses nitrifikasi adalah proses perubahan senyawa amonia menjadi senyawa nitrit yang kemudian terbentuk dioksidasi menjadi nitrat. Proses ini berlangsung secara aerobik sehingga dibutuhkan udara tambahan sedangkan bakteri nitrifikasi yang bekerja adalah jenis bakteri autotrof yang memerlukan karbon anorganik untuk aktifitas pertumbuhannya.

b. Limbah padat

Limbah padat berasal dari padatan ampas singkong yang tidak diperlukan, yang dimasukkan ke dalam unit pengolahan limbah (UPL). Limbah padat ini akan di treatment dengan memisahkan padatan dengan cairan yang tersisa dan dilakukan treatment.

c. Air Utilitas

Air utilitas diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah physical treatment (pengendapan dan penyaringan), chemical treatment (penambahan bahan kimia dan pengontrolan pH), dan biological treatment.

d. Air Buangan Sanitasi

Air buangan sanitasi diantaranya dari perkantoran, perumahan, toilet dan lain-lain tidak memerlukan pengolahan secara khusus dapat melalui treatment pada stabilisasi dengan lumpur aktif, aerasi maupun injeksi klorin.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

Alat Pengolahan Air

1. Bak Sedimentasi

Fungsi	: Mengendapkan kotoran kasar dalam air
Jenis	: <i>Rectangular tanpa tutup</i>
Bahan konstruksi	: Beton K300
Volume	: 377,2198752 m ³
Tinggi	: 2,8887 m
Lebar	: 14,4433 m
Panjang	: 28,8866 m

2. Clasifier

Fungsi	: Mengendapkan kotoran yang bersifat koloid
Jenis	: <i>Clasifier radial flow</i>

Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel 304</i>
Volume	: 303,68502 m ³
Diameter	: 8,72059 m
Tinggi	: 6,54044 m
Daya	: 0,5 HP

3. Sand Filter

Fungsi	: Menyaring partikel-partikel halus
Jenis	: <i>Rectangular</i>
Bahan Konstruksi	: Beton K300
Volume	: 43,6327829 m ³
Lebar	: 2,71063 m
Tinggi	: 2,969 m

4. Bak Penampung Air Sementara

Fungsi	: Menyimpan air untuk kebutuhan air proses, air pendingin
Jenis	: <i>Rectangular</i> dengan penutup datar
Bahan Konstruksi	: Beton K300
Volume	: 748,46475 m ³
Tinggi	: 5,71966 m
Lebar	: 11,44 m
Panjang	: 11,44 m

5. Kation Exchanger

Fungsi	: Mengikat ion-ion positif dari air
Jenis	: <i>Down flow cation exchanger</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jenis resin	: C-300 dengan notasi RH2
Volume	: 3,102 m ³
Diameter	: 1,255 m
Tinggi	: 2,51 m
Volume resin	: 1,958 m ³
Jumlah	: 2 CE yang bekerja <i>continuous</i>

6. Anion Exchanger

Fungsi	: Mengikat ion-ion negative dari air
Jenis	: <i>Down flow anion exchanger</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jenis resin	: C-500 P dengan notasi R(OH) ₂
Volume	: 3,1021 m ³
Diameter	: 1,2548 m
Tinggi	: 2,51 m
Volume resin	: 3,5769 m ³
Jumlah	: 2 CE yang bekerja <i>continuous</i>

7. Deareator

Fungsi	: Mengurangi kadar gas yang terlarut pada BFW
Jenis	: <i>Cylindrical horizontal vessel with dished head</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Volume	: 16,4531 m ³
Diameter	: 1,186 m
Panjang	: 5,26323 m
Tebal Shell	: 0,1875 in
Jenis Head	: <i>Torispherical head</i>
Tebal head	: 0,25 in
Tinggi head	: 0,44 m

8. Cooling Tower

Fungsi	: Mendinginkan Kembali air pendingin yang sudah terpakai selama proses
Jenis	: <i>Induced draft cooling water</i>
Aliran	: <i>Counterflow</i>
Luas permukaan	: 37,136 m ²
Tinggi	: 11 m
Panjang	: 6,5 m
Daya	: 1,15 Hp

Tangki Penyimpanan

Tabel 5. 8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Spesifikasi	Tangki Air Pendingin	Tangki Air Sanitasi	Tangki Air Demin	Tangki Air BFW
Fungsi	Menampung air pendingin	Menampung air untuk kebutuhan sanitasi	Menampung sementara air demin (demineralisasi)	Menampung air <i>Boiler Feed Water</i> (BFW)
Jenis	<i>Cylindrical Vertical Vesel</i>	<i>Cylindrical Vertical Vesel</i>	<i>Cylindrical Vertical Vesel</i>	<i>Cylindrical Vertical Vesel</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
Volume (m ³)	15,18227	200,76	126,92	16,453
Diameter (m)	1,524	5,1816	4,572	2,286
Tinggi (m)	4,7917	11,15206	9,480	4,810
Tebal Shell (in)	0,1875	0,375	0,3125	0,1875
Tebal bottom (in)	0,1875	0,1875	0,1875	0,1875
Jenis Head	<i>Thorispheical head</i>	<i>Thorispheical head</i>	<i>Thorispheical head</i>	<i>Thorispheical head</i>

Spesifikasi	Tangki Air Pendingin	Tangki Air Sanitasi	Tangki Air Denim	Tangki Air BFW
Tebal Head (in)	0,25	0,4375	0,4375	0,25
Tinggi Head (m)	0,53074	1,076	0,8323	0,43346

BAB VI

ANALISIS EKONOMI

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

1. Return on Investment (ROI)

Return on investment adalah laju perkiraan keuntungan di setiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan. Secara matematis ROI dapat dihitung dengan membandingkan keuntungan tahunan dengan modal investasi dalam satuan persen. Nilai ROI didapatkan menggunakan rumus:

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

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

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi. Jika suatu pabrik memiliki nilai prediksi POT terlalu tinggi, maka pabrik tersebut tidak menarik bagi investor. Nilai POT didapatkan menggunakan rumus:

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit sebelum pajak} - \text{Depreciation}}$$

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit setelah pajak} - \text{Depreciation}}$$

3. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Discounted cash flow merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali selama umur ekonomi. Rate 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.

4. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah terjadi titik impas dimana tingkat penjualan atau pendapatan yang diperoleh dan modal yang digunakan untuk menghasilkan laba berada dalam posisi yang sama. Titik ini melambangkan kondisi pabrik dimana tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Pabrik akan mengalami keuntungan jika pabrik beroperasi di atas titik impas

(BEP), begitu juga sebaliknya pabrik akan mengalami kerugian apabila pabrik beroperasi di bawah BEP. BEP digunakan untuk menganalisis performa pabrik, sehingga tidak memiliki batasan pasti. Semakin kecil nilai BEP, maka kemungkinan pabrik untung dengan produksi yang sedikit akan semakin besar. Nilai BEP dihitung dengan menggunakan rumus:

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

Dengan:

Fa (Fixed Cost): Total biaya depresiasi, pajak, dan asuransi

Ra (Regulated Cost): Total biaya gaji karyawan, payroll overhead, Supervisi, plant overhead, laboratorium, general expense, maintenance, dan plant supplies.

Va (Variable Cost): Total biaya bahan baku, packing, shipping, royalti

Sa (Sales): Biaya penjualan

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Penyebabnya antara lain variable cost yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

Nilai SDP didapatkan dengan menggunakan rumus:

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

Sebelum dilakukan analisis terhadap faktor-faktor tersebut, perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal berikut:

a. Penentuan Modal Industri (Total Capital Investment), meliputi:

- i) Modal Tetap (Fixed Capital Investment)
- ii) Modal Kerja (Working Capital Investment)
- b. Penentuan Biaya Produksi Total (Total Production Cost), meliputi:
 - i) Total Manufacturing Cost Terdiri atas:
 - Direct Manufacturing Cost
 - Indirect Manufacturing Cost
 - Fixed Manufacturing Cost
 - ii) Pengeluaran Umum (General Expenses)
- c. Analisis Kelayakan Terdiri atas :
 - i) Keuntungan (Profit)
 - ii) Percent Return On Investment (ROI)
 - iii) Pay Out Time (POT)
 - iv) Break Even Point (BEP)
 - v) Shut Down Point (SDP)
 - vi) Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

6.1 Penafsiran Harga Alat

Harga Alat setiap tahun akan mengalami pergantian harga tergantung pada kondisi ekonomi di tahun tersebut. Oleh sebab itu, perlu memperkirakan harga alat di tahun tertentu dengan mencari tahu harga indeks peralatan pada tahun tersebut. Pabrik Xilooligosakarida direncanakan akan didirikan pada tahun 2033, sehingga perlu dicari indeks harga pada tahun tersebut. Nilai indeks harga pada tahun 2033 dapat

diperkirakan melalui data indeks dari tahun-tahun sebelumnya. Indeks harga pada tahun perencanaan ditentukan dengan regresi linear terhadap indeks harga tahun sebelumnya, data indeks harga tersebut didapat dari Chemical Engineering Plant Cost (CEPCI).

Tabel 6. 1 Tabel Index

Tahun (x)	Indeks (y)
1987	324,00
1988	343,00
1989	355,00
1990	357,60
1991	361,30
1992	358,20
1993	359,20
1994	368,10
1995	381,10
1996	381,70
1997	386,50
1998	389,50
1999	390,60
2000	394,10
2001	394,30
2002	390,40

Berdasarkan tabel tersebut, maka diperoleh regresi linear sebagai berikut:

$$y = 4,1315x - 7869,3$$

Dimana:

y = Indeks Harga

x = Tahun Pembelian

Diketahui indeks harga pada tahun 2033 adalah 530,0395.

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada Peter and Timmerhaus, “Plant Design and Economic for Chemical Engineering”, 3th edition. Berikut daftar harga alat proses dan alat utilitas dapat dilihat pada Tabel

a. Alat Proses

Tabel 6. 2 Estimasi Harga Alat Proses

Alat	Jumlah	EX (Rp)
Mixer	2	3.269.320.726,58
Reaktor	3	9.274.111.073,77
Tangki Pretreatment	1	2.896.866.466,59
Tangki Presipitasi	1	3.931.461.633,23
Centrifuge	2	9.290.664.596,43
Ultrafiltrasi	1	4.130.103.905,23
Nanofiltrasi	1	4.130.103.905,23
Heater	2	1.862.271.299,95

Alat	Jumlah	EX (Rp)
Cooler	2	6.621.409.066,50
Conveyor	4	769.738.803,98
Pompa	12	3.972.845.439,90
Tangki Penyimpanan	8	39.966.730.181,11
Total		90.115.627.098,51

b. Alat Utilitas

Tabel 6. 3 Estimasi Harga Alat Utilitas

Alat	Jumlah	EX (Rp)
Bar Screen	1	922.858.888,64
Bak Sedimentasi	1	3.724.542.599,91
Tangki Flokulasi	1	6.666.931.253,83
Clarifier	1	5.458.206.005
Sand Filter	1	5.950.991.398,52
Bak Air Sementara	1	661.925.297,02
Tangki Klorinasi	1	1.183.767.973
Tangki air sanitasi	1	6.207.507.999,84
Tangki air pendingin	1	2.156.096.327,28
Cooling Tower	1	2.826.513.995,26
Cation Exchange	1	5.648.889.609,86
Anion Exchange	1	5.533.014.951,19

Alat	Jumlah	EX (Rp)
Tangki Demineralisasi	1	51.757.300
Tangki BFW	1	3.931.461.633,23
Deaerator	1	3.582.200.386
Tangki Penyimpanan Bahan	5	3.153.446.067,92
Tangki Udara Tekan	1	440.658.129
Cooler	1	320.087.009
Tangki Silica gel	1	300.448.724
Boiler	1	14.786.434.121,63
Pompa	17	3.757.649.645,24
Total		69.863.926.803,27

Perkiraan harga alat sebesar Rp. 159.979.553.901,79

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Pabrik Xilooligosakarida: 6806,79 ton/tahun

Satu tahun operasi: 330 Hari

Umur alat: 10 tahun

Tahun pabrik didirikan: 2033

Kurs rupiah tahun 2024 = 1 Dollar = Rp. 16.223

6.3 Perhitungan Biaya

Untuk memperhitungkan biaya yang diperlukan dalam mendirikan suatu pabrik, diperlukan beberapa tahapan perhitungan agar pabrik tersebut dapat dikatakan layak secara ekonomis. Beberapa tahapannya antara lain:

1. Capital Investment

Capital Investment merupakan banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. Capital Investment terdiri dari:

a. Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment merupakan modal yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik karet alam siklus ini memerlukan physical plant cost, direct plant cost, fixed capital instrument. Hasil perhitungan masing-masing dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

i) Direct Cost

Tabel 6. 4 Direct Cost FCI

No	Tipe	Biaya (Rp)
1.	Biaya Pemasangan Alat	47.993.866.170,54
2.	Biaya Instrumentasi dan control	23.993.866.170,54
3.	Biaya perpipaan	15.997.955.390,18
4.	Biaya instalasi listrik	15.997.955.390,18
5.	Biaya bangunan	15.997.955.390,18

No	Tipe	Biaya (Rp)
6.	Pengembangan Lahan dan yard	63.991.821.560,71
8.	Tanah	6.399.182.156,07
Total		190.375.669.143,12

ii) Indirect Cost

Tabel 6. 5 Tabel Indirect Cost FCI

No.	Tipe	Biaya (Rp)
1.	Engineer and supervision	28.556.350.371,47
2.	Construction expense and contractors fee	19.037.566.914,31
3.	Contingency	9.518.783.457,16
Total		57.112.700.742,94

Total FCI = Direct Cost + Indirect Cost = Rp. 247.488.369.886,06

b. Working Capital Investment

Working Capital Investment merupakan biaya yang diperlukan dalam perjalanan usaha agar operasi dapat berjalan sesuai dengan target di waktu tertentu. Biaya ini didapat dari biaya bahan baku untuk kebutuhan produksi dan siklus pribadi, biaya penyimpanan produk sebelum dikirimkan ke konsumen dan biaya pembayaran gaji, jasa, dan material. Working Capital Investment bernilai 10 - 20% dari total capital investment.

Working Capital Investment = 10-20% x Total Capital Investment

$$= \text{Rp. } 20.843.984.677,33$$

$$\text{Total Capital Investment} = \text{Total FCI} + \text{WCI}$$

$$= \text{Rp. } 268.332.354.563,39$$

2. Manufacturing cost

Manufacturing Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk melakukan produksi suatu produk. Manufacturing cost merupakan jumlah dari Direct Cost, Indirect Cost, Fixed Cost yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk dalam pabrik, Manufacturing Cost, antara lain:

a. Direct Production

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya pengeluaran yang berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik. Berikut ini termasuk dalam Direct Production Cost:

Tabel 6. 6 Direct Production Cost

No.	Tipe	Biaya (Rp)
1.	Raw Materials	394.722.531,48
2.	Operation labor	12.588.000.000
3.	Direct supervisory	1.888.200.000
4.	Utilitas	31.912.551.030,96
5.	Perawatan dan perbaikan	12.374.418.494,30

No.	Tipe	Biaya (Rp)
6.	Operation supplies	1.237.418.494,30
7.	Laboratory	1.258.800.000
8.	Patents and Royalties	283.616.249,99
Total		61.937.818.032,33

b. Indirect Cost

Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik. Berikut ini yang termasuk Indirect Manufacturing Cost:

Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost

No.	Tipe	Biaya (Rp)
1.	Payroll overhead	1.888.200.000
2.	Plant Overhead	6.294.000.000
3.	Packaging and Shipping	1.418.081.249,97
Total		9.600.281.249,97

c. Fixes Charges

Fixed Chrges merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan dengan initial Fixed Capital Investment. Biaya Fixed Manufacturing Cost bersifat tetap dan selalu sama, tidak bergantung waktu dan tingkat produksi. Hal ini karena biaya Fixed Manufacturing Cost

selalu dikeluarkan baik saat pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi. Berikut yang termasuk Fixed Manufacturing Cost:

Tabel 6. 8 Fixed Manufacturing cost

No.	Tipe	Biaya (Rp)
1.	Depreciation	24.748.836.988,61
2.	Local Taxes	2.474.883.698,86
3.	Insurance	989.953.479,54
4.	Rent	511.934.572,49
Total		28.725.608.739,50

Total Manufacturing cost = Direct + Indirect + Fixes Charges

= Rp. 100.263.708.021,80

3. General Expense

General Expense atau disebut pengeluaran umum merupakan pengeluaran yang terdiri dari pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk manufacturing cost. Biaya yang harus dikeluarkan untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan. Berikut rincian bagian dari General Expense:

Tabel 6. 9 General Expense Cost

No.	Tipe	Biaya (Rp)
1.	Administrasi cost	2.005.274.160,44
2.	Distribution and selling cost	10.026.370.802,18
3.	Research and development cost	2.005.274.160,44
4.	Finance	2.68.323.545,63
Total		16.720.242.668,69

Total Production Cost = Manufacturing cost + General Expenses

= Rp. 116.983.950,690,48

6.4 Analisis Resiko Pabrik

Tabel 6. 10 Tabel Analisa Resiko Pabrik

Analisis	Low	High
Kondisi Operasi: Suhu: 30-170 C Tekanan: 1 atm	V V	
Sifat NaOH: Toksik: 3 Explosion: Tidak Flammability: Tidak Stabilitas: Stabil	V V V	V
Sifat Etanol: Toksik: 1 Explosion: Tidak Flammability: 4 Stabilitas: Stabil	V V V	V

Analisis	Low	High
Sifat Asam Asetat: Toksik: 1 Eksplosion: Tidak Flammability: 3 Stabilitas: stabil	 V V V	 V
Sifat Asam Laktat: Toksik: 3 Explosion: Tidak Flammability: 1 Stabilitas: stabil	 V V V	 V
Keberadaan Pabrik: Belum ada pabrik yang berdiri khususnya di Indonesia.		 V

Dari tabel 6.10 dapat disimpulkan bahwa pabrik xilooligosakarida dengan kapasitas 6.800 ton/tahun beresiko rendah.

6.5 Analisis Kelayakan

a. Sales and Profit

i) Total Cost

Total Cost = Total Production Cost

= Rp. 116.983.950.690,48

ii) Total Penjualan

Harga jual Xilooligosakarida (/kg) = Rp. 100.000

Harga jual Natrium Asetat (/kg) = Rp. 25.000

Total Penjualan = Rp. 175.765.221.043,68

iii) Profit sebelum pajak

Profit sebelum pajak = Total penjualan – Total Produksi

= Rp. 175.765.221.043,68 - Rp. 116.983.950.690,48

= Rp. 58.781.270.353,20

iv) Profit setelah pajak

Pajak = 25%

Pajak = Rp. 14.695.317.588,30

Profit setelah pajak = Profit sebelum pajak – Pajak

= Rp. 58.781.270.353,20 - Rp. 14.695.317.588,30

= Rp. 44.085.952.764,90

b. ROI (Return of Investment)

Return On Investment merupakan tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

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

resiko tinggi memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 44%.

Berdasarkan perhitungan didapatkan nilai ROI:

$$\begin{aligned}\text{ROI sebelum pajak} &= \frac{\text{Profit sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \\ &= \frac{58781270353,20}{268332354563,39} \times 100\% \\ &= 23,75\%\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ROI setelah pajak} &= \frac{\text{Profit setelah pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \\ &= \frac{44085952764,90}{268332354563,39} \times 100\% \\ &= 17,81\%\end{aligned}$$

Dari perhitungan yang telah dilakukan dapat disimpulkan bahwa pabrik xilooligosakarida memenuhi persyaratan ROI, sehingga pabrik layak didirikan.

c. POT (Pay Out Time)

Pay Out Time (POT) merupakan perkiraan jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan Fixed Capital Investment (FCI) berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Pabrik dengan resiko rendah memiliki nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi memiliki nilai POT maksimal 2 tahun. Untuk menghitung POT dengan menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{POT sebelum pajak} &= \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit}_{\text{sebelum pajak}} + \text{Depreciation}} \\
 &= \frac{268332354563,39}{58781270353,20 + 24748836988,61} \\
 &= 2,96 \text{ Tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{POT setelah pajak} &= \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit}_{\text{setelah pajak}} + \text{Depreciation}} \\
 &= \frac{268332354563,39}{44085952764,90 + 24748836988,61} \\
 &= 3,59 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan POT yang telah dilakukan maka memenuhi persyaratan kelayakan pabrik karena masih kurang dari 5 tahun, yaitu 2,96 tahun. Sehingga, pabrik xilooligosakarida dapat didirikan.

d. BEP (Break Event Point)

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

1. Fa (Fixed Annual)

Tabel 6. 11 Fixed Annual Cost

Depreciation	24.748.836.988,61
Insurance	989.953.479,54
Property taxes	2.474.883.698,86
Total Fa	28.213.674.167,01

2. Va (Variable Annual)

Tabel 6. 12 Variable Annual Cost

Raw material	394.722.531,48
Packaging and shipping	1.418.081.249,97
Utilities	31.912.551.030,93
Royalties and patents	283.616.249,99
Total Va	34.009.038.938,57

3. Ra (Regular Annual)

Tabel 6. 13 Regular Annual Cost

General expenses	16.720.242.668,69
Labor	12.588.000.000
Supervision	1.888.200.000
Maintenance	12.374.418.494,30
Plant supplies	1.237.441.849,43

Plant Overhead	6.294.000.000
Laboratory	1.258.800.000
Payroll overhead	1.888.200.000
Total Ra	54.249.303.012,42

4. Sa (Sale Annual)

Harga Penjualan = Rp. 175.765.221.043,68

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \\
 &= \frac{28.213.674.167,01 + (0,3 \times 54.249.303.012,42)}{175.765.221.043,68 - 34.009.038.938,57 - (0,7 \times 54.249.303.012,42)} \times 100\% \\
 &= 42,87 \%
 \end{aligned}$$

e. SDP (Shutdown Point)

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

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \\
 &= \frac{0,3 \times 54.249.303.012,42}{175.765.221.043,68 - 34.009.038.938,57 - (0,7 \times 54.249.303.012,42)} \times 100\% \\
 &= 15,68\%
 \end{aligned}$$

f. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

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

Present Value Analysis:

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

Future Value Analysis:

$$(FC + WC)(1+i)^2 = (WC + SV) + [(1+i)^{n-1} + \dots + 1] \times C$$

Dimana:

FC : *Fixed Capital Investment*

WC : *Work Capital Investment*

SV : *Salvage Value*

: *Depresiasi*

C : *Cash Flow*

: *Profit after taxes + Depresiasi + Finance*

n : *Umur Pabrik*

i : nilai DCFRR

Data perhitungan sebagai berikut:

FC = Rp. 247.488.369.886,06

WC = Rp. 23.712.028.205,86

SV = Rp. 24.748.836.988,61

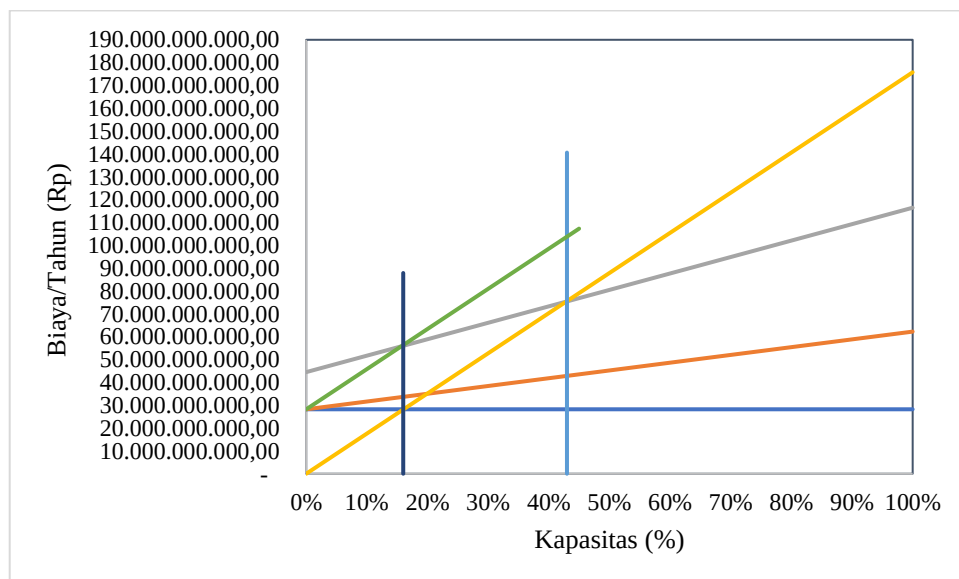
C = Rp. 47.672.928.975,14

n = 10 Tahun

Setelah dilakukan *trial & error* didapatkan nilai DCFRR sebagai berikut:

DCFRR (i) = 26%

Dengan beberapa Analisa ekonomi didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut.



Gambar 6. 1 Grafik *Break Event Point*

Keterangan:

Biru horizontal	= Nilai Fa
Merah horizontal	= garis Va
Abu-abu	= garis 0,3Ra
Kuning	= garis Sa
Biru vertikal	= BEP
Hitam vertikal	= SDP

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan dari pra rancangan pabrik karet alam siklis ini adalah sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik Xilooligosakarida dari ampas singkong dengan kapasitas 6806,79 ton/tahun dilakukan untuk memenuhi kebutuhan pengganti gula untuk para penderita diabetes.
2. Pabrik Xilooligosakarida dengan kapasitas 6800 ton/tahun akan dibangun dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT) yang beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan akan didirikan pada tahun 2033 di Brondong, Lamongan, Jawa Timur.
3. Pabrik Xilooligosakarida dapat ditinjau dari sifat bahan baku, proses produksi, kondisi operasi, dan evaluasi ekonomi pabrik tergolong pabrik dengan risiko rendah (low risk)
4. Berdasarkan pada perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut:
 - a. Keuntungan pabrik sebelum pajak sebesar Rp. 58.781.270.353,20 per tahun dan setelah pajak sebesar Rp. 44.085.952.764,90 per tahun.
 - b. Return of Investment (ROI) sebelum pajak adalah sebesar 23,75% dan setelah pajak sebesar 17,81%. Nilai ROI pada Industry chemicals dengan risiko rendah (low risk) minimal sebesar 11%. Hal ini

menunjukkan bahwa pabrik memenuhi persyaratan dan layak untuk didirikan.

- c. Pay Out Time (POT) sebelum pajak selama 2,96 tahun dan setelah pajak selama 3,59 tahun. Nilai POT pada Industri chemicals dengan risiko rendah (low risk) maximum sebesar 5 tahun, Hal ini menunjukkan bahwa pabrik memenuhi persyaratan dan layak untuk didirikan.
- d. Break Even Point (BEP) pada pabrik xilooligosakarida sebesar 42,87%.
- e. Shut Down Point (SDP) untuk pabrik xilooligosakarida didapatkan sebesar 15,68%
- f. Discount Cash Flow Rate of Return (DCFRR) pada pabrik xilooligosakarida sebesar 26%.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia membutuhkan pemahaman konsep dasar agar dapat menjamin kelayakan pabrik untuk didirikan. Berikut ini beberapa saran yang diberikan mengenai Pabrik Xilooligosakarida dengan kapasitas 6800 Ton/Tahun:

1. Optimasi pada pemilihan alat proses dan alat pendukung perlu diperhatikan agar pabrik mendapatkan keuntungan optimal yang diperoleh.
2. Pemilihan bahan baku dan bahan pendukung perlu diperhatikan dengan sangat baik agar mendapatkan kualitas produk yang dihasilkan optimal.
3. Perlu dilakukan kontrak dengan supplier bahan baku untuk menjamin pemenuhan kebutuhan bahan baku selama pabrik beroperasi.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R. S., and R. D. Newton. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw Hill Book Company.

Badan Pusat Statistik. 2023. <https://www.bps.go.id>. Diakses pada Desember 2023 pukul 10.00 WIB.

Badan Pusat Statistik. 2024. <https://www.bps.go.id>. Diakses pada Desember 20234 pukul 13.00 WIB.

Brown, G. G. 1973. *Unit Operations*. Modern Asia ed. Tokyo, Japan: Tuttle Company Inc. Brownell, L. E., and E. H. Young. 1979. *Equipment Design*. New Delhi: Wiley Eastern Limited.

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

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

Geankoplis, C. J. 1978. *Transport Processes and Unit Operations*, 3rd ed. Englewood Cliffs, New Jersey: Prentice-Hall International, inc

Goldberg, Robert N., et.al. 1991. *Thermodynamics of hydrolysis of oligosaccharides*. Biophysical Chemistry, 40: 69-76.

Kern, D. Q. 1983. *Process Heat Transfer*. New York: Mc Graw Hill Book Co. Ltd.

Matche equipment cost. *Matches' Reactor cost*. Diakses pada Januari 2025 pukul 11.00 WIB.

Mano, M.C.R., et.al. 2018. *Oligosaccharide Biotechnology: An Approach of Prebiotic Revolution on the Industry*. Appl. Microbiol. Biotechnol, 102:17-37.

McCabe, W. L. and J. C. Smith. 1976. *Unit Operation of Chemical Engineering*, 3rd ed. Singapore: Mc Graw Hill, Kogakusha, Ltd.

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

Peter, M.S. and Timmerhaus, K.D. 1980. *Plant Design and Economic for Chemical Engineers*. 3rd edition. Mc Graw-Hill Book Company, Tokyo.

Rase, H.F., “*Chemical Reaktor Design for Process Plant vol I and II, Principles and Techniques*”, Willey and Sons, Inc, New York.

Rastall, R.A., et.al. 2015. *A comparative in vitro evaluation of fermentation properties of prebiotic oligosaccharides*. J. Appl. Microbiol. 91: 878-887.

Santibanez, Luciana., et al. 2021. *Xylooligosaccharides from lignocellulosic biomass: A comprehensive review*. Carbohydrate polymers, 251.

Ullrich, G.D. 1984. *“A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics”*, John Willey and Sons., Inc, New York, 1984.

Yaws, Carl. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill.

Zhang, G. L. et.al. 2021. *A Combination of Mild Chemical Pre-Treatment and Enzymatic Hydrolysis Efficiently Produce Xylooligosaccharides from Sugarcane Bagasse*. J. Clean. Prod., 291, 125972

Zhang, Qibo., et.al. 2023. *Kinetic studies and predictions for xylo-oligosaccharide production by acidic hydrolysis of xylan with various acids*. Nanjing, China.

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

PERANCANGAN REAKTOR

REAKTOR HIDROLISIS

A. Kondisi Operasi

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi hidrolisis antara Xilan dengan Air dengan

katalis Asam Laktat menjadi Xilooligosakarida (XOS).

Fasa : Cair-Padat

Jenis : Reaktor ALir Tangki Berpengaduk (RATB)

Bahan : Stailless Steel 304

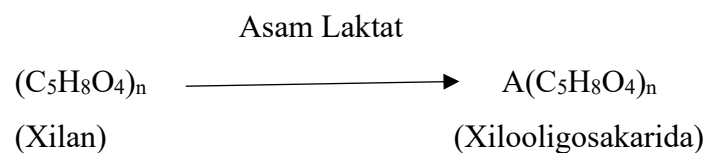
Jumlah : 3 buah

Tekanan : 1 atm

Suhu : 170 °C

B. Kinetika Reaksi dan Neraca Massa Reaksi Hidrolisis

i. Kinetika Reaksi Hidrolisis



BAB VIII

A B

$$k = A. e^{-Ea/T}$$

Diketahui dari Jurnal (Zhang et.al, 2022), bahwa pada suhu 170 °C dan menggunakan katalis asam laktat, didapatkan:

Nilai $k = 0,0283/\text{min}$

ii. Neraca Massa Reaksi Hidrolisis

Tabel. Neraca Massa Komponen dalam Reaktor Hidrolisis

Komponen	Laju alir massa (kg/jam)
Air	19548,15596
Lignin	115,79324
Xilan	1638,768779
Arabinan	129,53142
Glukan	25,51377
Abu	52,99013
Asam Laktat	356,83588
Xilooligosakarida	-
Xilosa	-
Total	21867,58918

C. Perancangan Reaktor

- i. Menentukan Volume Reaktor
 1. Mencari Densitas Campuran

Tabel. Densitas dan Viskositas Komponen dalam Reaktor

Hidrolisis					
Komponen	F (kg/jam)	Xf	ρ (kg/m ³)	Xf. P (kg/m ³)	μ (Cp)
Air	19548,15596	0,894	880,66518	787,25552	0,161
Lignin	115,79324	0,075	21000	112,41080	20
Xilan	1638,768779	0,006	13200	8,88516	20
Arabinan	129,53142	0,001	13200	1,75011	20
Glukan	25,51377	0,005	13200	7,94280	20
Abu	52,99013	0,002	122	0,29563	20
Asam Laktat	356,83588	0,016	90	2,56896	30
Xilooligosakarida	-	-	528	-	10
Xilosa	-	-	150	-	2
Total	21867,58918	1	7160,09626	921,10899	142

$$\rho \text{ campuran} = 921,10899 \text{ kg/m}^3$$

2. Mencari Laju Alir Volumetrik (F_v)

$$F_v = \frac{\text{massa umpan total}}{\text{densitas campuran}}$$

$$F_v = \frac{21867,58918 \text{ kg/jam}}{921,10899 \text{ kg/m}^3}$$

$$F_v = 23,7405 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Mencari Konsentrasi Umpan mula-mula (C_{a0})

$$C_{a0} = \frac{n_a}{F_v}$$

$$n_a = \text{laju alir molalitas xilan} \left(\frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \right)$$

$$n_a = \frac{\text{laju alir massa xilan}}{\text{berat molekul xilan}}$$

$$n_a = \frac{1638,7688 \text{ kg/jam}}{13200 \text{ kmol/kg}}$$

$$n_a = 0,12415 \text{ kmol/jam}$$

Sehingga didapatkan nilai C_{a0} ,

$$C_{a0} = \frac{0,12415 \text{ kmol/jam}}{23,7405 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$C_{a0} = 0,005229 \text{ kmol/m}^3$$

ii. Menentukan Persamaan Laju Reaksi

1. Nilai Konstanta Laju Reaksi (k)

Dari jurnal dengan percobaan yang dilakukan oleh peneliti didapatkan hasil nilai k sebesar 0,0283/menit atau 1,698/jam, yang merupakan laju reaksi order 1 (Zhang et.al, 2022).

2. Menghitung Konsentrasi Umpan (C_a)

$$C_a = C_{a0} \times (1 - X)$$

$$C_a = 0,005229 \text{ kmol/m}^3 (1-0,472)$$

$$C_a = 0,002761136 \text{ kmol/m}^3$$

3. Menghitung Nilai Laju Reaksi ($-r_A$)

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$-r_A = \frac{1,698}{jam} \times 0,002761136 \text{ kmol}/m^3$$

$$-r_A = 0,004688409 \text{ kmol}/(m^3 \cdot jam)$$

iii. Menentukan Volume Reaktor

1. Menghitung Volume Reaktor (V)

$$V = \frac{F_{a0} \times X}{-r_A}$$

$$F_{a0} = n_a = 0,41950 \text{ kmol}/jam$$

$$V = \frac{0,12415 \left(\frac{kmol}{jam}\right) \times 0,472}{0,004688409 \left(\frac{kmol}{m^3 \cdot jam}\right)}$$

$$V = 12,49857 \text{ m}^3$$

$$V = 12498,56851 \text{ Liter}$$

2. Menghitung Waktu Tinggal (t)

$$\tau = \frac{V}{Fv}$$

$$\tau = \frac{12,49857 \text{ m}^3}{23,7405 \left(\frac{m^3}{jam}\right)}$$

$$t = 0,52647 \text{ jam}$$

$$t = 31,58796 \text{ menit}$$

iv. Optimasi Reaktor

Diketahui:

$$\text{Konversi (X)} = 0,472$$

$$\text{Kinetika reaksi} = 1,689 /jam$$

$$\text{Volume reaktor (V)} = 42,23240 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal (t)} = 0,52647 \text{ jam}$$

$$\text{Total umpan masuk (F}_{a0}) = 0,41950 \text{ kmol}/jam$$

OPTIMASI 1

$$\text{Jumlah Reaktor} = 1 \text{ Buah}$$

$$\text{Volume Reaktor 1} = 12,49857 \text{ m}^3$$

$$X_{A1} = 0,472$$

OPTIMASI 2

Jumlah Reaktor = 2 Buah

Reaktor 1:

X_{A1} = 0,2

Reaktor 2:

X_{A2} = 0,34

Volume 2 Reaktor = 6,46112 m³

OPTIMASI 3

Jumlah Reaktor = 3 Buah

Reaktor 1:

X_{A1} = 0,145

Reaktor 2:

X_{A2} = 0,196

Reaktor 3:

X_{A3} = 0,23191

Volume 3 Reaktor = 3,91167 m³

OPTIMASI 4

Jumlah Reaktor = 4 Buah

Reaktor 1:

X_{A1} = 0,065

Reaktor 2:

X_{A2} = 0,145

Reaktor 3:

X_{A3} = 0,165

Reaktor 4:

X_{A4} = 0,20901

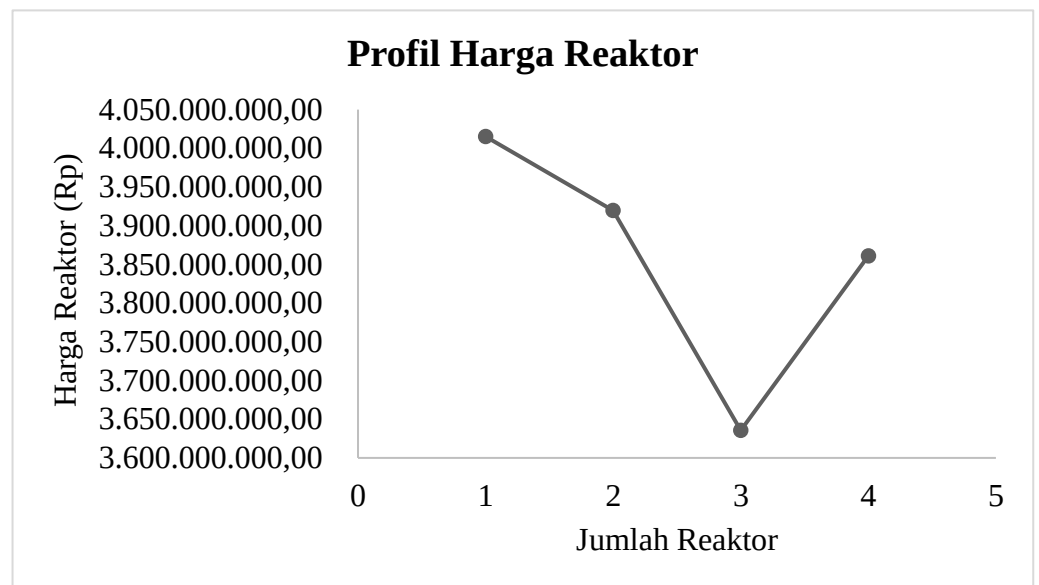
Volume 4 Reaktor = 3,39298 m³

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi dengan menggunakan data harga reaktor dengan jenis reactor yang dipilih adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dari bahan

Stainless steel 304. Alasan pemilihan bahan tersebut adalah karena tahan terhadap korosi, tahan panas, dan *food grade*.

Tabel.Total Harga Reaktor

Jumlah Reaktor	V 1 Reaktor (m ³)	Volume Total	Harga 1 Reaktor (Rp)	Harga Total (Rp)
1	12,49857	12,49857	4.015.192.500	4.105.192.500
2	3,23056	6,46112	1.959.738.400	3.919.476.800
3	1,30389	3,91167	1.211.858.100	3.635.574.300
4	0,84824	3,39298	965.268.500	3.861.074.000



Gambar. Grafik Hubungan antara Jumlah Reaktor dengan Harga Reaktor

Berdasarkan Optimasi yang telah dilakukan, maka jumlah reaktor yang paling optimum adalah 3 buah Reaktor.

- v. Perancangan Reaktor
 - 1. Spesifikasi Reaktor
 - a. Dimensi Reaktor

Laju alir massa yang masuk ke dalam reaktor hidrolisis sebesar 1,56467 kg/jam, sehingga volume yang dibutuhkan sebesar 3,91167 m³.

i) Diameter Reaktor

$$Diameter = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

$$Diameter = \sqrt[3]{\frac{4(1,30389 \text{ m}^3)}{3,14}}$$

$$Diameter = 1,18429 \text{ meter}$$

$$= 46,6254 \text{ in}$$

ii) Tinggi Reaktor

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum 1:1 (D:H = 1:1) (Brownell and Young, Hal 43, 1959)

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$Tinggi = 1,18429 \text{ meter}$$

$$= 46,6254 \text{ in}$$

b. Tebal Dinding Reaktor

i) Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Perhitungan dinding reaktor berdasarkan persamaan 13.1 (Brownell and Young, 1959)

$$ts = \frac{P_d \times r_i}{fE - 0,6P_d} + C$$

Keterangan:

ts = Tebal Dinding Reaktor (in)

P_d = Tekanan Design (Psi) = 19,190 Psi

r_i = Jari-jari Reaktor (in) = 23,31270 in

f = Tegangan yang diijinkan (Psi)

E = Efisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

$$ts = \frac{19,190 \text{ (Psi)} \times 23,3127 \text{ (in)}}{(1875 \text{ (Psi)} \times 0,8) - 0,6 \times 19,190 \text{ (Psi)}} + 0,125 \text{ (in)}$$

$$ts = 0,15485 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 (Brownell and Young, 1959), nilai ts standar yang mendekati adalah 0,1875 (3/16) in.

ii) Menghitung Diameter Luar Reaktor (OD)

Nilai OD (*Outside Diameter*) dapat dihitung dengan persamaan:

$$OD \text{ Shell} = ID + 2ts$$

$$OD \text{ Shell} = 46,6254 \text{ in} + 2(0,1875) \text{ in}$$

$$OD \text{ Shell} = 47 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.7 (Brownell and Young, 1959), didapatkan nilai OD standar yang mendekati adalah 48 in serta dari tabel juga didapatkan nilai:

$$icr = 3 \text{ in}$$

$$r = 48 \text{ in}$$

iii) Menghitung nilai Diameter Dalam Reaktor (ID)

Nilai ID dapat dicari dengan persamaan:

$$ID \text{ Shell} = OD - 2ts$$

$$ID \text{ Shell} = 48 \text{ in} - 2(0,1875) \text{ in}$$

$$ID \text{ Shell} = 47,625 \text{ in}$$

iv) Menghitung Tinggi Shell (H Shell)

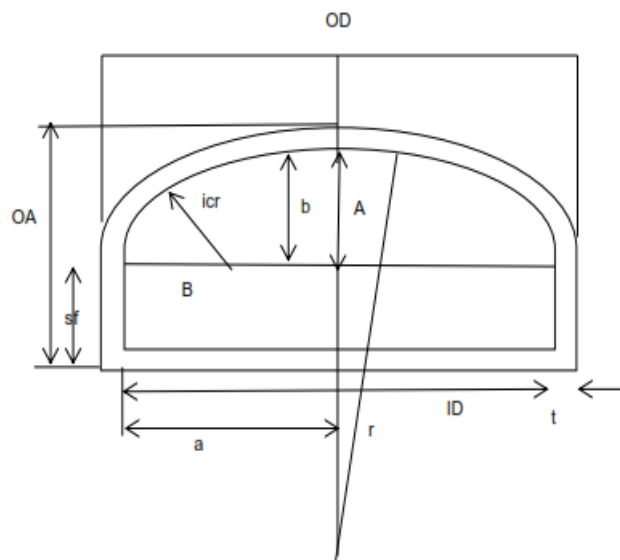
$$H_{\text{Shell}} = 2ID$$

$$H_{\text{Shell}} = 2(47,625) \text{ in}$$

$$H_{\text{Shell}} = 95,25 \text{ in}$$

c. Head Reaktor

Head yang dipilih berbentuk *flanged and dished head* (*Torispherical*) karena digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan memiliki harga yang relative murah.



Gambar. *Flanged and Dished Head (Torispherical)*

i) Menghitung *Stress Intensification Factor* (W)

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

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{48 \text{ in}}{3 \text{ in}}} \right)$$

$$W = 1,75$$

ii) Menghitung Tebal Head (t_h)

$$t_h = \frac{P_d \cdot r_c \cdot W}{2f \cdot E - 0,2P_d} + C$$

$$t_h = \frac{19,190 \text{ (Psi)} \times 48 \text{ (in)} \times 1,75}{2 \times 18750 \text{ (Psi)} \times 0,8 - 0,2 \times 19,190 \text{ (Psi)}} + 0,125$$

$$T_h = 0,17874 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 (Brownell and Young, 1959), didapatkan nilai t_h standar yang mendekati sebesar 0,1875 in dan dari tabel juga didapatkan nilai sf sebesar 1,5 – 2 in.

iii) Menghitung Tinggi Head (AO)

$$\begin{aligned} sf &= 2 \text{ in} \\ &= 0,0508 \text{ meter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2t_h \\ &= 48 \text{ in} - (2 \times 0,1875) \text{ in} \\ &= 47,625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{47,625 \text{ in}}{2} \\ &= 23,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 23,8125 \text{ in} - 3 \text{ in} \\ &= 20,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 48 \text{ in} - 3 \text{ in} \\ &= 45 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(45)^2 \text{ in} + (20,8125)^2 \text{ in}} \\ &= 39,89787 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 48 \text{ in} - 39,89787 \text{ in} \\ &= 8,10213 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AO = t_h + b + sf$$

$$= 0,1875 \text{ in} + 8,10213 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 10,28963 \text{ in}$$

$$= 0,26136 \text{ meter}$$

- iv) Menghitung Volume Head Total (V head)

$$\text{Volume head Total (Vhead)} = V \text{ head } (V_h) + V \text{ flange } (V_{sf})$$

Volume head untuk *Torispherical Dished Head* adalah:

$$\begin{aligned} V_h &= 0,000049 \times ID^3 \\ &= 0,000049 \times (47,625 \text{ in})^3 \\ &= 5,29299 \text{ ft}^3 \\ &= 0,14988 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{sf} &= \frac{\pi}{4} ID^2 sf \\ &= \frac{3,14}{4} \times (47,625 \text{ in})^2 \times 2 \text{ in} \\ &= 3560,98078 \text{ in}^3 \\ &= 0,13153 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan Volume head total sebesar:

$$\begin{aligned} V \text{ head} &= V_h + V_{sf} \\ &= 0,14988 \text{ m}^3 + 0,13153 \text{ m}^3 \\ &= 0,28141 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- v) Menghitung Luas Permukaan Cairan (At)

$$\begin{aligned} At &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 \\ &= \frac{3,14}{4} \times (1,20968 \text{ m})^2 \\ &= 2,14871 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- vi) Menghitung cairan dalam shell

$$\begin{aligned} V \text{ cairan dalam shell} &= V \text{ cairan} - V \text{ head} \\ &= 1,3039 \text{ m}^3 - 0,2624 \text{ m}^3 \\ &= 1,04253 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- vii) Menghitung Tinggi Cairan dalam Shell (hs)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi cairan shell (hs)} &= \frac{V \text{ cairan dalam shell}}{At} \\
 &= \frac{1,04253 \text{ m}^3}{2,14871 \text{ m}^2} \\
 &= 0,95382 \text{ meter} \\
 &= 37,55180 \text{ in}
 \end{aligned}$$

viii) Menghitung Tinggi Total Reaktor

$$\begin{aligned}
 h \text{ total reaktor} &= \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head}) \\
 &= 0,95382 \text{ m} + (2 \times 0,26136 \text{ m}) \\
 &= 1,47653 \text{ meter} \\
 &= 58,13106 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. Luas Permukaan Reaktor

i) Diameter (De)

Karena tebal *head* yang didapatkan <1 , maka diameternya dapat menggunakan persamaan 5.12 (Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 De &= OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3}icr \\
 &= 48 \text{ (in)} + \frac{48 \text{ (in)}}{42} + (2 \times 2 \text{ (in)}) + \frac{2}{3}(3 \text{ in}) \\
 &= 55,14286 \text{ in}
 \end{aligned}$$

ii) Menghitung Luas Permukaan reaktor (A total)

$$\begin{aligned}
 A \text{ total} &= \pi DH + 2 \times \frac{\pi}{4} \times De^2 \\
 &= (3,14 \times 47,625 \text{ in} \times 95,25 \text{ in}) + (2 \times \frac{3,14}{4} \times (55,14286 \text{ in})^2) \\
 &= 19017,87659 \text{ in}^2 \\
 &= 12,27033 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

2. Spesifikasi Pengaduk

a. Jumlah Pengaduk

Data viskositas campuran dalam reaktor hidrolisis sebesar 142 Cp. Menurut buku Walas (1998), nilai h/D_t untuk Viskositas < 25000 Cp, maka:

$$\text{Tinggi larutan dalam shell} = 0,95382 \text{ m}$$

$$D_t = 1,20968 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Maksimum level} &= \frac{0,95382 \text{ m}}{1,20968 \text{ m}} \\ &= 0,78849 \end{aligned}$$

Dalam menentukan jumlah pengaduk, menurut buku Walas (1998) didasarkan pada persamaan sebagai berikut:

$$WELH = ZI \times Sg$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$

Keterangan:

WELH: *Water Equivalent Liquid Height*

ZI : Tinggi cairan dalam reaktor

Sg : Specific Gravity

Dimana,

$$\begin{aligned} Sg &= \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{921,10899 \left(\frac{kg}{m^3}\right)}{997 \left(\frac{kg}{m^3}\right)} \\ &= 0,92388 \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} WELH &= 0,95382 \text{ m} \times 0,92388 \\ &= 0,88121 \text{ m} \\ &= 2,89126 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Pengaduk} &= \frac{2,89126 \text{ m}}{1,20968 \text{ m}} \\ &= 0,7285 \end{aligned}$$

Sehingga disimpulkan bahwa jumlah pengaduk yang dibutuhkan sebanyak 1 buah.

b. Perhitungan Dimensi Pengadukan

Penentuan dimensi pengaduk didapatkan dari persamaan pada Tabel 3.4.1 (Geonkoplis, 1993).

i) Menghitung Diameter Pengaduk (D_i)

$$\begin{aligned} D_i &= \frac{D_t}{3} \\ &= \frac{1,20968 \text{ m}}{3} \\ &= 0,40323 \text{ m} \end{aligned}$$

ii) Menghitung Jarak Pengaduk dari dasar (E)

$$\begin{aligned} E &= \frac{D_t}{3} \\ &= 0,40323 \text{ m} \end{aligned}$$

iii) Menghitung Lebar Pengaduk (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{D_a}{4} \\ &= \frac{0,40323 \text{ m}}{4} \\ &= 0,10081 \text{ m} \end{aligned}$$

iv) Menghitung Lebar Baffle (J)

$$\begin{aligned} J &= \frac{D_t}{12} \\ &= \frac{1,20968 \text{ m}}{12} \\ &= 0,10081 \text{ m} \end{aligned}$$

v) Menghitung Tinggi Pengaduk (W)

$$\begin{aligned} W &= \frac{D_a}{5} \\ &= \frac{0,40323 \text{ m}}{5} \\ &= 0,08065 \text{ m} \end{aligned}$$

vi) Menghitung Tinggi Cairan (H)

$$\text{Overdesign} = 10\%$$

Maka,

$$\begin{aligned} H &= 1,1 \times D_t \\ &= 1,1 \times 1,20968 \text{ m} \\ &= 1,33065 \text{ m} \end{aligned}$$

- c. Menentukan Kecepatan Pengadukan yang Digunakan
Rumus pengadukan didapatkan dari Buku Rase (1997), sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{600}{\pi D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2D_i}} \\
 &= \frac{600}{3,14 \times 1,32298 \text{ ft}} \times \sqrt{\frac{2,89126 \text{ m}}{2 \times 1,32298 \text{ m}}} \\
 &= 150,97968 \text{ rpm} \\
 &= 2,51633 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan pada Buku Walas (1998), kecepatan putaran standar yang mendekati hasil dari perhitungan adalah 155 rpm (2,5833 rps).

- d. Menentukan Power Pengadukan

- i) Menentukan Nilai Reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho \cdot N \cdot D_i^2}{\mu} \\
 &= \\
 &= \frac{57,50462 \text{ lbm/ft}^3 \times 2,08333 \text{ rps} \times (1,32298 \text{ ft})^2}{0,09553 \text{ lb/(ft.s)}} \\
 &= 2721,71985
 \end{aligned}$$

- ii) Menentukan Power Pengadukan (P)

Berdasarkan Fig. 477 (GG Brown, 19) dengan nilai Reynold 2721,71985 didapatkan *Power Number* (NP) sebesar 3,5. Maka, nilai power dapat dihitung dengan rumus, sebagai berikut:

$$P = \frac{\rho \times NP \times N^3 \times D_i^2}{550 \text{ gc}}$$

Diketahui:

$$\begin{aligned}
 \rho &: 57,50483 \text{ lb/ft}^3 \\
 NP &: 3,5 \\
 N &: 2,58333 \text{ rps} \\
 D_i &: 1,32298 \text{ ft} \\
 gc &: 32,2 \text{ (ft.lbm)/(s}^2\text{.lbf)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P &= \\
 &= \frac{57,50483 \left(\frac{lb}{ft^3}\right) \times 3,5 \times (2,58333 \text{ rps})^2 \times (1,32298 \text{ ft})^2}{550 \times 32,2 \left(\frac{ft \cdot lbm}{s^2 \cdot lbf}\right)} \\
 &= 0,34293 \text{ Hp} \\
 &= 0,25572
 \end{aligned}$$

iii) Menentukan Efisiensi Motor Pengaduk

$$\begin{aligned}
 Pa &= NP \times \rho \times N^3 \times Di^2 \\
 &= \\
 &= 3,5 \times 57,50483 \left(\frac{lb}{ft^3}\right) \times (2,58333 \text{ rps})^3 \times (1,32298 \text{ ft})^2 \\
 &= 6073,27355 \text{ W} \\
 &= 6,07327 \text{ kW} \\
 &= 8,14426 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig. 1438 (Peters & Timmerhaus, 1991) didapatkan nilai efisiensi motor pengaduk sebesar 87%.

iv) Daya Motor Pengaduk

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor pengaduk} &= \frac{0,34293 \text{ Hp}}{0,87} \\
 &= 0,39417 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari literatur didapatkan standar Power NEMA sebesar 0,39417 Hp.

e. Perancangan Jaket Pemanas

Reaksi Hidrolisis berlangsung secara Endotermis. Sehingga, dalam reaksi membutuhkan panas.

$$(\Delta H_r) = -14,93 \text{ kJ/mol}$$

Dimana,

$$Q_r = Q_p = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Diketahui:

$$U : 60 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot F$$

$$T_1 : 493 \text{ F}$$

$$T_2 : 463 \text{ F}$$

Maka,

$$A = \frac{15441,28301}{60 (58,93)} \\ = 4,36688 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan panas kurang dari luas selubung maksimal
maka pemanasan menggunakan jaket.

i) Tinggi Jaket

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Jaket} &= h \text{ cairan} + 20\%h \text{ cairan} \\ &= 0,95382 \text{ m} + (20\% \times 0,95382) \text{ m} \\ &= 1,14458 \text{ m} \end{aligned}$$

ii) ID Jaket

$$\begin{aligned} \text{ID Jaket} &= \text{ID tangki} + (2t_s) \\ &= 1,20968 + (2 \times 0,0047) \\ &= 1,2192 \text{ m} \\ &= 48 \text{ in} \end{aligned}$$

iii) OD Jaket

$$\begin{aligned} \text{OD Jaket} &= \text{ID jaket} + (2jW) \\ &= 1,2192 + (2 \times 0,5) \\ &= 1,3208 \text{ m} \\ &= 52 \text{ in} \end{aligned}$$

iv) Tebal Jaket

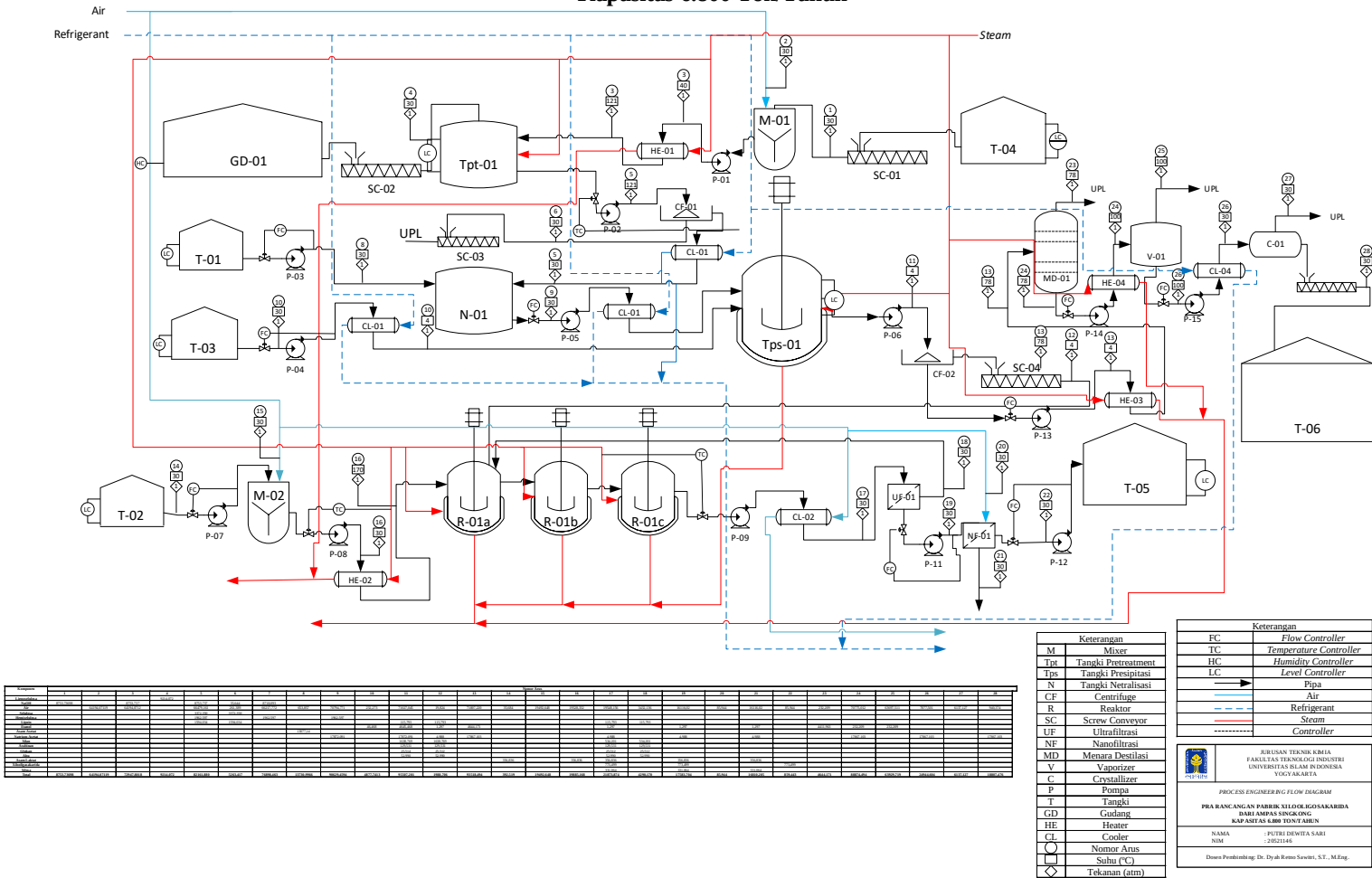
$$\begin{aligned} t_j &= \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6P} + C \\ &= \frac{19,190 \times 26}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 19,190} + 0,125 \\ &= 0,158288 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan literatur maka, tebal jaket standar
sebesar 0,1875 in atau 0,00476 m.

LAMPIRAN B

Process Flow Diagram (PFD)

Process Engineering Flow Diagram (PEFD)
Pabrik Xilooligosakarida dari Ampas Singkong
Kapasitas 6.800 Ton/Tahun



LAMPIRAN C
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

Nama	: Putri Dewita Sari
NIM	: 20521146
Judul Perancangan	: Pra Rancangan Pabrik Xilooligosakarida dari Ampas Singkong Kapasitas 6800 Ton/Tahun
Mulai Masa Bimbingan	: 14 September 2023
Batas Akhir	: 13 Maret 2025
Nama Dosen Pembimbing	: Dr. Dyah Retno Sawitri, S. T., M. Eng

No.	Tanggal	Keterangan	Tanda Tangan
1.	20 Oktober 2023 - 2 November 2023	Luaran 1: Latar belakang, Peluang Kapasitas, dan Kapasitas Pabrik.	
2.	19 Desember 2023 - 20 Desember 2023	Luaran 2: Seleksi Proses Produksi Xilooligosakarida.	
3.	29 Januari 2024 – 6 Maret 2024	Luaran 3: Spesifikasi Bahan dan Produk	
4.	7 Mei 2024 – 20 Mei 2024	Luaran 4: Diagram Alir Kualitatif.	
5.	9 Agustus 2024 – 11 September 2024	Luaran 5: Neraca Massa	

6.	11 September 2024 – 11 September 2024	Luaran 6: Perancangan Reaktor	CR
7.	11 September 2024 – 12 September 2024	Luaran 7: Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung.	CR
8.	12 September 2024 – 12 September 2024	Luaran 8: <i>Process Engineering Flow Diagram</i> (PEFD)	CR
9.	31 Oktober 2024 – 31 Oktober 2024	Luaran 9: Spesifikasi Alat Penyimpanan.	CR
10.	31 Oktober 2024 – 31 Oktober 2024	Luaran 10: Spesifikasi Alat Transport.	CR
11.	7 November 2024 - 8 November 2024	Luaran 11: Spesifikasi Alat Penukar Panas.	CR
12.	8 Januari 2024 – 8 Januari 2024	Luaran 12: Neraca Panas	CR
13.	8 Januari 2024 – 8 Januari 2024	Luaran 13: Lokasi, Layout, dan Struktur Organisasi Pabrik.	CR

14.	8 Januari 2024 – 8 Januari 2024	Luaran 14: Utilitas dan Perancangannya.	CR
15.	8 Januari 2024 – 8 Januari 2024	Luaran 15: Evaluasi Ekonomi	CR