

**PRARANCANGAN PABRIK GLUKOMANAN
DARI UMBI PORANG DENGAN KAPASITAS 7.500 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Ratih Putri Nabila

Nama : Tiara Indah Ramadhani

NIM : 20521013

NIM : 20521016

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2024

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

Prarancangan Pabrik Glukomanan

Dari Umbi Porang Dengan Kapasitas 7.500 Ton/Tahun

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Ratih Putri Nabila

Nama : Tiara Indah Ramadhani

NIM : 20521013

NIM : 20521016

Yogyakarta, 19 Agustus 2024

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan 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.

Td. Tangan

Ratih Putri Nabila

Td. Tangan

Tiara Indah Ramdhani

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK GLUKOMANAN

DARI UMBI PORANG DENGAN

KAPASITAS 7.500 TON/TAHUN



Nama : Ratih Putri Nabila

Nama : Tiara Indah Ramadhani

NIM : 20521013

NIM : 20521016

Yogyakarta, 22 Agustus 2024

Dosen Pembimbing,

Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng.

NIK. 155210506

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK GLUKOMANAN
DARI UMBI PORANG DENGAN KAPASITAS 7.500 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Ratih Putri Nabila

Nama : Tiara Indah Ramadhani

NIM : 20521013

NIM : 20521016

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

Yogyakarta, 2024

Tim Penguji,

Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng.

Ketua Penguji

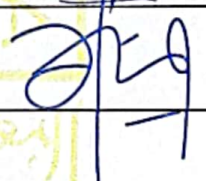
Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M. Eng.

Penguji I

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

Penguji II

15/10'24

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia





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

NIK. 995200445

KATA PENGANTAR

Bismillahirrahmanirrahim

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Puji dan syukur Saya ucapkan kepada Allah SWT karena atas limpahan nikmat dan karunia-Nya Saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir dan penulisan Naskah Tugas Akhir ini dengan baik, lancar, serta tepat pada waktunya. *Shalawat* dan salam tak lupa pula kita sampaikan kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW.

Tugas Akhir Prarancangan Pabrik disusun berdasarkan orientasi berbagai aspek dan ditunjang oleh data, literatur, saran pembimbing, bantuan dari pihak-pihak lain yang memberikan dukungan sebagai bahan masukan penulis, serta merupakan hasil penerapan ilmu yang telah diperoleh selama duduk dibangku perkuliahan. Tugas Akhir yang berjudul **"PRARANCANGAN PABRIK GLUKOMANAN DARI UMBI PORANG DENGAN KAPASITAS 7.500 TON/TAHUN"** ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia di Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta. Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan kali ini penulis ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa karena dengan izinnya Saya dapat menyelesaikan rangkaian proses pengerjaan tugas akhir dengan baik dan lancar.

2. Kedua Orang Tua kami yang selalu mendoakan serta memberikan dukungan baik moril maupun materil sehingga laporan tugas akhir ini dapat terselesaikan.
3. Ibu Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia sekaligus Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan dukungan, arahan, dan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia.
5. Seluruh Dosen, Staff, dan Civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia.
6. Seluruh Teman Teknik Kimia 2020 yang telah banyak membantu dan memberikan dukungan dalam pengerjaan Tugas Akhir ini.

Besar harapan penulis agar nantinya Tugas Akhir ini membawa manfaat bagi perkembangan ilmu pengetahuan dan menambah wawasan pembacanya. Penulis menyadari bahwa laporan ini jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangan oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan penulis demi hasil yang lebih baik di masa mendatang.

Yogyakarta, 24 Agustus 2024

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN



Alhamdulillah rabbil'alamin dengan kemurahan hati Allah SWT Saya dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik yang membuka lembaran baru perjalanan kehidupan Saya berikutnya. Pencapaian ini diiringi syukur tiada henti yang Saya layangkan kepada Allah SWT atas segala bantuan dan kemudahan dalam perjalanan menuntaskan studi sarjana teknik kimia ini.

Perjuangan Saya tidak luput dari orang-orang luar biasa yang selalu memberikan dukungan dan energi positif dalam perjalanan Saya hingga titik ini. Karya ini dan segala bentuk perjuangan yang Saya lalui Saya persembahkan kepada orang-orang hebat tersebut yang Saya tuangkan dalam lembar indah ini.

1. Ibaw tercinta dan poros hidup Saya, Sry Imelda Yunita dan Ayah Saya, Heru Swidatmiko. Terima kasih atas cinta kasih tulus, semangat, tuntunan, kebahagiaan, kesabaran, perlindungan, kenyamanan, pengorbanan, dan do'a yang terus mengalir. Pengajaran yang terus Ibu Ayah tanamkan sedari kecil *Alhamdulillah* berhasil mengantarkan Saya pada titik ini. Saya ucapkan terima kasih pula pada Mas Hadi & Kakak Ocha, Abang dan Kakak Saya. Terima kasih selalu memberikan dukungan, mendo'akan, menenangkan, menghibur Saya selama perjalanan perkuliahan ini.
2. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing Saya. Terima kasih yang sebesar-besarnya Saya ucapkan atas bimbingan, kesempatan, waktu, motivasi, dan

saran yang Ibu berikan kepada Saya sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Semoga Allah SWT senantiasa mencurahkan keberkahan kepada Ibu dan keluarga.

3. Tiara Indah Ramadhani, teman seperjuangan saya dari awal perkuliahan yang menemani perjalanan sarjana hingga akhir, mulai dari tugas harian, penelitian, sampai dengan tugas akhir.
4. ELOK (Alifya, Ayu, Azel, Bunga, Jihan, Silvi, Thifa), teman yang selalu menemani dalam 17 tahun terakhir. Terima kasih selalu mendengarkan, menghibur, mendukung, mendo'akan, dan meyakinkan Saya dalam setiap langkah hidup.
5. SERINJOG (teman-teman Sergap *in* Jogja), Teknik Kimia 2020, SRE UII, dan "Anjay Kakaen" KKN 417. Terima kasih selalu menghibur, menyemangati, dan menemani Saya dalam suka duka perkuliahan.
6. Teman perkuliahan Saya, Zhafran Qashid Rahmatullah, Adji Suria Purnama, Aziizah Nur Syafira, Annisa Vikynurillah, Fauziyya Trisdhia Putri, Alfi Syahrin Yuliantari, Zakenia Azzahrani, Ulya Nadhatul Shifa. Terima kasih dukungan dan semangat yang kalian berikan sedari awal perkuliahan.
7. Persembahan terakhir Saya tujukan untuk diri Saya. Terima kasih selalu memilih bangkit dari berbagai rintangan, sabar, giat, dan terima kasih selalu berusaha dan yakin kepada Allah SWT. Semoga berhasil menjadi manusia yang indah di mata manusia dan indah dimata Allah SWT.

Ratih Putri Nabila

Teknik Kimia 2020

LEMBAR PERSEMBAHAN



Alhamdulillah *rabbi lalamin* Saya panjatkan atas kemudahan yang telah Allah SWT berikan dalam menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik ini. Perjuangan Saya hingga titik ini tidak luput dari orang-orang hebat yang Saya temui sebagai penyemangat hingga mencapai titik akhir ini. Tiada lembar yang paling indah dalam karya tulis ini kecuali lembar persembahan yang Saya persembahkan untuk:

1. Ibuku terSayang, Almh. Suwarti. Orang hebat yang selalu menjadi penyemangat Saya sebagai sandaran terkuat dari kerasnya dunia. Terima kasih selalu berjuang untuk kehidupan penulis. Terima kasih sudah mengantarkan Saya berada di tempat ini, meskipun pada akhirnya harus berjuang sendiri dan tidak lagi kau temani.
2. Bapak Mulyanto, seorang yang darahnya mengalir dalam tubuh Saya, yang telah sabar dan bangga membesarkan putri bungsunya serta telah melangitkan doa-doa baik demi studi penulis. Saya persembahkan karya tulis dan gelar ini untuk Bapak.
3. Kepada cinta kasih keponakan Saya, Baihaqi Auriga Chanigarva. Bai yang bisa membuat Saya terhibur dan bahagia di tengah hiruk pikuk kesulitan dalam penyusunan tugas akhir ini.
4. Dosen pembimbing Saya, Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng. Saya mengucapkan banyak terima kasih karena Ibu telah membimbing Saya sampai akhirnya Saya mendapatkan gelar sarjana yang sangat dinantikan oleh keluarga Saya. Doa baik selalu Saya ucapkan kepada Ibu dan keluarga.

5. Partner seperjuangan Saya dari kuliah daring, kuliah luring, penelitian dan tugas akhir, Ratih Putri Nabila. Terima kasih atas segala bentuk perjuangan dan kebaikan yang telah diberikan. Semoga kita bisa menjalin persahabatan ini sampai Jannah dan bisa bertemu kembali dalam versi terbaik.
6. Teman yang selalu ada di setiap langkah perkuliahanku, Zhafran Qashid Rahmatullah. Terima kasih atas kehadiran yang tiada henti dan terus memberikan dukungan tanpa syarat. Semoga tali silaturahmi ini tidak putus meskipun sudah berada di jalan masing-masing. Sehat dan sukses selalu.
7. Teman-teman terdekat Saya, Febrianti Puspa Ningrum, Rianti Faizah Erdina, Aziizah Nur Syafira, Annisa Vikynurillah, Fauziyya Trisdhia Putri, Alfi Syahrin Yuliantari, yang selama ini banyak membantu dan memberikan semangat serta arahan-arahan dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
8. Keluarga Teknik Kimia 2020 dan teman-teman organisasi Saya semasa kuliah yakni HMTK-TT, BPA KM UII, SRE UII, KOPMA UII, dan HKMY yang mengajarkan Saya tanggung jawab dan dedikasi tinggi terhadap pekerjaan.
9. Dan yang terakhir, kepada diri Saya sendiri, Tiara Indah Ramadhani. Terima kasih sudah bertahan dan berjuang sejauh ini. Mampu mengendalikan diri dari berbagai tekanan di luar keadaan dan tidak pernah memutuskan untuk menyerah sesulit apa pun proses penyusunan tugas akhir ini dengan menyelesaikan sebaik dan semaksimal mungkin.

Tiara Indah Ramadhani

Teknik Kimia 2020

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR.....	xviii
DAFTAR LAMPIRAN	xix
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xx
ABSTRAK	xxii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.2.1 Impor Glukomanan	2
1.2.2 Ekspor Glukomanan	4
1.2.3 Konsumsi Glukomanan Dalam Negeri	6
1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku	7
1.2.6 Kapasitas Rancangan Minimum	9
1.2.5 Kapasitas Produksi.....	10
1.3 Tinjauan Pustaka	11
1.3.1 Proses Produksi Glukomanan Berdasarkan Bahan Baku	11
1.3.2 Pemilihan Proses Produksi Glukomanan	13
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	15
1.4.1 Tinjauan Kinetika.....	15
1.4.2 Tinjauan Termodinamika.....	19
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	25
2.1 Spesifikasi Produk	25

2.1.1 Glukomanan.....	25
2.2 Spesifikasi Produk Samping.....	27
2.2.1 Natrium Oksalat.....	27
2.2.2 Kalsium Klorida.....	27
2.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	28
2.3.1 Umbi Porang (<i>Amorphophallus Oncophyllus</i>)	28
2.3.2 Air (H ₂ O).....	29
2.3.3 Natrium Klorida (NaCl).....	30
2.2.4 Aluminium Sulfat (Al ₂ (SO ₄) ₃)	30
2.2.5 Ethanol (C ₂ H ₅ OH).....	31
2.2.6 Sodium Metabisulphite (Na ₂ S ₂ O ₅).....	31
2.4 Pengendalian Kualitas	32
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	32
2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses	33
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk	34
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	35
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	35
3.1.1 Diagram alir Kualitatif.....	35
3.1.2 Diagram alir Kuantitatif.....	36
3.2 Uraian Proses	37
3.2.1 <i>Pretreatment</i> Bahan Baku.....	37
3.2.2 Purifikasi atau Pemurnian Glukomanan	37
3.2.3 Tahap Modifikasi Produk.....	39
3.2.4 Tahap Pengemasan.....	39
3.3 Spesifikasi Alat	40
3.3.1 Spesifikasi Reaktor	40
3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah.....	41
3.3.3 Spesifikasi Alat Pendukung	42
3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	46
3.3.4. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	49

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas	58
3.4 Neraca Massa.....	60
3.4.1 Neraca Massa Total	60
3.4.2 Neraca Massa Per-Alat	61
3.5. Neraca Panas	67
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	72
4.1 Lokasi Pabrik	72
4.1.1 Faktor Primer	72
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	76
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	78
4.4 Organisasi Perusahaan	81
4.4.1 Bentuk dan Struktur Organisasi Perusahaan.....	81
4.4.2 Tugas dan Wewenang	82
4.4.3 Status dan Jam Kerja Karyawan	86
4.4.4 Kesejahteraan Karyawan (Jabatan, Jumlah Karyawan & Gaji, serta Hak Karyawan).....	88
BAB V UTILITAS.....	94
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	96
5.1.1 Unit Penyediaan Air.....	96
5.1.2 Unit Pengolahan Air	102
5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	107
5.3 Unit Pembangkit Listrik.....	107
5.4 Unit Penyedia Udara Tekan.....	113
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar.....	113
5.6 Unit Pengolahan Limbah	114
5.7 Spesifikasi Alat Utilitas	116
BAB VI EVALUASI EKONOMI.....	125
6.1 Penaksiran Harga Alat.....	136
6.2 Dasar Perhitungan	136
6.3 Komponen Biaya	136

6.3.1 Modal (Capital Investment)	136
6.3.2 Biaya Produksi (Manufacturing Cost)	139
6.3.3 Pengeluaran Umum (<i>General Expenses</i>)	141
6.4 Analisa Keuntungan	141
6.5 Analisa Kelayakan	142
6.5.1 <i>Return on Investment</i> (ROI)	142
6.5.2 <i>Pay Out Time</i> (POT)	143
6.5.3 <i>Break Event Point</i> (BEP)	144
6.5.4 <i>Shut Down Point</i> (SDP)	146
6.5.5 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i> (DCFR)	147
6.6 Analisa Risiko Pabrik	148
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN	152
7.1 Kesimpulan	152
7.2 Saran	154
LAMPIRAN A	157
LAMPIRAN B	182
LAMPIRAN C	184

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data impor glukomanan di Indonesia	3
Tabel 1. 2 Data ekspor glukomanan di Indonesia	5
Tabel 1. 3 Potensi Penggunaan Glukomanan	7
Tabel 1. 4 Data bahan baku glukomanan di Indonesia.....	8
Tabel 1. 5 Data beberapa pabrik glukomanan	9
Tabel 1. 6 Perbandingan proses pembuatan glukomanan.....	14
Tabel 1.7 Data Menghitung Persamaan laju reaksi	18
Tabel 1. 8 Harga H_f° dan G_f° masing-masing komponen	20
Tabel 2.1 Spesifikasi Produk Tepung Glukomanan	26
Tabel 2.2 Komposisi umbi porang	29
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor.....	40
Tabel 3.2 Spesifikasi <i>Filter</i>	41
Tabel 3.3 Spesifikasi <i>Rotary Dryer</i>	42
Tabel 3.4 Spesifikasi <i>Peeler</i>	42
Tabel 3.5 Spesifikasi <i>Rotary Cutter</i>	43
Tabel 3.6 Spesifikasi <i>Mixer</i>	44
Tabel 3.7 Spesifikasi <i>Crusher</i>	45
Tabel 3.8 Spesifikasi <i>Ball Mill</i>	45
Tabel 3.9 Spesifikasi <i>Screener</i>	46
Tabel 3. 10 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	46
Tabel 3. 11 Spesifikasi <i>Storage Tank</i>	47
Tabel 3. 12 Spesifikasi Silo.....	48
Tabel 3. 13 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i>	49
Tabel 3. 14 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i>	50
Tabel 3. 15 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i>	51
Tabel 3. 16 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i>	52

Tabel 3. 17 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i>	53
Tabel 3. 18 Spesifikasi Pompa	54
Tabel 3. 19 Spesifikasi Pompa	55
Tabel 3. 20 Spesifikasi Pompa	56
Tabel 3. 21 Spesifikasi Pompa	57
Tabel 3. 22 Spesifikasi <i>Cooler</i>	58
Tabel 3. 23 Spesifikasi <i>Heater</i>	59
Tabel 3. 24 Neraca Massa Total	60
Tabel 3.25 Neraca Massa <i>Peeler</i> (PL-01)	61
Tabel 3.26 Neraca Massa <i>Rotary Drum Cutter</i> (RC-01).....	61
Tabel 3.27 Neraca Massa <i>Mixer</i> -01 (M-01)	62
Tabel 3.28 Neraca Massa <i>Filter</i> (F-01)	62
Tabel 3.29 Neraca Massa <i>Crusher</i> (CRS-01).....	62
Tabel 3.30 Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-03)	63
Tabel 3.31 Neraca Massa Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) (R-01).....	63
Tabel 3.32 Neraca Massa <i>Filter</i> (F-02)	64
Tabel 3.33 Neraca Massa <i>Mixer</i> 02 (M-02)	64
Tabel 3.34 Neraca Massa <i>Filter</i> 03 (M-03).....	65
Tabel 3.35 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-01)	66
Tabel 3.36 Neraca Massa <i>Ball Mill</i> (BM-01).....	66
Tabel 3.37 Neraca Massa <i>Screener</i> (SCR-01).....	67
Tabel 3.38 Neraca Panas <i>Peeler</i> (PL-01)	68
Tabel 3.39 Neraca Panas <i>Rotary Cutter</i> (RC-01).....	68
Tabel 3.40 Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-01)	69
Tabel 3.41 Neraca Panas <i>Filter</i> (F-01).....	69
Tabel 3.42 Neraca Panas <i>Crusher</i> (CRS-01).....	69
Tabel 3.43 Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-03)	69
Tabel 3.44 Neraca Panas Reaktor (R-01)	69
Tabel 3.45 Neraca Panas <i>Filter</i> (F-02).....	70
Tabel 3.46 Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-02)	70

Tabel 3.47 Neraca Panas <i>Filter</i> (F-03)	70
Tabel 3.48 Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> (RD-01)	70
Tabel 3.49 Neraca Panas <i>Ball Mill</i> (BM-01).....	71
Tabel 3.50 Neraca Panas <i>Screener</i> (SCR-01).....	71
Tabel 4.1 Keterangan Area Bangunan Pabrik Glukomanan	77
Tabel 4.2 Tugas masing-masing direktur	83
Tabel 4.3 Tugas masing-masing general manager	84
Tabel 4.4 Tugas masing-masing <i>manager</i>	84
Tabel 4. 5 Jadwal hari dan jam kerja karyawan shift	88
Tabel 4. 6 Penggolongan jabatan	89
Tabel 4. 7 Gaji karyawan.....	90
Tabel 5. 1 Kualitas Air Pendingin	97
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin.....	98
Tabel 5. 3 Syarat Umpan Air Boiler.....	98
Tabel 5. 4 Kebutuhan Air Pemanas.....	99
Tabel 5. 5 Kualitas Air Proses.....	100
Tabel 5. 6 Kebutuhan Air Proses.....	100
Tabel 5. 7 Kebutuhan Air Domestik.....	102
Tabel 5. 8 Total Kebutuhan Air.....	102
Tabel 5. 9 Kebutuhan Listrik Alat Transportasi	108
Tabel 5. 10 Kebutuhan Listrik Alat Proses	110
Tabel 5. 11 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas	111
Tabel 5. 12 Kebutuhan Listrik Total	113
Tabel 5. 13 Spesifikasi Bak Utilitas	116
Tabel 5. 14 Spesifikasi Saringan Pasir Utilitas	117
Tabel 5. 15 Spesifikasi Tangki Utilitas	118
Tabel 5. 16 Spesifikasi Tangki Utilitas	119
Tabel 5. 17 Spesifikasi Pompa Utilitas.....	120
Tabel 5. 18 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan.....	121
Tabel 5. 19 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan.....	122

Tabel 5. 20 Spesifikasi <i>Daerator</i>	123
Tabel 5. 21 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i>	123
Tabel 5. 22 Spesifikasi <i>Clarifier</i>	124
Tabel 5. 23 Spesifikasi <i>Blower Cooling Tower</i>	124
Tabel 6. 1 Index Harga	126
Tabel 6. 2 <i>Cost Engeenering Plant</i>	129
Tabel 6. 3 Harga Alat Proses.....	130
Tabel 6. 4 Harga Alat Utilitas.....	134
Tabel 6. 5 <i>Physical Plant Cost</i>	137
Tabel 6. 6 <i>Direct Plant Cost</i>	137
Tabel 6. 7 <i>Fixed Capital Investment</i>	137
Tabel 6. 8 <i>Working capital investment</i>	138
Tabel 6. 9 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	139
Tabel 6. 10 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	140
Tabel 6. 11 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	140
Tabel 6. 12 <i>Total Manufacturing Cost</i>	140
Tabel 6. 13 <i>General Expenses</i>	141
Tabel 6. 14 <i>Total Production Cost</i>	141
Tabel 6. 15 <i>Annual Fixed Manufacturing Cost</i>	145
Tabel 6. 16 <i>Annual Regulated Expenses</i>	145
Tabel 6. 17 <i>Annual Variable Value</i>	145
Tabel 6. 18 <i>Annual Sales Value</i>	146
Tabel 6.18 Parameter Risiko Pabrik.....	148
Tabel 6. 19 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi	150
Tabel 1.1 Data Menghitung Persamaan laju reaksi	162
Tabel 1.2 Harga H_f° dan G_f° masing-masing komponen	164
Tabel 1.3 Neraca Massa Reaktor (R-01)	167
Tabel 1.4 Informasi Komponen.....	169
Tabel 1.5 Informasi Suhu Reaktor	179
Tabel 1.6 Hasil Perhitungan pendukung reaktor	180

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik data impor glukomanan di Indonesia	3
Gambar 1. 2 Grafik data ekspor glukomanan di Indonesia	5
Gambar 2. 1 Struktur ikatan kimia (<i>Sumber: C. Lafarge & N. Cayot, 2017</i>).....	26
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif.....	35
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	36
Gambar 4.1 Peta Lokasi Rencana Pabrik	75
Gambar 4.2 <i>Layout</i> Pabrik.....	77
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Pabrik	80
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik.....	82
Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas Pengolahan Air	95
Gambar 6.1 Grafik <i>Index</i>	128
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi	151
Gambar 1.1 <i>Torispheical dished heads</i>	174

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A.....	157
LAMPIRAN B.....	182
LAMPIRAN C.....	184

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Suhu atau Temperatur, $^{\circ}\text{C}$
P	: Tekanan, atm
π	: phi
D	: Diameter, m
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m^3
ρ_c	: Densitas campuran, kg/m^3
Cp	: Kapasitas panas, Btu/lb. $^{\circ}\text{F}$
K	: Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ^{2} $^{\circ}\text{F}$
ΔH	: Entalpi, kJ/jam
k	: Konstanta kinetika rekasi, /s
Fc	: Laju alir volumetrik, m^3/jam
r_A	: Laju transfer massa ($\text{gmol}/\frac{L}{det}$)
x	: Konversi, %
Qs	: Kebutuhan Steam, kg
Qc	: Kebutuhan Air Pendingin, kg
BM	: Berat molekul (kg/mol)
c	: <i>Pitch</i> , cm
V	: Volume, m^3
m	: Massa, kg
p	: Panjang, m
l	: Lebar, m
H	: Tinggi, m
t	: waktu, jam
A	: Luas permukaan, m
ts	: Tebal <i>shell</i> , in

r	: Jari-jari dalam reaktor, in
t_h	: Tebal <i>head</i> , m
P	: Power motor, hp
f	: Allowable stress, psi
C	: <i>Corrosion allowance</i>
Z_i	: Jarak pengaduk dari Dasar Tangki, in
L	: Lebar Pengaduk, in
D_I	: Diameter pengaduk, m
LMTD	: <i>Long Mean Temperature Different</i> , K
ΔP	: <i>Pressure drop</i> , psia
W_f	: <i>Total Head</i> , in
OD	: Diameter luar, m
ID	: Diameter dalam, m
U_d	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam.ft ² °F
U_c	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam.ft ² °F
R_d	: Faktor pengotor
r_{icr}	: Jari-jari sudut dalam, in
s_g	: <i>Spesific gravity</i>
ε	: Efisiensi
OA	: Tinggi head, m
l	: Jarak lilitan, m
h_i	: Inside film coefficient, Btu/jam
h_o	: Outside film coefficient, Btu/jam
j_H	: <i>Heat transfer factor</i>
Re	: Bilangan Reynold
Pr	: Bilangan Prandtl

ABSTRAK

Salah satu upaya dalam meningkatkan perekonomian Indonesia yakni dengan mendirikan pabrik kimia, salah satunya Pabrik Glukomanan. Glukomanan merupakan polisakarida nonpati yang dikenal sebagai serat larut air dengan ikatan polisakarida yang memiliki karbohidrat tinggi. Glukomanan dapat digunakan sebagai bahan campuran dalam pembuat beras tiruan, pembuatan mie dan pasta, serta digunakan dalam industri kimia, kertas, farmasi, kosmetik, dan lainnya. Pembangunan pabrik glukomanan dari umbi porang direncanakan di Saradan, Madiun, Jawa Timur dengan luas tanah 12.535 m². Pabrik ini didirikan dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, sarana transportasi yang memadai, tenaga kerja, perizinan, dan kondisi sosial masyarakat. Pabrik ini dapat memproduksi glukomanan sebanyak 7.500 ton/tahun dengan waktu operasi 330 hari/tahun selama 24 jam/hari dalam bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dan 110 karyawan untuk mendukung berjalannya pabrik. Banyaknya bahan baku yang digunakan yakni umbi porang sebesar 6.324 kg/jam. Proses pembuatan glukomanan terdiri dari tiga tahap yakni *pretreatment* bahan baku, purifikasi atau pemurnian glukomanan, dan modifikasi produk. *Pretreatment* bahan baku diawali dengan pengupasan kulit pada umbi porang dan pencucian untuk menghilangkan kotoran yang menempel pada buah umbi porang. Selanjutnya, dilakukan pengecilan partikel umbi porang menjadi bentuk *chips* yang berfungsi untuk memperbesar luas kontak reaksi, sehingga proses dapat berjalan lebih cepat. Proses penghilangan kalsium oksalat dan zat pengotor glukomanan dilakukan untuk meningkatkan konsentrasi glukomanan sehingga kualitas glukomanan dapat meningkat. Proses ini terbagi menjadi tiga tahap utama yang melibatkan alat berupa reaktor (RATB) dan *mixing tank*. Tahap pertama merupakan proses yang melibatkan reaksi, yaitu dengan melibatkan NaCl 8%. Zat ini akan menurunkan kadar kalsium oksalat yang tidak diinginkan. Tahap kedua dilakukan dengan menambahkan aluminium sulfat yang berfungsi sebagai agen koagulan pengikat impurities. Tahap ketiga adalah proses menambahkan etanol, dimana *impurities* akan terbawa bersama etanol dan proses ini akan menghasilkan *high grade* glukomanan dalam bentuk granula. Modifikasi produk dilakukan dengan penggilingan menggunakan alat *ball mill* dan pengayakan dengan *screener* berukuran 140 mesh. Hasil analisis ekonomi diperoleh ROI sebelum dan sesudah pajak 19,25% dan 14,44%, POT sebelum dan sesudah pajak selama 3,42 tahun dan 4,09 tahun, BEP 57,26% dan SDP 26,18%. Berdasarkan parameter kelayakan diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik glukomanan dari umbi porang dengan kapasitas 7.500 ton/tahun layak untuk didirikan.

Kata kunci: *Evaluasi Ekonomi, Glukomanan, Rancang Pabrik, RATB, Umbi Porang.*

ABSTRACT

One of the initiatives aimed at enhancing the Indonesian economy involves the establishment of a chemical factory, one of which is the Glucomannan Factory. Glucomannan, a non-starch polysaccharide, is recognized as a water-soluble fiber with high carbohydrate content due to its polysaccharide bonds. Its applications include serving as a composite in the production of artificial rice, noodles, pasta, as well as in various industries such as chemical, paper, pharmaceutical, and cosmetic. The construction of a Glucomannan factory utilizing porang tubers (Konjac) is planned in Saradan, Madiun, East Java, on a 12,535 m² land area. The factory's establishment took into consideration the availability of raw materials, transportation facilities, labor, licensing, and local community conditions. It is poised to yield an annual Glucomannan output of 7,500 tons through uninterrupted operations spanning 330 days a year, 24 hours a day, under the structure of a Limited Liability Company (LLC) and will engage a workforce of 110 individuals. The raw material consumption, namely porang tubers, is set at 6,324 kg/hour. The Glucomannan manufacturing process encompasses raw material pretreatment, purification, and product modification. The pretreatment process of raw materials commences with the elimination of the skin from the porang tubers, followed by a thorough cleaning process to remove any adhering dirt. Subsequently, the porang tuber particles are transformed into chips to increase the contact area and accelerate the overall process. The next process involves a three-stages method to eliminate impurities, thereby enhancing the concentration of glucomannan and improving its overall quality. This process utilizes a reactor (CSTR) and mixing tanks. The initial stage incorporates a reaction by adding 8% NaCl, which aims to reduce undesired levels of calcium oxalate. The subsequent stage involves the addition of aluminum sulfate as a coagulant agent to bind impurities. The final stage entails the addition of ethanol, effectively carrying impurities and resulting in the production of high-grade glucomannan in granular form. Product modification is achieved through grinding using a ball mill and subsequent sieving with an 140-mesh screen. Economic scrutiny has revealed an ROI of 19.25% and 14.44% pre-tax and post-tax, a pre-tax and post-tax payback period of 3.42 years and 4.09 years, and BEP and SDP of 57.26% and 26.18%, correspondingly. Based on the aforementioned feasibility parameters, it can be deduced that establishing a Glucomannan factory from porang tubers with a 7,500 tons/year capacity is financially viable.

Keywords: CSTR, Economic Evaluation, Glucomannan, Plant Design, Porang Tuber (Konjac).

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Pertumbuhan penduduk di dunia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan, hal ini dapat berdampak kepada kebutuhan pangan yang tersedia. Salah satu komoditas yang berpotensi memenuhi kebutuhan pangan pokok selain beras adalah tepung. Tepung yang banyak dikonsumsi dalam olahan makanan adalah tepung terigu yang berbahan dasar gandum. Kendati demikian, tepung terigu dinilai kurang baik bagi kesehatan tubuh karena adanya kandungan aloksan yang dapat menghancurkan sel beta pankreas yang kemudian menaikkan gula darah serta kandungan lemak yang tinggi dapat menyebabkan penyakit kardiovaskular (CVD), dengan penderita di seluruh dunia sebanyak 17,9 miliar (Aparamarta dkk., 2022). Alternatif yang dapat dilakukan untuk mengurangi permasalahan kesehatan tersebut adalah dengan menggunakan bahan baku pengganti tepung terigu yaitu tepung glukomanan yang berasal dari pengolahan umbi porang.

Tepung glukomanan merupakan produk dari pengolahan umbi porang (*Amorphophallus Oncophyllus*). Tepung ini memiliki karbohidrat tinggi karena kandungan glukomanan yang tersimpan pada bagian umbi porang. Glukomanan merupakan polisakarida non pati yang dikenal sebagai serat larut air dengan ikatan polisakarida dari jenis hemiselulosa dan terdiri dari beberapa ikatan rantai yaitu glukosa, galaktosa, dan manosa.

Glukomanan memiliki beragam manfaat seperti menurunkan kadar kolesterol darah serta kadar gula darah, memperlambat pengosongan perut, dan mempercepat rasa kenyang (Setyono dkk., 2021) Kegunaan dari glukomanan yaitu sebagai berikut:

- a. Glukomanan digunakan dalam pembuatan mie dan pasta yang berfungsi untuk meningkatkan elastisitas selain itu, dapat bersifat *irreversible* sehingga digunakan dalam pembuatan kue, roti, sosis, dan bakso
- b. Glukomanan dapat membentuk gel yang bersifat *reversible* sehingga digunakan dalam pembuatan selai, *yoghurt*, puding, dan es krim sebagai pengganti gelatin
- c. Glukomanan digunakan sebagai bahan campuran (komposit) dalam pembuatan beras tiruan.
- d. Bahan baku dalam industri kimia, kertas, farmasi, kosmetik, dan lainnya.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Pabrik Glukomanan dibangun dengan memperhatikan beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan, antara lain impor dan ekspor glukomanan, konsumsi glukomanan di Indonesia, ketersediaan bahan baku, serta pabrik yang sudah beroperasi. Kapasitas pabrik yang ditentukan akan mempengaruhi nilai ekonomis dan teknis dalam perancangan pabrik.

1.2.1 Impor Glukomanan

Pada tahun 2020, impor porang oleh Jepang mencapai 29% terhadap total impor porang dunia. Hal tersebut menjadikan Jepang sebagai importir nomor dua terbesar di

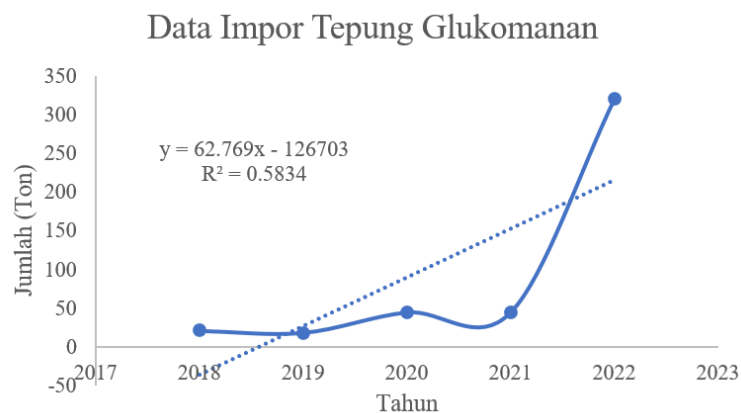
dunia setelah Amerika Serikat yang memiliki pangsa impor 41,4% selama lima tahun terakhir. Berdasarkan data yang diperoleh dari Basis Data Statistik Pertanian tahun 2018-2022, jumlah impor glukomanan adalah sebagai berikut:

Tabel 1. 1 Data impor glukomanan di Indonesia

Tahun ke-	Tahun	Jumlah Impor (Ton/Tahun)
1	2018	20,5
2	2019	17,9
3	2020	44,4
4	2021	44,6
5	2022	321

(Sumber: pertanian.go.id)

Berdasarkan data impor yang terdapat pada Tabel 1.1 dapat dibuat grafik regresi linear berupa hubungan antara tahun (sumbu x) dan data jumlah impor (sumbu y) untuk mendapatkan nilai kenaikan impor glukomanan di Indonesia.



Gambar 1. 1 Grafik data impor glukomanan di Indonesia

Dari Gambar 1.1. didapatkan persamaan regresi linier yang digunakan untuk menentukan kebutuhan glukomanan pada tahun 2029, dimana diperoleh:

$$y = 62,769x - 126.703$$

Persamaan yang didapatkan memiliki nilai R^2 sebesar 0,58. Menurut Ghazali & Latan, 2015 nilai R^2 tergolong kuat jika bernilai 0,67, moderat atau medium jika bernilai 0,33, dan tergolong lemah jika bernilai 0,19. Pernyataan tersebut menyatakan nilai R^2 data impor glukomanan dikategorikan moderat.

Berdasarkan persamaan data impor dapat diperkirakan jumlah impor glukomanan pada tahun 2029 sebagai berikut:

$$y = 62,769x - 126.703$$

$$y = 62,769 (2029) - 126.703$$

$$y = 655,3 \text{ ton/tahun}$$

1.2.2 Ekspor Glukomanan

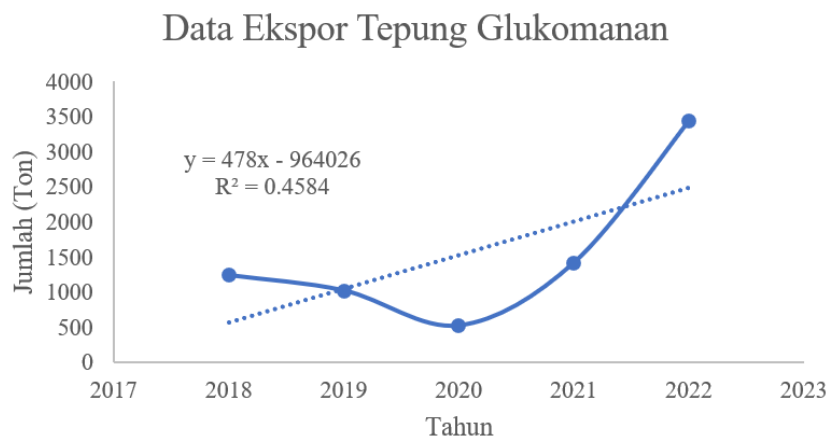
Ekspor glukomanan mengalami penurunan pada tahun 2020 dan kembali meningkat pada tahun 2021. Hal ini terjadi akibat adanya pandemi Covid-19 yang melanda seluruh dunia. Meskipun demikian, glukomanan memiliki potensi kian besar karena naiknya angka permintaan sehingga diupayakan pemberdayaan untuk terus meningkatkan nilai tambah produk dari komoditas ini.

Berdasarkan data yang diperoleh dari Basis Data Statistik Pertanian tahun 2018-2022, diperoleh jumlah ekspor glukomanan di Indonesia yang dapat dilihat pada Tabel 1.2

Tabel 1. 2 Data ekspor glukomanan di Indonesia

Tahun ke-	Tahun	Jumlah Impor (Ton/Tahun)
1	2018	1.242
2	2019	1.023
3	2020	526,4
4	2021	1.419
5	2022	3.434

(Sumber: pertanian.go.id, 2022)



Gambar 1. 2 Grafik data ekspor glukomanan di Indonesia

Berdasarkan Gambar 1.2. didapatkan persamaan regresi yang digunakan untuk menentukan kebutuhan glukomanan pada tahun 2029, dimana diperoleh:

$$y = 478x - 964.026$$

Persamaan yang didapatkan memiliki nilai R^2 sebesar 0,46. Menurut Ghazali & Latan, 2015 nilai R^2 tergolong kuat jika bernilai 0,67, moderat atau medium jika bernilai 0,33, dan tergolong lemah jika bernilai 0,19. Pernyataan tersebut menyatakan nilai R^2 data ekspor glukomanan dikategorikan medium.

Berdasarkan persamaan data ekspor dapat diperkirakan jumlah ekspor glukomanan pada tahun 2029 sebagai berikut:

$$y = 478x - 964.026$$

$$y = 478 (2029) - 964.026$$

$$y = 5.836 \text{ ton/tahun}$$

1.2.3 Konsumsi Glukomanan Dalam Negeri

Nilai konsumsi glukomanan di Indonesia memiliki potensi yang sangat besar. Potensi penggunaan glukomanan yang diperoleh dari data Indonesia.go.id diperkirakan meningkat pada beberapa sektor industri, salah satunya akibat pasar ekspor ke Tiongkok kembali dibuka. Selain itu, pemerintah telah mempertimbangkan secara serius pemanfaat porang untuk substitusi bahan baku kertas dan meluasnya pemanfaatan tepung glukomanan setelah pandemi Covid-19. Potensi penggunaan glukomanan dapat dinyatakan sebagai berikut:

Tabel 1. 3 Potensi Penggunaan Glukomanan

Industri	Jumlah (ton/tahun)
Kertas dan Kimia	25.362
Makanan dan Minuman	19.936
Farmasi, Kosmetik, dll	10.136
Total	55.434

(Sumber: Indonesia.go.id, 2022)

Berdasarkan Indonesia.go.id, didapatkan potensi penggunaan glukomanan di Indonesia sebesar 55.434 Ton/Tahun. Potensi kebutuhan glukomanan di Indonesia tergolong cukup besar untuk memenuhi berbagai sektor. Walaupun demikian, pabrik glukomanan di Indonesia masih sedikit yang beroperasi. Beberapa pabrik glukomanan yang beroperasi di Indonesia antara lain PT Asia Prima Konjac, PT Rezka Nayatama, dan PT Hayumi Agro. Upaya yang dapat dilakukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri adalah dengan mendirikan pabrik glukomanan di Indonesia.

1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan faktor penting dalam perancangan suatu pabrik. Ketersediaan bahan baku ini dapat menunjang beberapa faktor seperti lokasi pabrik dan kapasitas pabrik yang ingin dibangun. Selain itu, analisis pasar penting diperhatikan untuk melihat jumlah kebutuhan yang diperlukan oleh masyarakat terhadap produk.

Porang adalah jenis tanaman yang termasuk dalam famili *Amorphophallus*. Pemanfaatan tanaman porang di Indonesia diketahui dimulai pada tahun 1942 yang pada masa pendudukan Jepang di Indonesia, Jepang telah menemukan tanaman porang

yang memiliki kemiripan dengan jenis tanaman dalam famili tersebut. Porang kemudian mulai dibudidayakan di Indonesia pada tahun 1980 dan mulai berkembang hingga saat ini (KBRI Tokyo, 2021).

Budidaya tanaman porang yang semakin intensif menjadikan tanaman porang sangat mudah ditemukan di Indonesia. Beberapa sentra produksi porang di Indonesia antara lain Jawa Timur, Nusa Tenggara Timur, Banten, Jawa Tengah, Kalimantan, dan Sumatra. Luas lahan dan estimasi produksi porang dari beberapa daerah di Indonesia dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 1. 4 Data bahan baku glukomanan di Indonesia

Nama Daerah	Luas Lahan (hektar)	Estimasi Produksi (ton/tahun)
Blora	150	6.000
Bojonegoro	353	24.600
Cepu	480	29.300
Jember	121	4.840
Madiun	70	2.800
Mantingan	50	2.000
Nganjuk	759	30.360
Padangan	3,9	156
Randublatung	520	20.800
Saradan	615	24.600
Total		145.456

(Sumber: Aparamarta dkk., 2022)

Beberapa daerah memiliki hasil porang tergolong besar, yakni Bojonegoro, Cepu, Nganjuk, dan Saradan. Hal tersebut karena penamaan umbi porang yang mudah dan memiliki harga jual yang relatif tinggi sehingga para petani banyak yang membudidayakan tanaman porang. Selain itu, Kementerian Perindustrian terus mendorong pengolahan porang untuk menghasilkan produk turunan dan upaya hilirisasi. Mendukung hal tersebut, Kementerian Perindustrian menargetkan perluasan lahan dan peningkatan produksi hingga 600.000 ton porang pada tahun 2024.

1.2.6 Kapasitas Rancangan Minimum

Berikut daftar nama pabrik yang digunakan sebagai acuan untuk penentuan rancangan kapasitas pabrik.

Tabel 1. 5 Data beberapa pabrik glukomanan

Nama pabrik	Jumlah produksi glukomanan (Ton/Tahun)
PT Rezka Nayatama, Indonesia	240
PT Asia Prima Konjac, Indonesia	4.643
PT Hayumi Agro, Indonesia	720
Total	5.603

(Sumber: data produksi perusahaan)

Kapasitas minimum untuk mendirikan pabrik glukomanan di Indonesia yang masih memberikan keuntungan adalah sebesar 240 ton/tahun. Mengingat potensi yang kian besar dipertimbangkan kapasitas pabrik luar negeri yaitu Hubei Yizhi Konjac Biotechnology Co., Ltd sebesar 8.000 ton/tahun. Oleh karena itu, kapasitas pabrik yang

akan didirikan harus berada di atas kapasitas minimal pabrik yang sedang berjalan dan dibawah kapasitas pabrik tertinggi.

1.2.5 Kapasitas Produksi

Berdasarkan seluruh data diatas dapat ditentukan kapasitas produksi dengan memperhatikan beberapa aspek yaitu *Supply* dan *Demand*.

a. *Supply*

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

$$Supply = 655,3 + 5.603 \text{ (Ton/Tahun)}$$

$$Supply = 6.258 \text{ Ton/Tahun}$$

b. *Demand* = Jumlah Ekspor + Jumlah Konsumsi

$$Demand = 5.836 + 55.434 \text{ (Ton/Tahun)}$$

$$Demand = 61.270$$

c. Peluang = *Demand* – *Supply*

$$\text{Peluang} = 61.270 - 6.258 \text{ (Ton/Tahun)}$$

$$\text{Peluang} = 55.012 \text{ Ton/Tahun}$$

d. Kapasitas Rancangan = 14% x Peluang

$$\text{Kapasitas Rancangan} = 14\% \times 55.012 \text{ (Ton/Tahun)}$$

$$\text{Kapasitas Rancangan} = 7.530 \text{ Ton/Tahun}$$

$$\text{Kapasitas Pabrik} = 7.500 \text{ Ton/Tahun}$$

Dari data di atas, maka ditetapkan kapasitas prarancangan pabrik glukomanan yang akan didirikan pada tahun 2029 sebesar 7.500 ton/tahun dengan pertimbangan sebagai berikut:

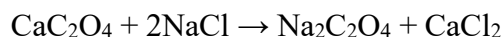
- a. Kapasitas produksi minimal pabrik glukomanan di Indonesia sebesar 240 ton/tahun dan kapasitas produksi maksimal sebesar 8.000 ton/tahun.
- b. Peluang kapasitas produksi glukomanan 55.012 ton/tahun.
- c. Daerah yang berpotensi dan memiliki bahan baku yang mampu memenuhi kapasitas produksi adalah Bojonegoro, Cepu, Nganjuk, dan Saradan.
- d. Dapat memenuhi kebutuhan glukomanan dalam negeri dan mengurangi ketergantungan impor glukomanan.
- e. Apabila kebutuhan glukomanan dalam negeri sudah terpenuhi, maka produk dapat di ekspor sehingga Indonesia dapat bersaing dengan pasar internasional.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Proses Produksi Glukomanan Berdasarkan Bahan Baku

1. Kombinasi Proses Kimiawi menggunakan NaCl dan Ekstraksi Etanol

Proses ini menggunakan bahan baku umbi porang yang direndam dengan larutan NaCl 5% dengan tujuan menghilangkan kalsium oksalat yang terkandung di umbi porang. Reaksi yang terjadi dalam proses perendaman adalah sebagai berikut:



Setelah itu, dilakukan pemurnian granula umbi porang dengan larutan

aluminium sulfat dan dilakukan pengadukan konstan. Proses ini menghasilkan endapan pengotor. Sementara itu, glukomanan akan larut dalam air (*supernatant*). Selanjutnya, *supernatant* dicampurkan dengan *ethanol* 95% di dalam *mixing tank* selama 15 menit. Granula glukomanan basah dikeringkan dalam *tunnel dryer*. Proses pemurnian selesai dan menghasilkan glukomanan yang memiliki kadar 92,69% (Setyono dkk., 2021).

2. Ekstraksi *Ethanol* dan Natrium Metabisulfit

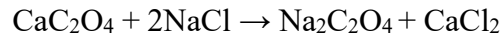
Proses ini diawali dengan persiapan bahan baku yang berupa *chips* porang dengan ketebalan 0,5 cm dan dilanjutkan perendaman dengan natrium metabisulfit (2%; 3; dan 4%). Setelah itu, dilakukan pencucian dengan etanol (30%; 40%; dan 50%) selama 4 jam dan dilakukan pengadukan selama prosesnya.

Pemurnian menggunakan etanol dan natrium metabisulfit dapat meningkatkan glukomanan dari 32,56% menjadi 83,96%. Hal ini dapat terjadi karena proses pencucian menggunakan etanol dapat menurunkan kadar abu dan kadar pengotor (Faridah & Widjanarko, 2013). Selain itu, adanya proses pengadukan selama pencucian mampu mempermudah lepasnya komponen-komponen yang berada di permukaan granula glukomanan dan larut pada etanol.

3. Proses Pemanasan dengan Larutan NaCl

Proses ini menggunakan bahan baku umbi porang yang dipanaskan pada suhu 80°C selama (5; 10; 15; 20; 25; 30) menit dengan larutan NaCl (0; 2; 4; 6; 8)% sehingga didapatkan reduksi kalsium oksalat yang paling tinggi. Reaksi yang terjadi

dalam proses perendaman adalah sebagai berikut:



Proses pemanasan pada dasarnya dapat merusak dinding sel sehingga menyebabkan oksalat lebih banyak terlarut didalam larutan garam yang berkonsentrasi cendrung tinggi. Setelah itu, chip porang dikeringkan di bawah sinar matahari dan dianalisa kadar kalsium oksalat dengan metode titrasi volumetric. Hasil yang diperoleh menunjukkan bahwa semakin lama proses pemanasan, kadar kalsium oksalat yang hilang semakin meningkat. Proses ini menghasilkan presentase reduksi kalsium oksalat terbesar 90,9% diperoleh pada pemanasan selama 25 menit dengan konsentrasi larutan NaCl 8% (Widari dkk., 2018).

1.3.2 Pemilihan Proses Produksi Glukomanan

Pemilihan proses produksi didasarkan pada beberapa parameter yaitu bahan baku, suhu proses, proses pemurnian, produk samping, serta konversi proses. Pemilihan proses merupakan jantung perusahaan karena menentukan proses produksi dimana menyangkut cara, metode, dan teknik menciptakan atau menambah fungsi dan kegunaan suatu bahan sehingga diperoleh produk yang efisien dan memiliki hasil paling optimal.

Beberapa proses yang digunakan sebagai pertimbangan dalam penentuan proses produksi glukomanan pada pabrik ini dapat ditunjukkan seperti berikut:

Tabel 1. 6 Perbandingan proses pembuatan glukomanan

Parameter	Proses		
	Kombinasi Kimiawi dan Ekstraksi Etanol	Ekstraksi <i>Ethanol</i> dan Natrium Metabisulfit	Proses Pemanasan dengan Larutan Natrium Klorida
Bahan Baku	Umbi porang, NaCl 5%, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, Etanol 95%	<i>Chips</i> porang, $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ (2%; 3%; dan 4%) Etanol (30%; 40%; dan 50%)	Umbi porang, HCl, NH_4OH , metil red, CaCl_2 , H_2SO_4 , $\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$, KMnO_4 , NaCl (0; 2; 4; 6; 8)%
Suhu	55°C	-	80°C
Pengadukan	1,5 Jam	4 jam	25 menit
Proses Pemurnian	Sederhana	Sederhana	Sederhana
Produk Samping	Natrium Oksalat, Kalsium Klorida	Tidak ada	Natrium Oksalat, Kalsium Klorida
Kemurnian Glukomanan	92,69%	83,96%	96,9%

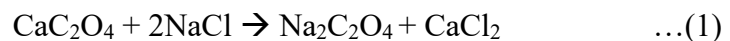
Berdasarkan beberapa jenis proses pembuatan glukomanan, dipilih proses pembuatan glukomanan dengan metode kombinasi kimiawi dan ekstraksi etanol, dengan beberapa pertimbangan:

- a. Bahan baku sudah tersedia di Indonesia sehingga kontinuitas dapat terjaga.
- b. Tepung glukomanan yang dihasilkan memiliki kemurnian cukup tinggi.
- c. Metode yang digunakan merupakan kombinasi dari proses pada tabel 1.6, dimana proses yang dipilih menggunakan NaCl 8%, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 98%, Etanol 96%, dan $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$.

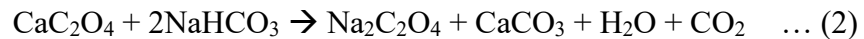
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.4.1 Tinjauan Kinetika

Pada prinsipnya, persamaan laju reaksi kinetik untuk sistem reaktif pada proses produksi glukomanan dapat dilihat pada persamaan berikut:



Kinetika reaksi dapat dijadikan sebagai parameter pendukung yang digunakan untuk mengevaluasi kinerja dari jenis reaktor yang dipilih serta acuan pendekatan yang dilakukan untuk menguji kemampuan konfigurasi reaktor. Keterbatasan data kinetika untuk reaksi yang digunakan pada Persamaan (1), maka digunakan teori pendekatan untuk menunjang perancangan dari jenis reaktor yang digunakan. Berdasarkan uji yang dilakukan oleh Kumoro dkk., 2014 reaksi dan penurunan rumus yang terjadi dapat dilihat sebagai berikut:



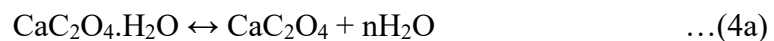
Untuk menentukan koefisien kinetika reaksi (k) dapat menggunakan persamaan kinetika reaksi berikut.

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B \quad \dots (3)$$

Dengan asumsi bahwa:

- Senyawa NaHCO_3 sama dengan senyawa NaCl karena persamaan reaksi memiliki fasa yang sama
- Senyawa CaC_2O_4 didalam reaktor dianggap homogen
- Bahan dianggap sangat berpori sehingga memungkinkan fluida reaktan dan fluida produk lewat dengan bebas (difusivitas setiap komponen fluida besar)
- Persamaan laju reaksi pada pengurangan kandungan CaC_2O_4 yang sesuai dengan Persamaan (2) merupakan hasil dari dekomposisi termal dan *leaching*
- Persamaan laju kalsium oksalat mengikuti reaksi orde satu

Melihat dari asumsi pada poin c, berikut laju reaksi yang ditampilkan.



Ketika dalam proses reaksi, beberapa CaC_2O_4 mulai larut didalamnya. Tingkat kelarutan senyawa terhadap NaCl dapat ditulis dengan persamaan berikut.

$$N_{diss} = \frac{dC_{A_s}}{dt} = -k_{diss} \times (C_{A_s} - C_{A_L}) \quad \dots (5)$$

Dimana N_{diss} merupakan Laju Kelarutan CaC_2O_4 (mg/menit). Dengan menagsumsikan bahwa reaksi merupakan reaksi elementer, maka laju reaksi CaC_2O_4 dengan NaCl dapat dituliskan dengan persamaan berikut:

$$N_r = \frac{dCA_L}{dt} = -k_r \times CA_L \times CN_L^2 \quad \dots(6)$$

Pada persamaan diatas N_r merupakan laju reaksi (mol/menit). Mengekspresikan kecepatan reaksi dimana konsentrasi *baking soda* (CN_L^2) jauh lebih tinggi dibandingkan konsentrasi kalsium oksalat (CA_L) dapat disimpkifikasi menjadi kr' karena nilai dapat dinyatakan nyaris konstan. Maka reaksi dapat dinyatakan dengan:

$$N_r = \frac{dCA_L}{dt} = -k_r' \times CA_L \quad \dots(7)$$

Dengan adanya panas selama proses berlangsung, maka proses akan mengalami dekomposisi termal yang dapat dinyatakan sebagai :

$$N_{dec} = \frac{dCA_s}{dt} = -k_{dec} \times CA_s \quad \dots(8)$$

Dengan beberapa persamaan yang ada, maka dapat dinyatakan :

$$N_{red} = N_{diss} + N_r + N_{dec} \quad \dots(9)$$

Maka, dengan begitu persamaan kecepatan reduksi kalsium oksalat adalah:

$$N_{red} = \frac{dCA_s}{dt} = -k_{diss} \times (CA_s - CA_L) - k_r' \times CA_L - k_{dec} \times CA_s \quad \dots(10)$$

Proses disosiasi antara kalsium oksalat dan *baking soda* secara ion berlangsung sangat cepat, maka konsentrasi kalsium oksalat akan bernilai nol pada fase *liquid* dan persamaan dapat menjadi:

$$N_{red} = \frac{dCA_s}{dt} = -k_{diss} \times CA_s - k_{dec} \times CA_s$$

$$= - (k_{diss} + k_{dec}) \times CA_s \quad \dots(11)$$

Persamaan akhir dari kecepatan reaksi reduksi kalsium oksalat dimana k_{diss} dan k_{dec} bernilai konstan maka $(k_{diss} + k_{dec}) = k$, sehingga persamaan dapat disederhanakan sebagai berikut:

$$N_{red} = \frac{dCA_s}{dt} = -k \times CA_s \quad \dots(12)$$

$$\ln\left(\frac{CA_{s0}}{CA_s}\right) = k \times t \quad \dots(13)$$

Konstanta kecepatan reaksi (k) dapat ditentukan dengan *slope* antara nilai $\ln\left(\frac{CA_{s0}}{CA_s}\right)$ terhadap waktu (t) dan dengan persamaan Arrhenius dapat dinyatakan bahwa:

$$k = A \times \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad \dots(14)$$

$$\ln k = \ln(A) - \left(\frac{E}{RT}\right) \quad \dots(15)$$

Dimana, nilai A merupakan faktor pre-eksponensial sedangkan nilai E merupakan energi aktivasi. Keduanya dapat didefinisikan dengan membuat grafik antara $\ln(k)$ dengan nilai $(-1/RT)$. Berdasarkan persamaan diatas laju reaksi dapat diperhitungkan dengan menggunakan data-data yang diperoleh oleh Kumoro dkk., 2014 berdasarkan uji yang dilakukan sebagai berikut :

Tabel 1.7 Data Menghitung Persamaan laju reaksi

Temperature	$k \times 10^3$	Error
(°C)	(1/minute)	(%)
30	1,930	0,9921
70	9,188	0,2528
80	11,7555	0,1748
90	13,550	0,2689
98	16,456	0,1827

Berdasarkan data tabulasi persamaan laju reaksi dari nilai kalsium oksalat pada beberapa variasi suhu maka didapatkan bahwa nilai faktor pre-exponensial (A) bernilai 15,77 (1/menit) dengan nilai energi aktivasi sebesar 21,239 (J/mol.k). Melalui data diatas dapat dihitung konstanta laju reaksi menggunakan persamaan (15) sebagai berikut :

$$\ln k = \ln(A) - \left(\frac{E}{RT}\right) \quad \dots(15)$$

Menggunakan persamaan (15) maka dapat dihitung nilai konstanta laju reaksi sebagai berikut:

$$\ln k = \ln(15,77) - \left(\frac{21,239}{8,3145 \times 298}\right)$$

$$\ln k = 2,74954$$

$$k = 15,6354$$

Maka nilai konstanta laju reaksi bernilai 15,6354 *menit*⁻¹.

1.4.2 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika berfungsi untuk memberi informasi sifat reaksi padaproses yang dilakukan, baik eksotermis maupun endotermis. Selain itu, tinjauan termodinamika ini mampu memberi informasi terkait kecendrungan arah reaksi. Untuk mengetahui kedua hal tersebut digunakan perhitungan entalpi reaksi (ΔH_r) dengan data panas pembentukan standar (H_f°) dan nilai entalpi reaksi Gibbs (ΔG_r) dengan data G_f° pada tekanan 1 atm dan suhu 25°C dari reaktan dan produk (Yaws, 1999). Nilai H_f° dan G_f° masing-masing komponen dapat dilihat pada tabel 1.2

berikut:

Tabel 1. 8 Harga H_f° dan G_f° masing-masing komponen

Komponen	H_f° , kJ/mol	G_f° , kJ/mol
CaC_2O_4	-1.674,86	-1.513,98
NaCl	-410,99	-384,05
$\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$	-1.318	-1.210,15
CaCl_2	-795,80	-748,1

(sumber: nist.gov, 2023)

1. Entalpi Reaksi (ΔH_r)

H_f° merupakan nilai panas pembentukan standar. Data ini mendukung perhitungan ΔH_r yang dapat menyatakan sifat reaksi pada proses. Data nilai panas pembentukan proses adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \quad \dots(16) \\
 &= (1 \times \Delta H_f^\circ_{\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4} + 1 \times \Delta H_f^\circ_{\text{CaCl}_2}) - (1 \times \Delta H_f^\circ_{\text{CaC}_2\text{O}_4} + \\
 &\quad 2 \times \Delta H_f^\circ_{\text{NaCl}}) \\
 &= -2.113,8 - (-2.496,84) \\
 &= 383,04 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Nilai yang diperoleh untuk entalpi reaksi adalah sebesar 383,04 kJ/mol. Hasil yang bernilai positif ini menggambarkan reaksi yang berjalan secara endotermis. Reaksi endotermis adalah reaksi kimia yang menyerap kalor.

2. Energi Gibbs (ΔG_r)

G_f° merupakan nilai pembentukan standar Gibbs. Nilai ini mampu

menyatakan proses bekerja secara spontan atau tidak spontan. Selain itu, pengolahan data ini memberikan informasi terkait arah reaksi yang berjalan. Persamaan untuk menghitung entalpi reaksi Gibbs pada temperatur operasi adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \Delta G_r &= \Delta G_f^0 \text{ produk} - \Delta G_f^0 \text{ reaktan} \quad \dots(17) \\
 &= (1 \times \Delta G_f^0_{Na_2C_2O_4} + 1 \times \Delta G_f^0_{CaCl_2}) - (1 \times \Delta G_f^0_{CaC_2O_4} + \\
 &\quad 2 \times \Delta G_f^0_{NaCl}) \\
 &= -1.958,25 - (-2.282,08) \\
 &= 323,83 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Secara termodinamika, kecepatan gerak molekul untuk bereaksi kimia disebut dengan energi Gibbs (ΔG). Besarnya energi Gibbs menunjukkan besarnya Gerakan molekul untuk bereaksi. Semakin besar energi Gibbs maka reaksi kimia membutuhkan energi tambahan gerak molekul yang lambat. (Brownell and Young, 1979)

Perhitungan yang dilakukan memperoleh nilai ΔG_r sebesar 323,83 kJ/mol. Nilai yang bernilai positif ini menyatakan bahwa proses berjalan secara tidak spontan dan membutuhkan energi dalam proses pereaksinya. Berikut rumus dan perhitungan yang digunakan.

$$\ln K = \frac{\Delta G^\circ}{RT} \quad \dots(18) \text{ (} J. \text{ Smith Van Ness, 2001)}$$

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \quad \dots(19)$$

$$K_1 = \exp\left(\frac{-\Delta G^\circ}{RT}\right) \quad \dots(20)$$

$$K_1 = \exp\left(\frac{-323,83}{8,3145 \times 10^{-3} \times 298}\right)$$

$$K_1 = \exp(-130,6967)$$

$$K_1 = 1,734 \times 10^{-57}$$

Mencari nilai K menggunakan persamaan (*J. Smith Van Ness, 2001*) yang dapat dituliskan sebagai berikut :

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = -\frac{\Delta H_r}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad \dots(21)$$

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = -\frac{383,04}{8,3145 \times 10^{-3}} \left(\frac{1}{353} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{K_{353}}{K_{298}} = 24,0868$$

$$\frac{K_{353}}{1,734 \times 10^{-57}} = 2,889 \times 10^{10}$$

$$K_{353} = 5,0097 \times 10^{-47}$$

Melalui perhitungan dengan persamaan diatas diperoleh nilai konstanta kesetimbangan pada suhu 353 K bernilai positif dengan nilai $K < 1$, maka reaksi ini berlangsung *reversible* (*J. Smith Van Ness, 2001*). Hal ini dapat terjadi karena reaksi dalam keadaan setimbang dengan konsentrasi reaktan lebih besar dari konsentrasi produk. Selain itu, reaksi yang berjalan endotermis menandakan dilakukannya kenaikan suhu proses yang menggeser kesetimbangan ke arah reaktan. Reaktan yang dibuat berlebih atau melakukan pengurangan produk akan membuat perubahan kesetimbangan, dalam hal ini kesetimbangan akan bergeser ke arah produk atau ruas kanan. Fenomena ini bersesuaian dengan prinsip Le Chatelier,

dimana pergeseran kesetimbangan ini dipengaruhi dan dapat dimanipulasi dengan beberapa faktor diantaranya dengan merubah konsentrasi, suhu, tekanan, dan volume.

BAB II

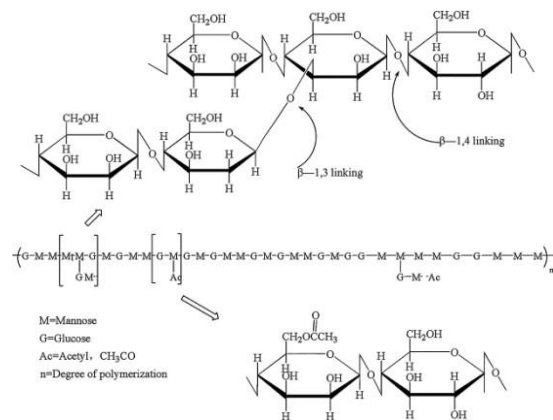
PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Dalam memilih kualitas produk yang sesuai dengan permintaan pasar, beberapa variabel harus dipenuhi dan diperhatikan. Variabel tersebut meliputi spesifikasi bahan baku, spesifikasi produk, serta pengendalian kualitas.

2.1.1 Glukomanan

Glukomanan merupakan polisakarida non pati larut air yang terdapat dalam umbi porang. Glukomanan memiliki ikatan polisakarida dari jenis hemiselulosa dan terdiri dari beberapa ikatan rantai yakni galaktosa, glukosa, dan mannososa. Senyawa penyusun glukomanan adalah polisakarida terdiri atas D-glukosa (33%) dan D-mannosa (67%) yang dihubungkan pada ikatan β 1-4 glikosida. Larutan 1% glukomanan mempunyai viskositas tertinggi 30.000 cP (Yaseen et al., 2005). Menurut (Luo et al., 2012) viskositas glukomanan berkaitan dengan daya penyerapan air yang sama tinggi. Setiap 100 g air akan diserap per 1 g glukomanan. Selain itu berat molekul glukomanan juga cenderung tinggi yaitu 105-106 g/mol. Struktur kimia dan sel glukomanan dapat dilihat pada Gambar 2.1



Gambar 2. 1 Struktur ikatan kimia (Sumber: C. Lafarge & N. Cayot, 2017)

Pemasaran produk yang berupa tepung glukomanan didasarkan pada permintaan pasar dengan spesifikasi yang dapat dinyatakan sebagai berikut:

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk Tepung Glukomanan

Spesifikasi	Standar Komersial
Warna	Bubuk Putih
Bau	Tidak Berbau
Viskositas (mPa.s)	18.000-40.000
Ukuran Partikel (mesh)	80-200
Kadar Glukomanan (%)	>60
Kadar Air (%)	10-13
Kadar Abu (%)	<2-4,5
pH	5,5
Kalsium Oksalat (%)	<0,08

2.2 Spesifikasi Produk Samping

2.2.1 Natrium Oksalat

Berikut spesifikasi dari Natrium Oksalat (*Material Safety Data Sheet*, 2016)

Rumus Molekul	: $\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$
Berat Molekul (gr/mol)	: 134
Wujud dan Bentuk	: Cairan
Warna	: Putih
pH	: 8 pada 30 g/l pada 20°C
Titik Lebur (°C)	: 250°C – 270°C
Densitas	: 2,27 g/cm ³
Kelarutan dalam air	: 37 g/l

2.2.2 Kalsium Klorida

Berikut spesifikasi dari Kalsium Klorida (*Material Safety Data Sheet*, 2019)

Rumus Molekul	: CaCl_2
Berat Molekul (g/mol)	: 110,98
Wujud dan Bentuk	: Cairan
Warna	: Putih
pH	: 8 pada 100 g/l pada 20°C
Densitas	: 2,15 g/cm ³ pada 20°C
Kelarutan dalam air	: 740 g/l pada 20°C

2.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.3.1 Umbi Porang (*Amorphophallus Oncophyllus*)

Menurut Sari dan Suhartati (2015), klasifikasi tanaman umbi porang dapat dilihat sebagai berikut:

Regnum	: Plantae
Sub Regnum	: Tracheobionta
Super Divisio	: Spermathophyta
Divisio	: Magnoliophyta
Class	: Liliopsida
Sub Class	: Arecidae
Ordo	: Arales
Familia	: Araceae
Genus	: <i>Amorphallus</i>
Species	: <i>Amorphallus oncophyllus Prain</i>

Komposisi kimia umbi porang segar terdiri dari beberapa macam hal seperti serat kasar, hingga protein, dan lemak. Komposisi lengkap dalam bentuk presentase dinyatakan dalam tabulasi berikut.

Tabel 2.2 Komposisi umbi porang

Kadar	Persentase (%)
Kadar Serat Kasar	2,20
Kadar Kalsium Oksalat	1,12
Kadar Abu	1,04
Kadar Air	83,44
Kadar Glukomanan	6,62
Kadar Pati	4,99
Kadar Protein	1,12
Kadar Lemak	0,016

(Sumber: Yuanita, 2008)

2.3.2 Air (H₂O)Berikut spesifikasi dari Air (*Material Safety Data Sheet Water*, 2020)

Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul (gr/mol)	: 18,02
Wujud atau Bentuk	: Cairan (<i>liquid</i>)
Warna	: Tidak Berwarna
Titik Lebur (°C)	: 0
Titik Didih (°C)	: 100
Tekanan	: 1 kPa (1 bar)

Densitas (g/cm^3) : 999,97

2.3.3 Natrium Klorida (NaCl)

Berikut spesifikasi dari Natrium Klorida (*Material Safety Data Sheet*, 2019)

Rumus Molekul	: NaCl
Berat Molekul (gr/mol)	: 58,44
Wujud atau Bentuk	: Kristal kubik
Warna	: Tidak berwarna
pH	: 4,5 – 7,0 pada 100 gr/l 20°C
Titik Lebur ($^\circ\text{C}$)	: 801
Titik Didih ($^\circ\text{C}$)	: 1.461 pada 1.031 hPa
Densitas (g/cm^3)	: 2,17 pada 20°C
Kelarutan dalam air (g/l)	: 358 pada 20°C

2.2.4 Aluminium Sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

Berikut spesifikasi dari Aluminium Sulfat (*Material Safety Data Sheet*, 2017)

Rumus Molekul	: $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$
Berat Molekul (gr/mol)	: 342,15
Wujud atau Bentuk	: Padatan kristal
Warna	: Putih
Titik Lebur ($^\circ\text{C}$)	: 770

Densitas (g/cm ³)	: 2,672
Kelarutan dalam air (gr/100mL)	: 36,4 pada 20 °C

2.2.5 *Ethanol* (C₂H₅OH)

Berikut spesifikasi dari *Ethanol* (*Material Safety Data Sheet*, 2017)

Rumus Molekul	: C ₂ H ₅ OH
Berat Molekul (gr/mol)	: 46,07
Wujud atau Bentuk	: Cairan (<i>liquid</i>)
Warna	: Tak berwarna
pH	: 7,0
Titik Lebur (°C)	: -114,5
Titik Didih (°C)	: 78,3 pada 1.031 hPa
Densitas	: 0,790 – 0,793 g/cm ³ pada 20 °C
Kelarutan dalam air	: Larut pada 20 °C

2.2.6 Sodium Metabisulphite (Na₂S₂O₅)

Berikut spesifikasi dari Sodium Metabisulphite (*Material Safety Data Sheet*, 2019)

Rumus Molekul	: Na ₂ S ₂ O ₅
Berat Molekul (gr/mol)	: 190,10
Wujud dan Bentuk	: Serbuk
Warna	: Tak berwarna
Ph	: 4,5 pada 50 g/l pada 20°C

Titik Lebur (°C)	: 300°C
Densitas	: 1,48 g/cm ³
Kelarutan dalam air	: 650 g/l pada 20°C

2.4 Pengendalian Kualitas

Menjaga kualitas produk agar sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan merupakan hal yang penting dilakukan. Agar spesifikasi dapat terpenuhi dengan baik pengendalian kualitas mulai dari bahan baku hingga menjadi produk wajib dilakukan.

Pengendalian kualitas atau pengendalian mutu merupakan kegiatan terpadu dimana, pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik glukomanan terdiri atas pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk yang dihasilkan. Hal ini untuk mengetahui apakah produk sudah memenuhi standar pemasaran, apabila ditemukan adanya produk yang tidak memenuhi standar, maka dilakukan peninjauan dan tindakan untuk meningkatkan kualitas produk.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku ini perlu dilakukan untuk memastikan proses berlangsung pada kondisi yang optimal dan menghasilkan produk yang sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan. Sebelum proses produksi dilakukan, bahan baku utama serta bahan-bahan pembantu perlu dilakukan pengujian. Pengujian dilakukan secara kualitatif dan kuantitatif.

2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas pada proses produksi bertujuan untuk memastikan agar setiap proses dapat berjalan dengan baik sehingga dapat menghasilkan produk yang berkualitas. Kegiatan ini dilakukan dari mulai bahan baku sampai menjadi produk. Pengawasan dan pengendalian terhadap jalannya operasi berpusat di *control room* secara otomatis sesuai dengan indikator. Jika terjadi penyimpangan pada indikator baik itu terkait *flow rate* bahan atau produk, *level control* ataupun *temperature control* dapat diketahui dari sinyal yang diberikan berupa nyala lampu, bunyi alarm, dan lain-lain.

Pengawasan yang dilakukan berupa pengontrolan terhadap kondisi operasi alat. Beberapa alat control yang digunakan adalah:

a. *Level Control*

Level control adalah alat yang dipasang pada bagian atas tangki yang berfungsi sebagai pengendali volume cairan tangki dengan menggunakan *control valve* dalam mengatur *rate* cairan masuk atau keluar proses agar diperoleh kondisi operasi yang diinginkan.

b. *Level Indicator*

Level indicator merupakan instrumentasi yang digunakan untuk mengontrol atau mengamati ketinggian cairan pada tangki alat proses.

c. *Pressure Control*

Pressure Control digunakan sebagai pengendali tekanan dalam alat yang membutuhkan tekanan diatas tekanan atmosfer.

d. *Temperature Control*

Temperature control berfungsi sebagai pengendali suhu dengan cara mengatur batas nilai suhu dalam alat proses sesuai dengan yang diinginkan, jika terjadi ketidaksesuaian maka sensor akan menyala.

e. *Flow Control*

Flow Control merupakan alat yang dipasang pada bagian aliran masuk bahan baku, aliran masuk proses, dan aliran keluar proses.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

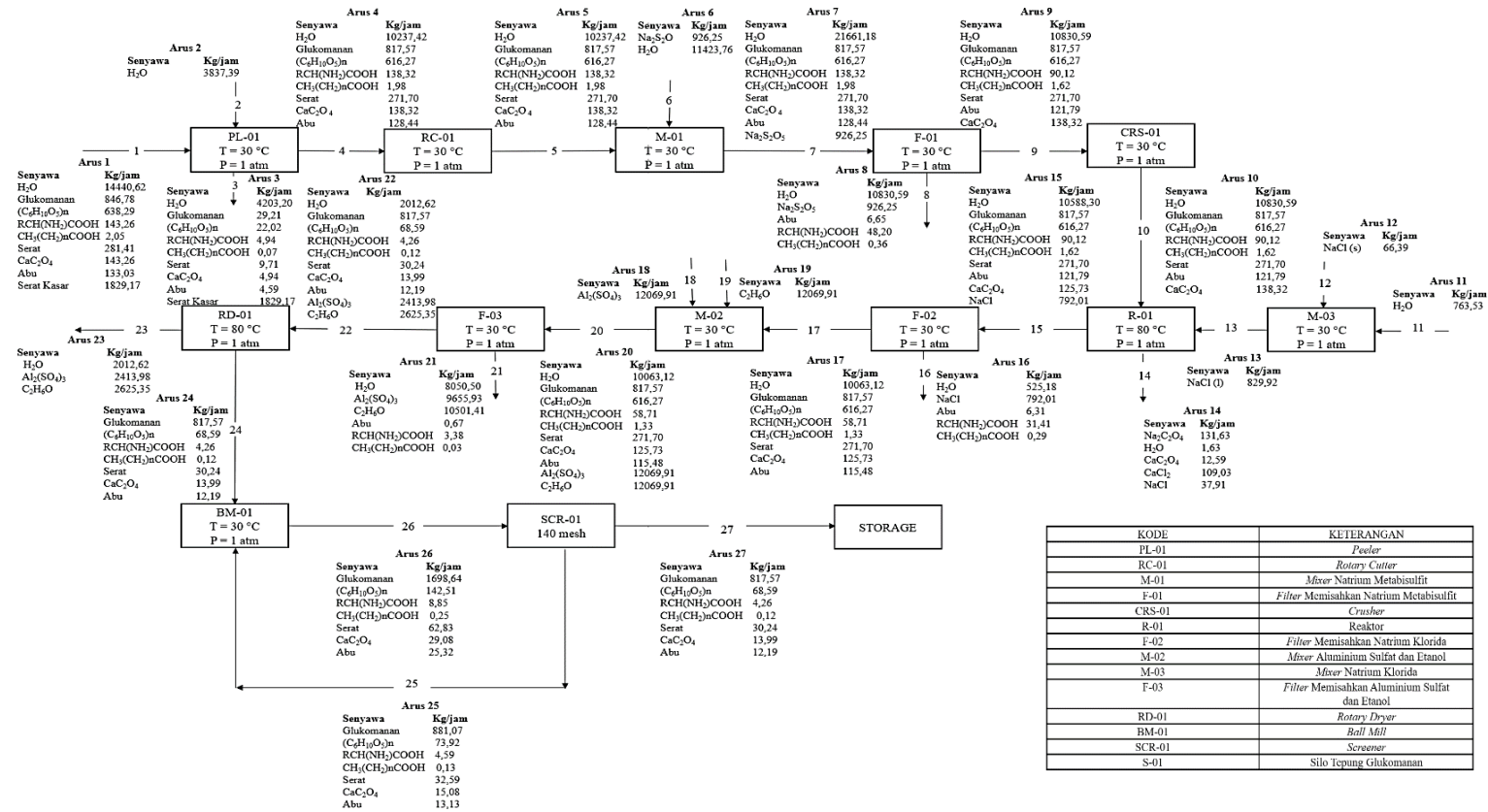
Pengendalian kualitas produk yang dihasilkan sangat diperlukan untuk menjaga mutu pabrik dan sesuai dengan standar. Kualitas produk harus sesuai dengan standar agar sesuai dengan ekspektasi konsumen dan dapat membangun citra perusahaan. Pengendalian kualitas produk ini dilakukan dengan harapan dapat mengontrol produk yang keluar sesuai dengan yang diinginkan dalam proses pembuatan glukomanan. Upaya yang dapat dilakukan untuk memperoleh produk yang berkualitas yaitu dengan cara menjaga mutu dari bahan baku yang digunakan, pengawasan yang baik serta pengendalian terhadap proses melalui sistem control.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

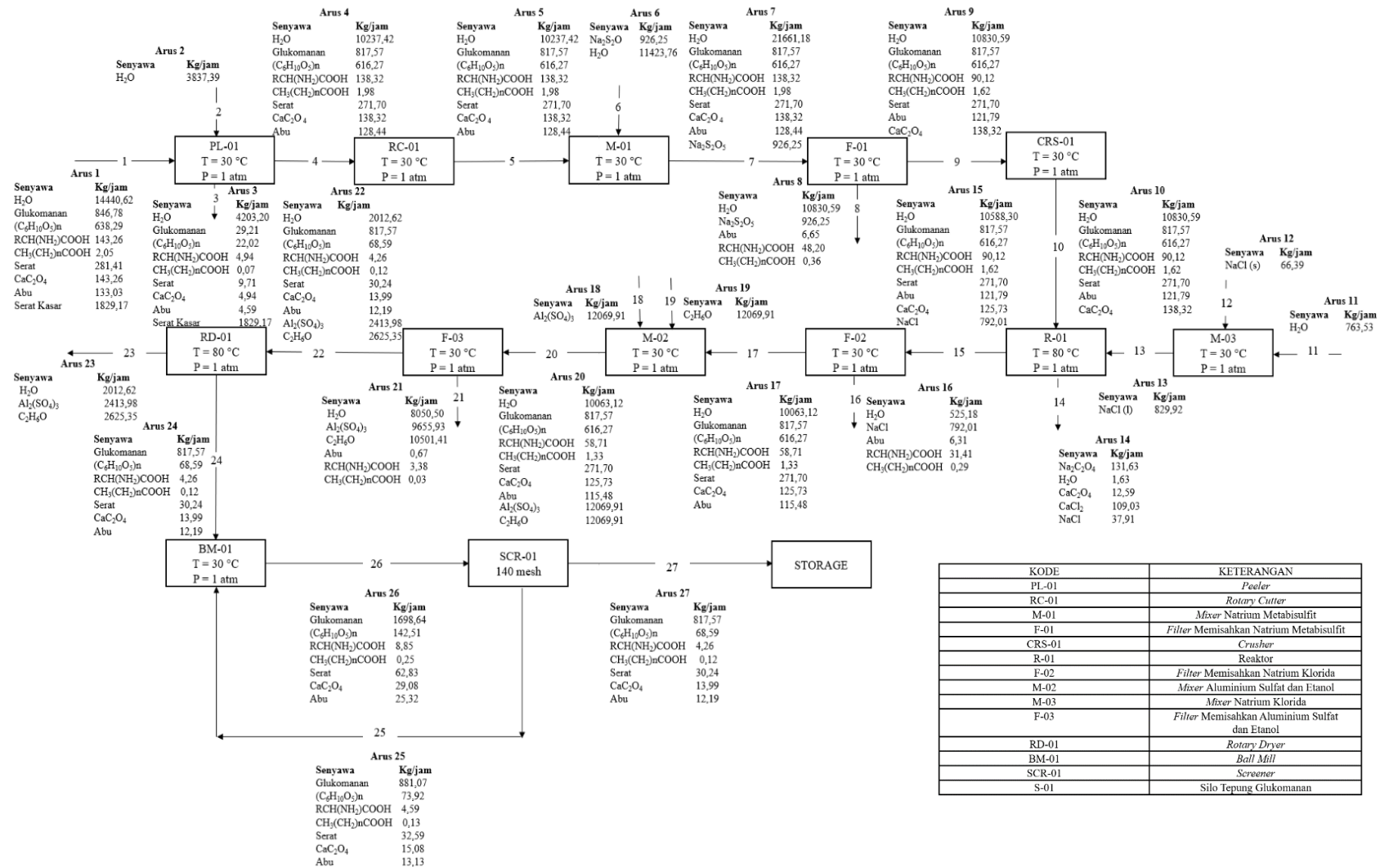
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan tepung glukomanan dari umbi porang terdiri dari beberapa tahap yaitu *pretreatment* bahan baku, purifikasi atau pemurnian glukomanan, modifikasi produk, serta tahap pengemasan.

3.2.1 *Pretreatment* Bahan Baku

Bahan baku utama dalam pembuatan tepung glukomanan adalah umbi porang. Bahan baku yang masih dalam keadaan kotor ini dikirim menggunakan *conveyor belt* menuju alat pengupas kulit. Selanjutnya, melakukan pencucian untuk menghilangkan tanah dan pasir yang menempel, dalam hal ini digunakan air proses dengan suhu ruang.

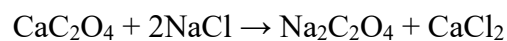
Pengecilan partikel umbi porang penting dilakukan sebelum perendaman untuk memperbesar luas kontak reaksi, sehingga proses dapat berjalan lebih cepat. Pada prosesnya, umbi porang yang telah dikupas dan dibersihkan akan diiris menjadi *chips* porang, kemudian dicampurkan dengan larutan $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$ yang digunakan untuk mencegah efek pencoklatan pada glukomanan. Selanjutnya, bahan akan memasuki alat filter untuk memisahkan antara *cake* dan filtrat, dalam hal ini yang akan diolah pada alat selanjutnya adalah *cake*. *Cake* ini akan dihancurkan pada alat *crusher* agar diperoleh partikel yang lebih halus.

3.2.2 Purifikasi atau Pemurnian Glukomanan

Proses pemurnian berfungsi untuk meningkatkan konsentrasi glukomanan sehingga kualitas tepung glukomanan meningkat. Alat yang digunakan dalam proses ini adalah *mixing tank* dan *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR) dimana reaktor ini dilengkapi dengan *heating jacket* berupa *steam* karena proses berjalan

secara endotemis. Selama proses purifikasi alat pemindahan bahan berupa *screw conveyor* tidak seperti pada proses *pretreatment* yang berupa *conveyor belt*, hal ini karena keadaan dan ukuran partikel umbi porang.

Proses pemurnian pertama adalah dengan melarutkan bahan dengan larutan NaCl 8% dan air proses dalam alat reaktor. Penggunaan NaCl ini berfungsi untuk mengikat kandungan oksalat pada umbi porang. Ion Na^+ akan mengikat ion oksalat ($\text{C}_2\text{O}_4^{2-}$) dan membentuk natrium oksalat ($\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$), sementara ion Cl^- akan berikatan dengan kalsium dan menghasilkan CaCl_2 . Kalsium klorida dan natrium oksalat ini mudah larut dalam air sehingga dapat dengan mudah dihilangkan.



Proses penggaraman umbi porang berjalan secara osmosis dengan medium membran oksalat pada umbi porang yang *semipermeable*. Berdasarkan hasil percobaan penghilangan oksalat dengan variasi konsentrasi NaCl didapatkan konsentrasi 8% memberikan hasil terbaik, sehingga konsentrasi ini dapat digunakan dalam proses (Handrianto & Wardani, 2019).

Proses pemurnian glukomanan selanjutnya adalah dengan menambahkan aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) 98% dan *ethanol* 96%. Penambahan aluminium sulfat berfungsi sebagai agen koagulan pengikat *impurities*. Pada proses ini *impurities* akan terikat pada aluminium sulfat sementara glukomanan akan terikat pada air, karena sifatnya yang larut dalam air. *Ethanol* sendiri berperan dalam mengendapkan glukomanan, sehingga terbentuk granula glukomanan. *Ethanol* yang memiliki polaritas besar, berat molekul lebih kecil, cenderung akan mengikat *impurities* yang

terdapat dalam umbi porang, sehingga impurities akan terbawa bersama *ethanol*. Proses ini akan membentuk *high grade glukomanan* dalam bentuk granula.

3.2.3 Tahap Modifikasi Produk

Modifikasi produk ini bertujuan untuk menyesuaikan produk dengan kondisi pemasaran dimana hal ini berkaitan dengan kebutuhan konsumen. Proses pertama dalam modifikasi produk adalah pengeringan dengan alat *rotary dryer*. Pengeringan menggunakan alat ini berlangsung pada suhu 80°C dengan tekanan 1 atm. Proses ini akan menghasilkan tepung glukomanan yang telah dihilangkan kadar air didalamnya. Setelah itu, dilakukan penggilingan dengan alat *ball mill* agar partikel yang didapatkan lebih halus lagi. Selanjutnya agar didapatkan partikel yang sama besar, dibutuhkan pengayakan. Pengayakan dilakukan dengan screener dengan ukuran 140 mesh. 140 mesh dipilih dengan tujuan untuk memenuhi keinginan pasar yang ada di Indonesia. Hasil dari proses ini adalah *high grade glukomanan powder* 98,52%.

3.2.4 Tahap Pengemasan

Pengemasan atau *packaging* penting dilakukan agar produk mudah didistribusikan dan berfungsi untuk menjaga kualitas produk. Tepung glukomanan ini akan dikemas dalam bentuk kantong dengan ukuran 50 kg hingga 100 kg. Bahan kemasan dipilih HDPE (*High Density Polyethylene*). HDPE dipilih karena sifatnya yang tidak menyerap air atau kelembapan, kelenturan yang tinggi, kekuatan yang baik, cukup ramah lingkungan, aman untuk produk pangan, tahan korosi, dan tidak melarutkan bahan kimia.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Reaktor

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

Kode	R-01	
Fungsi	Mereaksikan Kalsium Oksalat dengan Natrium Klorida	
Jenis Alat	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)	
Jenis Bahan	Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316	
Jumlah	1 unit	
Kondisi Operasi		
Tekanan Operasi:	1	atm
Suhu :	80	°C
Dimensi Reaktor		
Diameter shell :	7,8	m
Tinggi shell :	7,8	m
Tebal shell :	0,014	m
Volume shell :	372,45	m ³
Tinggi Reaktor :	7,83	m
Volume Reaktor :	372,50	m ³
Dimensi Head		
Tinggi head:	0,76	m
Tebal head terhitung :	0,01	m
Volume head :	0,03	m ³
Pengaduk		
Jenis impeller :	Turbine with 6 flat blade	
Jumlah impeller :	2	buah
Jumlah baffle :	4	buah
Diameter pengaduk :	1,31	m
Tinggi pengaduk :	5,11	m
Lebar pengaduk :	0,26	m
Jarak pengaduk :	0,44	m
Lebar baffle :	0,33	m
Kecepatan pengadukan :	33	rpm
Power pengadukan :	30	Hp
Jaket Pemanas		
Bahan jaket :	Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316	
Diameter dalam jaket :	12,89	m
Diameter luar jaket :	12,99	m
Tinggi jaket :	7,83	m
Tebal jaket :	0,465	m

Lanjutan Tabel 3.1

Beban pemanas :	51.721,41	kJ/Jam
Luas selubung reaktor :	43,23	m ²
Harga :	\$3.178.338	

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

3.3.2.1 Filter F-01

Tabel 3.2 Spesifikasi *Filter*

Nama dan Kode	F-01	F-02	F-03
Jenis	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>		
Fungsi	Memisahkan partikel padat dan cair		
Material	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>		
Kondisi Operasi			
Suhu operasi (°C)	30	30	30
Tekanan Operasi (atm)	1	1	1
Spesifikasi alat			
Panjang Drum (m)	1,22	1,22	1,22
Diameter Drum (m)	1,83	1,83	1,83
Luas Permukaan filter (m ²)	3,22	3,015	2,135
Waktu siklus			
Waktu Satu Siklus (detik)	1.476,52	61,78	3.597,83
Kecepatan Putar (rpm)	4,6	3,2	7,8
Power Motor (Hp)	2	2	2
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 220.810	\$ 220.810	\$ 220.810

3.3.2.2 Rotary Dryer RD-01

Tabel 3.3 Spesifikasi *Rotary Dryer*

Nama dan Kode	RD-01	
Jenis	Rotary Dryer	
Fungsi	Menguapkan cairan pada aliran umpan hingga mencapai kadar air yang diinginkan	
Material	Stainless Steel AISI 304	
Kondisi Operasi		
Suhu Udara Masuk	175	°C
Suhu Udara Keluar	55	°C
Suhu Umpan Masuk	30	°C
Suhu Produk Keluar	80	°C
Suhu Wet Bulb	50	°C
Tekanan	1	atm
Spesifikasi alat		
Diameter	3,5	m
Panjang	30,31	m
Tebal Shell	0,057	m
Kemiringan	0,8	ft/ft
Jumlah Radial Flight	29	
Tinggi Flight	0,12	m
Waktu siklus		
Waktu tinggal	6,64	Jam
Kecepatan Putar	4	rpm
Power Motor	88,32	Hp
Jumlah	1	Buah
Harga	\$ 148.959	

3.3.3 Spesifikasi Alat Pendukung

3.3.3.1 Rotary Peeler

Tabel 3.4 Spesifikasi *Peeler*

Nama dan Kode	PL-01		
Jenis	Rotary Peeler		
Fungsi	Mengupas kulit umbi porang		
Material			
Material Pisau	Carbon Steel S30C		
Material Vessel	Carbon Steel S30C		
Kondisi Operasi			
Suhu operasi	30	°C	

Lanjutan Tabel 3.4

Tekanan Operasi	1	atm
Spesifikasi alat		
Tinggi Vessel	2,01	m
Diameter Vessel	1,34	m
Diameter Disc Pengupas	0,56	m
Tebal Pisau	0,02	m
Panjang Pisau	0,2	m
Lebar Pisau	0,1	m
Jumlah Pisau	8	Buah
Daya Pengupasan	0,70	Hp
Jumlah	1	Buah
Harga	\$ 1.727	

3.3.3.2 Rotary Cutter

Tabel 3.5 Spesifikasi Rotary Cutter

Nama dan Kode	<i>Rotary Cutter</i>	
Jenis	RC-01	
Fungsi	Mengiris Umbi Porang Menjadi Chips	
Material		
Material Pisau	<i>Carbon Steel S30C</i>	
Material Vessel	<i>Carbon Steel S30C</i>	
Kondisi Operasi		
Suhu operasi	30	°C
Tekanan Operasi	1	atm
Spesifikasi alat		
Tinggi Vessel	2,1	m
Diameter Vessel	1,4	m
Diameter Disc Pemutar	1,3	m
Tebal Pisau	0,02	m
Panjang Pisau	0,0835	m
Lebar Pisau	0,1	m
Jumlah Pisau	16	Buah
Baffle	16	Buah
Jarak pisau	0,1748	m
Daya Pengirisan	1,05	Hp
Jumlah	1	Buah
Harga	\$ 1.099	

3.3.3.3 Mixer

Tabel 3.6 Spesifikasi *Mixer*

Nama dan Kode	<i>Mixer-01</i>	<i>Mixer-02</i>	<i>Mixer-03</i>
Jenis	<i>Mixing Tank</i>		
Fungsi	Mencampurkan bahan baku dengan natrium metabisulfit	Mencampurkan bahan baku dengan aluminium sulfat dan <i>ethanol</i>	Melarutkan natrium klorida dengan air proses
Material	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Suhu operasi (°C)	30	30	30
Tekanan Operasi (atm)	1	1	1
Dimensi Mixer			
Diameter Shell (m)	5,28	5,82	1,72
Tinggi Shell (m)	5,28	5,82	1,72
Tebal Shell (m)	0,375	0,438	0,188
Volume Shell (m ³)	115,39	154,68	3,97
Tinggi mixer (m)	5,29	5,84	1,73
Volume mixer (m ³)	117,89	5,89	4,24
Dimensi Head			
Tinggi Head (m)	1,19	1,38	0,36
Tebal Head (m)	0,31	0,38	0,19
Volume Head (m ³)	2,50	3,10	0,27
Pengaduk			
Jenis impeller	<i>Turbine with 6 patched blade</i>		
Jumlah impeller	2	2	1
Jumlah baffle	4	4	4
Diameter pengaduk (m)	1,58	1,75	0,51
Tinggi pengaduk (m)	6,17	6,81	2,01
Lebar pengaduk (m)	0,44	0,48	0,14
Jarak pengaduk (m)	1,76	1,94	0,57
Lebar baffle (m)	0,44	0,48	0,14

Lanjutan Tabel 3.6

Kecepatan pengadukan (rpm)	44	47	137
Power Pengadukan (Hp)	11,94	35,36	1,50
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 1.898.166	\$ 495.696	\$427.976

3.3.3.4 Crusher

Tabel 3.7 Spesifikasi *Crusher*

Nama dan Kode	CRS-01	
Jenis	Cone Crusher	
Fungsi	Mereduksi ukuran umbi porang dari rotary cutter	
Material	Carbon Steel	
Kondisi Operasi		
Suhu operasi	30	°C
Tekanan Operasi	1	atm
Spesifikasi alat		
Diameter	1,83	m
Panjang	3,66	m
Feed in	50	mm
Feed out	10	mm
Reduction rasio	5	mm
Kecepatan	25	rpm
Power	30	hp
Jumlah	1	Buah
Harga	\$ 249.726	

3.3.3.5 Ball Mill

Tabel 3.8 Spesifikasi *Ball Mill*

Nama dan Kode	BM-01	
Jenis	Marcy Ball Mill	
Fungsi	Memperkecil ukuran agar diperoleh partikel kecil glukomanan	
Material	Carbon Steel SA 283 Grade C	
Kondisi Operasi		
Suhu operasi	30	°C
Tekanan Operasi	1	atm
Spesifikasi alat		

Lanjutan Tabel 3.8

Dimensi		
Diameter	4,5	m
Panjang	6	m
Tebal dinding	0,1875	m
Daya	85	Hp
Kecepatan	24	Rpm
Jumlah	1	Buah
Harga	\$ 211.422	

3.3.3.6 Screener

Tabel 3.9 Spesifikasi Screener

Nama dan Kode	SCR-01	
Jenis	High Speed Vibrating Screen	
Fungsi	Mengayak hasil alat <i>ball mill</i> BM-01	
Material	Carbon Steel	
Kondisi Operasi		
Suhu operasi	30	°C
Tekanan Operasi	1	atm
Spesifikasi alat		
Luas Area <i>Screen</i>	30,74	m ²
Ukuran <i>Screen</i>	140	mesh
Daya	10	Hp
Jumlah	1	Buah
Harga	\$ 51.197	

3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

a. Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 10 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Nama	Tangki Penyimpanan Etanol
Kode	T-01
Fungsi	Menyimpan kebutuhan bahan pendukung Etanol

Lanjutan Tabel 3.10

Jenis tangki	Silinder tegak dengan dasar datar dan tutup <i>cone roof</i>
Jenis bahan	<i>Stainless Steel</i> SA-167
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	30
Diameter Tangki	
Diameter (m)	12,19
Tinggi (m)	5,49
Volume (m ³)	440,57
Kapasitas (kg/7hari)	289.678
Tebal Shell	
<i>Plate 1</i> (in)	0,50
<i>Plate 2</i> (in)	0,50
<i>Plate 3</i> (in)	0,50
<i>Plate 4</i> (in)	-
<i>Plate 5</i> (in)	-
Dimensi Head	
Tebal <i>head</i> (m)	0,064
Tinggi <i>head</i> (m)	2,117
Penyimpanan (hari)	7
Jumlah (unit)	1
Harga (US \$)	\$ 303.051

b. Storage Tank**Tabel 3. 11** Spesifikasi *Storage Tank*

Nama	<i>Storage Tank</i> Bahan Baku
Kode	ST-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku berupa Umbi Porang untuk kebutuhan 7 hari
Tipe	Gedung berbentuk persegi panjang ditutup atap
Jumlah (unit)	1
Kondisi Operasi	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	30
Spesifikasi Gedung	
Panjang (m)	9
Lebar (m)	8

Lanjutan Tabel 3.11

Tinggi (m)	6,7
Penyimpanan (hari)	7
Harga (US \$)	\$ 271.506

c. Silo**Tabel 3. 12** Spesifikasi Silo

Nama	Silo Glukomanan	Silo NaCl	Silo Natrium Metabisulfit	Silo Aluminium Sulfat
Kode	S-01	S-02	S-03	S-04
Fungsi	Menyimpan hasil produk Glukomanan pada 30°C dan tekanan 1 atm selama 7 hari	Menyimpan bahan baku NaCl selama 7 hari	Menyimpan bahan baku Natrium Metabisulfit selama 7 hari	Menyimpan bahan baku Aluminium Sulfat selama 7 hari
Jenis tangki	Silinder tegak , tutup datar, dan alas kerucut			
Jenis bahan	Stainless Steel SA-167 Grade A			
Kondisi Operasi				
Tekanan(atm)	1	1	1	1
Suhu (°C)	30	30	30	30
Dimensi Silo				
Diameter (m)	4,4	1,57	3,54	6,68
Tinggi (m)	6,6	3,13	5,3	10,014
Tebal (in)	0,3125	0,1875	0,3125	0,625
Volume (m³)	136,37	6,17	71,001	478,33
Hari Simpan	7	7	7	7
Jumlah (unit)	1	1	1	1
Harga (US \$)	\$ 141.073	\$18.526	\$92.505	\$275.500

3.3.4. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

a. Belt Conveyor

Tabel 3. 13 Spesifikasi *Belt Conveyor*

Nama	<i>Belt Conveyor 01</i>	<i>Belt Conveyor 02</i>	<i>Belt Conveyor 03</i>
Kode	BC-01	BC-02	BC-03
Fungsi	Mengangkut umbi porang dari Gudang Bahan Baku menuju <i>Peeler 01 (PL-01)</i>	Mengangkut umbi porang dari <i>Peeler 01 (PL-01)</i> menuju <i>Rotary Cutter (RC-01)</i>	Mengangkut kulit umbi porang dari <i>Peeler 01 (PL-01)</i> menuju UPL
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Jenis	<i>Opened Belt Conveyor</i>	<i>Opened Belt Conveyor</i>	<i>Opened Belt Conveyor</i>
Jumlah (unit)	1	1	1
Kondisi Operasi			
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (°C)	30	30	30
Dimensi <i>Belt Conveyor</i>			
Kapasitas (ton/jam)	22,15	14,8	7,33
Lebar (m)	0,36	0,36	0,36
Panjang (m)	15,9	11,27	7,07
Kecepatan (m/min)	21,32	14,26	7,05
Power (HP)	0,33	0,33	0,33
Harga (US \$)	\$ 21.405	\$ 15.271	\$ 9.513

Tabel 3. 14 Spesifikasi *Belt Conveyor*

Nama	<i>Belt Conveyor 04</i>	<i>Belt Conveyor 05</i>	<i>Belt Conveyor 06</i>
Kode	BC-04	BC-05	BC-06
Fungsi	Mengangkut <i>chips</i> porang dari <i>Rotary Cutter</i> 01 (RC-01) menuju <i>Mixer</i> 01 (M-01)	Mengangkut <i>chips</i> porang dari <i>Mixer</i> 01 (M-01)) menuju <i>Filter</i> 01 (F-01)	Mengangkut <i>chips</i> porang dari <i>Filter</i> 01 (F-01) menuju <i>Crusher</i> 01 (CRS-01)
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Jenis	<i>Opened Belt Conveyor</i>	<i>Closed Flat Belt Conveyor</i>	<i>Closed Flat Belt Conveyor</i>
Jumlah (unit)	1	1	1
Kondisi Operasi			
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (°C)	30	30	30
Dimensi <i>Belt Conveyor</i>			
Kapasitas (ton/jam)	14,8	29,64	1,3
Lebar (m)	0,36	0,36	0,36
Panjang (m)	11,27	20,82	5,4
Kecepatan (m/min)	14,26	28,53	13,46
Power (HP)	0,33	0,33	0,33
Harga (US \$)	\$ 15.271	\$ 28.039	\$ 501

b. Screw Conveyor

Tabel 3. 15 Spesifikasi *Screw Conveyor*

Nama	<i>Screw Conveyor 01</i>	<i>Screw Conveyor 02</i>	<i>Screw Conveyor 03</i>	<i>Screw Conveyor 04</i>
Kode	SC-01	SC-02	SC-03	SC-04
Fungsi	Mengangkut tepung porang dari <i>Crusher 01</i> (CRS-01) menuju <i>Reaktor (R-01)</i>	Mengangkut tepung porang dari <i>Reaktor 01</i> (R-01) menuju <i>Cooler (CL-1)</i>	Mengangkut tepung porang dari <i>Cooler (CL-1)</i> menuju <i>Filter 02</i> (F-02)	Mengangkut tepung porang dari <i>Filter 02</i> (F-02) menuju <i>Mixer 02</i> (M-02)
Jenis	<i>Helicoid Flight</i>	<i>Helicoid Flight</i>	<i>Helicoid Flight</i>	<i>Helicoid Flight</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Jumlah (unit)	1	1	1	1
Kondisi Operasi				
Tekanan (atm)	1	1	1	1
Suhu (°C)	30	80	30	30
Dimensi <i>Screw Conveyor</i>				
Kapasitas (ton/jam)	17	17	17	17
Diameter <i>flight</i> (in)	12	12	12	12
Diameter <i>pipe</i> (in)	2,50	2,50	2,50	2,50
<i>Hanger centers</i> (ft)	12	12	12	12
Kecepatan (rpm)	60	60	60	60
Diameter (in)	10	10	10	10
Panjang maks(ft)	15	15	15	15
Power (HP)	1,69	1,69	1,69	1,69
Harga (US \$)	\$ 4.757	\$ 4.757	\$ 4.757	\$ 4.757

Tabel 3. 16 Spesifikasi *Screw Conveyor*

Nama	<i>Screw Conveyor 05</i>	<i>Screw Conveyor 06</i>	<i>Screw Conveyor 07</i>	<i>Screw Conveyor 08A</i>
Kode	SC-05	SC-06	SC-07	SC-08A
Fungsi	Mengangkut tepung porang dari <i>Mixer 02</i> (M-02) menuju <i>Filter 03</i> (F-03)	Mengangkut tepung porang dari <i>Filter 03</i> (F-03) menuju <i>Rotary Dryer (RD-01)</i>	Mengangkut tepung porang dari <i>Rotary Dryer (RD-01)</i> menuju <i>Ball Mill (BM-01)</i>	Mengangkut tepung glukomanan dari <i>Ball Mill (BM-01)</i> menuju <i>Screener (SC-01)</i>
Jenis	<i>Helicoid Flight</i>	<i>Helicoid Flight</i>	<i>Helicoid Flight</i>	<i>Helicoid Flight</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Jumlah (unit)	1	1	1	1
Kondisi Operasi				
Tekanan (atm)	1	1	1	1
Suhu (°C)	30	30	30	80
Dimensi <i>Screw Conveyor</i>				
Kapasitas (ton/jam)	40	7	5	5
Diameter <i>flight</i> (in)	16	10	9	9
Diameter <i>pipe</i> (in)	3,50	2,50	2,50	2,50
<i>Hanger centers</i> (ft)	12	10	10	10
Kecepatan (rpm)	50	55	40	40
Diameter (in)	14	9	6	6
Panjang maks (ft)	30	15	15	15
Power (HP)	4,5	0,85	0,43	0,43
Harga (US \$)	\$ 12.142	\$ 4.757	\$ 4.757	\$ 4.757

Tabel 3. 17 Spesifikasi *Screw Conveyor*

Nama	<i>Screw Conveyor</i> 08B	<i>Screw Conveyor</i> 09	<i>Screw Conveyor</i> 10	<i>Screw Conveyor</i> 11	<i>Screw Conveyor</i> 12
Kode	SC-08B	SC-09	SC-10	SC-11	SC-12
Fungsi	Mengangkut tepung porang dari <i>Screener</i> (SC-01) menuju <i>Ball Mill</i> (BM-01) sebagai arus <i>recycle</i>	Memindahkan produk ke tempat penyimpanan berupa Silo 01 (S-01)	Memindahkan NaCl dari Silo 02 (S-02) menuju <i>Mixer</i> 03 (M-03)	Memindahkan Natrium Metabisulfit dari Silo 03 (S-03) menuju <i>Mixer</i> (M-01)	Memindahkan Aluminium Sulfat dari Silo 04 (S-04) menuju <i>Mixer</i> (M-02)
Jenis	<i>Helicoid Flight</i>	<i>Helicoid Flight</i>	<i>Helicoid Flight</i>	<i>Helicoid Flight</i>	<i>Helicoid Flight</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>	<i>Carbon Steel SA-283</i>
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1
Kondisi Operas					
Tekanan (atm)	1	1	1	1	1
Suhu (°C)	30	30	30	30	30
Dimensi <i>Screw Conveyor</i>					
Kapasitas (ton/jam)	5	5	5	5	10
Diameter <i>flight</i> (in)	9	9	9	9	9
Diameter <i>pipe</i> (in)	2,50	2,50	2,50	2,50	2,5
<i>Hanger centers</i> (ft)	10	10	10	10	10
Kecepatan (rpm)	40	40	40	40	55
Diameter (in)	6	6	6	6	9
Panjang maks (ft)	15	15	15	15	15
Power (HP)	0,43	0,43	0,43	0,43	0,85
Harga (US \$)	\$ 4.757	\$ 4.757	\$ 4.757	\$ 4.757	\$ 4.757

c. Pompa

Tabel 3. 18 Spesifikasi Pompa

Nama	<i>Pompa 01</i>	<i>Pompa 02</i>	<i>Pompa 03</i>
Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan <i>Process Water</i> dari Unit Utilitas menuju <i>Mixer 03 (M-03)</i>	Mengalirkan NaCl dari <i>Mixer 03 (M-03)</i> menuju <i>Heat Exchanger 01 (H-01)</i>	Mengalirkan NaCl <i>Liquid</i> dari <i>Heat Exchanger 01 (H-01)</i> menuju Reaktor 01 (R-01)
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>		
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
<i>Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Dimensi Pompa			
Kapasitas (gpm)	3.943,82	25,12	4,094
Laju volumetric (ft ³ /s)	8,79	0,056	0,009
Kecepatan aliran (ft/s)	2,11	0,33	0,1267
Spesifikasi Pipa			
IPS (in)	8	1,50	1
<i>Flow Area</i> (in ²)	50	2,04	0,86
OD (in)	8,625	1,9	1,32
ID (in)	7,98	1,610	1,049
Spesifikasi Daya			
Efisiensi pompa (%)	20	20	20
Power (HP)	0,17	0,17	0,17
Harga (US \$)	\$ 10.264	\$ 5.007	\$ 5.758

Tabel 3. 19 Spesifikasi Pompa

Nama	<i>Pompa 04</i>	<i>Pompa 05</i>
Kode	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan <i>Process Water</i> dari Unit Utilitas menuju <i>Mixer 01 (M-01)</i> sebagai pelarut Natrium Metabisulfit	Mengalirkan Etanol dari Tangki 01 (T-01) menuju <i>Mixer 02 (M-02)</i>
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
<i>Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Dimensi Pompa		
Kapasitas (gpm)	59.006,81	80,82
Laju volumetric (ft ³ /s)	131,47	0,18
Kecepatan aliran (ft/s)	3,712	0,29
Spesifikasi Pipa		
IPS (in)	24	3
<i>Flow Area</i> (in ²)	425	7,38
OD (in)	24	3,5
ID (in)	23,25	3,068
Spesifikasi Daya		
Efisiensi pompa (%)	20	20
Power (HP)	3	7,5
Harga (US \$)	\$ 108.527	\$ 5.883

Tabel 3. 20 Spesifikasi Pompa

Nama	<i>Pompa 06</i>	<i>Pompa 07</i>	<i>Pompa 08</i>
Kode	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan hasil filtrat dari Proses Filtrasi (F-01) menuju UPL	Mengalirkan hasil filtrat dari Proses Filtrasi (F-02) menuju UPL	Mengalirkan buangan pengeringan dari Proses <i>Rotary Dryer</i> (RD-01) menuju UPL
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>		
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
<i>Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Dimensi Pompa			
Kapasitas (gpm)	54,55	4,3014	99,4
Laju volumetric (ft ³ /s)	0,12	0,0096	0,22
Kecepatan aliran (ft/s)	0,198	0,33	2,256
Spesifikasi Pipa			
IPS (in)	3	1	4
<i>Flow Area</i> (in ²)	7,38	0,34	1,18
OD (in)	3,5	1,32	4,5
ID (in)	3,068	0,864	12,7
Spesifikasi Daya			
Efisiensi pompa (%)	20	20	20
Power (HP)	1,5	0,17	5
Harga (US \$)	\$ 6.759	\$ 5.758	\$ 18.401

Tabel 3. 21 Spesifikasi Pompa

Nama	<i>Pompa 09</i>	<i>Pompa 10</i>	<i>Pompa 11</i>
Kode	P-09	P-10	P-11
Fungsi	Mengalirkan hasil reaksi NaCl dengan CaC_2O_4 pada Reaktor (R-01) menuju UPL	Mengalirkan H_2O dari Unit Utilitas menuju <i>Peeler</i> (PL-01)	Mengalirkan NaCl dari <i>Heat Exchanger</i> (H-01) menuju Reaktor 01 (R-01)
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>		
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
<i>Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Dimensi Pompa			
Kapasitas (gpm)	0,694	19,82	41,85
Laju volumetric (ft^3/s)	0,0015	0,0044	0,093
Kecepatan aliran (ft/s)	0,061	0,852	0,234
Spesifikasi Pipa			
IPS (in)	0,5	2	2,5
<i>Flow Area</i> (in^2)	0,3	0,62	4,79
OD (in)	0,84	2,38	2,88
ID (in)	0,622	3,35	2,469
Spesifikasi Daya			
Efisiensi pompa (%)	20	20	20
Power (HP)	0,75	7,5	15
Harga (US \$)	\$ 5.883	\$ 6.885	\$ 6.885

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

a. Cooler

Tabel 3. 22 Spesifikasi *Cooler*

Nama	<i>Cooler-01</i>
Kode	CL-01
Jumlah (unit)	1
Fungsi	Mendinginkan arus umpan dari Reaktor (R-01) dari suhu 80 °C ke 30 °C
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis bahan	<i>Stainless Steel 304</i>
Jenis Pemanas	<i>Inorganic Compound</i>
Tekanan (atm)	1
Suhu Masuk (°C)	80
Suhu Keluar (°C)	30
Jumlah <i>hairpins</i> (ft)	4
Panjang pipa total (ft)	120
Luas permukaan (ft ²)	74,64
Ud (Btu/jam.ft ² .°F)	4,04
Uc (Btu/jam.ft ² .°F)	67
Rd (jam.ft ² .°F/Btu)	0,23
Rd min (jam.ft ² .°F/Btu)	0,003
<i>Cold Fluid: Annulus (Water)</i>	
IPS (in)	3
<i>Flow area</i> (in ²)	7,38
OD (in)	3,5
ID (in)	3,068
<i>Surface area</i> (ft/ft ²)	0,917
<i>Pressure drop</i> (psi)	0,041
<i>Hot Fluid: Inner Pipe (Medium Organics)</i>	
IPS (in)	2
<i>Flow area</i> (in ²)	3,35
OD (in)	2,38
ID (in)	2,067
<i>Surface area</i> (ft/ft ²)	0,622
<i>Pressure drop</i> (psi)	0,548
Harga (US \$)	\$ 3.755

b. Heater

Tabel 3. 23 Spesifikasi *Heater*

Nama	<i>Heater-01</i>
Kode	H-01
Jumlah (unit)	1
Fungsi	Memanaskan arus umpan reaktor (R-01) dari Mixer 03 (M-03)
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis bahan	<i>Stainless Steel 304</i>
Jenis Pemanas	<i>Inorganic Compound</i>
Tekanan (atm)	1
Suhu Masuk (°C)	30
Suhu Keluar (°C)	80
Jumlah <i>hairpins</i> (ft)	1
Panjang pipa total (ft)	24
Luas permukaan (ft ²)	2,54
Ud (Btu/jam.ft ² .°F)	4,18
Uc (Btu/jam.ft ² .°F)	55,58
Rd (jam.ft ² .°F/Btu)	0,22
Rd min (jam.ft ² .°F/Btu)	0,0017
<i>Cold Fluid: Annulus (NaCl)</i>	
IPS (in)	1
<i>Flow area</i> (in ²)	0,864
OD (in)	1,32
ID (in)	1,049
<i>Surface area</i> (ft/ft ²)	0,344
<i>Pressure drop</i> (psi)	2,35
<i>Hot Fluid: Inner Pipe (Steam)</i>	
IPS (in)	0,125
<i>Flow area</i> (in ²)	0,058
OD (in)	0,405
ID (in)	0,269
<i>Surface area</i> (ft/ft ²)	0,106
<i>Pressure drop</i> (psi)	0,0004
Harga (US \$)	\$ 38.400

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 24 Neraca Massa Total

Komponen	Arus (Kg/jam)							
	Masuk							
	1	2	6	7	14	18	19	20
Air Terikat	5.241,80	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Air	0,00	3.837,39	5.814,72	0,00	6.643,22	0,00	6.599,04	0,00
Glukomanan	418,62	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Pati	315,54	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Protein	70,82	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Lemak	1,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Serat	139,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Kalsium Oksalat	70,82	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Abu	65,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Serat Kasar	1.829,17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Natrium Metabisulfit	0,00	0,00	0,00	471,46	0,00	0,00	0,00	0,00
Natrium Klorida	0,00	0,00	0,00	0,00	32,82	0,00	0,00	0,00
Natrium Oksalat	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Kalsium Klorida	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aluminium Sulfat	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	6.467,06	0,00	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	6.335,08
Total	8152,67	3837,39	5814,72	471,46	6676,04	6467,06	6599,04	6335,08
	44.353,47							

Lanjutan Tabel 3.24

Komponen	Arus (Kg/jam)					
	Keluar					
	3	9	16	22	24	28
Air Terikat	0,00	0,00	0,00	0,00	4.717,62	524,18
Air	3.837,39	5.523,98	6.546,66	6.596,42	347,18	0,00
Glukomanan	14,44	0,00	0,00	0,00	0,00	404,17
Pati	10,89	0,00	0,00	298,56	0,00	6,09
Protein	2,44	0,00	0,00	67,01	0,00	1,37
Lemak	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,98
Serat	4,80	0,00	0,00	131,63	0,00	2,69
Kalsium Oksalat	2,44	0,00	0,00	0,00	0,00	6,22
Abu	2,27	0,00	0,00	62,23	0,00	1,27
Serat Kasar	1.829,17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Natrium Metabisulfit	0,00	447,89	0,00	0,00	23,57	0,00
Natrium Klorida	0,00	0,00	17,80	0,00	0,94	0,00
Natrium Oksalat	0,00	0,00	61,82	0,00	3,25	0,00
Kalsium Klorida	0,00	0,00	51,21	0,00	2,70	0,00

Lanjutan Tabel 3.24

Aluminium Sulfat	0,00	0,00	0,00	6.143,71	323,35	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00	6.018,33	316,75	0,00
Total	5.703,88	5.971,87	6.677,49	19.317,89	5.735,37	946,97
	44.353,47					

3.4.2 Neraca Massa Per-Alat

3.4.2.1 Neraca Massa *Peeler* (PL-01)

Tabel 3.25 Neraca Massa *Peeler* (PL-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F1	F2	F3	F4
Air Terikat	5.241,80			5.241,80
Air		3.837,39	3.837,39	
Glukomanan	418,62		14,44	404,17
Pati	315,54		10,89	304,66
Protein	70,82		2,44	68,38
Lemak	1,01		0,03	0,98
Serat	139,12		4,80	134,32
Kalsium Oksalat	70,82		2,44	68,38
Abu	65,76		2,27	63,50
Serat Kasar	1.829,17		1.829,17	
Sub Total	8.152,67	3.837,39	5.703,88	6.286,18
Total	11.990,06		11.990,06	

3.4.2.2 Neraca Massa *Rotary Drum Cutter* (RC-01)

Tabel 3.26 Neraca Massa *Rotary Drum Cutter* (RC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	F4	F5
Air Terikat	5.241,80	5.241,80
Glukomanan	404,17	404,17
Pati	304,66	304,66
Protein	68,38	68,38
Lemak	0,98	0,98
Serat	134,32	134,32
Kalsium Oksalat	68,38	68,38
Abu	63,50	63,50
Sub Total	6.286,18	6.286,18
Total	6.286,18	6.286,18

3.4.2.3 Neraca Massa *Mixer (M-01)*

Tabel 3.27 Neraca Massa *Mixer -01 (M-01)*

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>			<i>Output (kg/jam)</i>
	F5	F6	F7	F8
Air Terikat	5.241,80			5.241,80
Air		5.814,72		5.814,72
Glukomanan	404,17			404,17
Pati	304,66			304,66
Protein	68,38			68,38
Lemak	0,98			0,98
Serat	134,32			134,32
Kalsium Oksalat	68,38			68,38
Abu	63,50			63,50
Natrium Metabisulfit			471,46	471,46
Sub Total	6.286,18	5.814,72	471,46	12.572,36
Total	12.572,36			12.572,36

3.4.2.4 Neraca Massa *Filter (F-01)*

Tabel 3.28 Neraca Massa *Filter (F-01)*

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>	
	F8	F9	F10
Air Terikat	5.241,80		5.241,80
Air	5.814,72	5.523,98	290,74
Glukomanan	404,17		404,17
Pati	304,66		304,66
Protein	68,38		68,38
Lemak	0,98		0,98
Serat	134,32		134,32
Kalsium Oksalat	68,38		68,38
Abu	63,50		63,50
Natrium Metabisulfit	471,46	447,89	23,57
Sub Total	12.572,36	5.971,87	6.600,49
Total	12.572,36	12.572,36	

3.4.2.5 Neraca Massa *Crusher (CRS-01)*

Tabel 3.29 Neraca Massa *Crusher (CRS-01)*

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>
	F10	F11
Air Terikat	5.241,80	5.241,80

Lanjutan Tabel 3.29

Air	290,74	290,74
Glukomanan	5.241,80	5.241,80
Pati	404,17	404,17
Protein	304,66	304,66
Lemak	68,38	68,38
Serat	0,98	0,98
Kalsium Oksalat	134,32	134,32
Abu	68,38	68,38
Natrium Metabisulfit	23,57	23,57
Sub Total	6.600,49	6.600,49
Total	6.600,49	6.600,49

3.4.2.6 Neraca Massa *Mixer (M-03)*

Tabel 3.30 Neraca Massa *Mixer (M-03)*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F12	F13	F14
Air	6.643,22		6.643,22
NaCl		32,82	32,82
Sub Total	6.643,22	32,82	6.676,04
Total	6.676,04		6.676,04

3.4.2.7 Neraca Massa *RATB (R-01)*

Tabel 3.31 Neraca Massa Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F11	F14	F15
Air Terikat	5.241,80		5.241,80
Air	290,74	6.643,22	6.891,23
Glukomanan	404,17		404,17
Pati	304,66		304,66
Protein	68,38		68,38
Lemak	0,98		0,98
Serat	134,32		134,32
Kalsium Oksalat	68,38		6,22
Abu	63,50		63,50
Natrium Metabisulfit	23,57		23,57

NaCl		32,82	18,74
Natrium Oksalat			65,07
Kalsium Klorida			53,90
Sub Total	6600,49	6676,04	13276,53
Total	13276,53		13276,53

3.4.2.8 Neraca Massa *Filter (F-02)*

Tabel 3.32 Neraca Massa *Filter (F-02)*

Komponen	<i>Input</i> (kg/jam)	<i>Output (kg/jam)</i>	
	F15	F16	F17
Air Terikat	5.241,80		5.241,80
Air	6.891,23	6.546,66	344,56
Glukomanan	404,17		404,17
Pati	304,66		304,66
Protein	68,38		68,38
Lemak	0,98		0,98
Serat	134,32		134,32
Kalsium Oksalat	6,22		6,22
Abu	63,50		63,50
Natrium Metabisulfit	23,57		23,57
NaCl	18,74	17,80	0,94
Natrium Oksalat	65,07	61,82	3,25
Kalsium Klorida	53,90	51,21	2,70
Sub Total	13.276,53	6.677,49	6.599,04
Total	13.276,53	13.276,53	

3.4.2.9 Neraca Massa *Mixer (M-02)*

Tabel 3.33 Neraca Massa *Mixer 02 (M-02)*

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>				<i>Output</i> (kg/jam)
	F17	F18	F19	F20	F21
Air Terikat	5.241,80				5.241,80
Air	344,56		6.599,04		6.943,60
Glukomanan	404,17				404,17
Pati	304,66				304,66
Protein	68,38				68,38
Lemak	0,98				0,98

Serat	134,32				134,32
Kalsium Oksalat	6,22				6,22
Abu	63,50				63,50
Natrium Metabisulfit	23,57				23,57
NaCl	0,94				0,94
Natrium Oksalat	3,25				3,25
Kalsium Klorida	2,70				2,70
Aluminium Sulfat		6.467,06			6.467,06
Etanol				6.335,08	6.335,08
Sub Total	6.599,04	6.467,06	6.599,04	6.335,08	26.000,23
Total	26.000,23				26.000,23

3.4.2.10 Neraca Massa *Filter (F-03)*

Tabel 3.34 Neraca Massa *Filter* 03 (F-03)

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>	
	F21	F22	F23
Air Terikat	5.241,80		5.241,80
Air	6.943,60	6.596,42	347,18
Glukomanan	404,17		404,17
Pati	304,66	298,56	6,09
Protein	68,38	67,01	1,37
Lemak	0,98		0,98
Serat	134,32	131,63	2,69
Kalsium Oksalat	6,22		6,22
Abu	63,50	62,23	1,27
Natrium Metabisulfit	23,57		23,57
NaCl	0,94		0,94
Natrium Oksalat	3,25		3,25
Kalsium Klorida	2,70		2,70
Aluminium Sulfat	6.467,06	6.143,71	323,35
Etanol	6.335,08	6.018,33	316,75
Sub Total	26.000,23	19.317,89	6.682,34

Total	26.000,23	26.000,23
-------	-----------	-----------

3.4.2.11 Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-01)

Tabel 3.35 Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F23		F24	F25
Air Terikat	5.241,80		4.717,62	524,18
Air	347,18		347,18	0,00
Glukomanan	404,17			404,17
Pati	6,09			6,09
Protein	1,37			1,37
Lemak	0,98			0,98
Serat	2,69			2,69
Kalsium Oksalat	6,22			6,22
Abu	1,27			1,27
Natrium Metabisulfit	23,57		23,57	0,00
NaCl	0,94		0,94	0,00
Natrium Oksalat	3,25		3,25	0,00
Kalsium Klorida	2,70		2,70	0,00
Aluminium Sulfat	323,35		323,35	0,00
Etanol	316,75		316,75	0,00
Udara		46.893,92	46.893,92	0,00
Sub Total	6.682,34	46.893,92	52.629,29	946,97
Total	53.576,26		53.576,26	

3.4.2.12 Neraca Massa *Ball Mill* (BM-01)

Tabel 3.36 Neraca Massa *Ball Mill* (BM-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F25	F26 (Recycle)	F27
Air Terikat	524,18	564,89	1.089,07
Glukomanan	404,17	435,57	839,74
Pati	6,09	6,57	12,66
Protein	1,37	1,47	2,84
Lemak	0,98	1,05	2,03
Serat	2,69	2,89	5,58
Kalsium Oksalat	6,22	6,71	12,93
Abu	1,27	1,37	2,64

Sub Total	946,97	1.020,52	1.967,49
Total	1.967,49		1.967,49

3.4.2.13 Neraca Massa *Screener* (SCR-01)

Tabel 3.37 Neraca Massa *Screener* (SCR-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F27	F26 (<i>Recycle</i>)	F28
Air Terikat	1.089,07	524,18	564,89
Glukomanan	839,74	404,17	435,56
Pati	12,66	6,09	6,57
Protein	2,84	1,37	1,47
Lemak	2,03	0,98	1,05
Serat	5,58	2,69	2,89
Kalsium Oksalat	12,93	6,22	6,71
Abu	2,64	1,27	1,37
Sub Total	1.967,49	946,97	1.020,52
Total	1.967,49	1.967,49	

3.5. Neraca Panas

Perhitungan neraca panas didasarkan pada konsep termodinamika I, dimana energi tidak dapat dimusnahkan namun energi dapat diubah dari suatu bentuk ke bentuk lainnya. Pada sistem tertutup neraca energi dapat dinyatakan:

$$\Delta Ek + \Delta Ep + \Delta U = Q - W \quad (3.1)$$

Dimana,

$$\Delta Ek = \text{Energi Kinetik} = \frac{1}{2} m (\text{massa}) \times v(\text{kecepatan})^2$$

$$\Delta Ep = \text{Energi Potensial} = m(\text{massa}) \times g(\text{percepatan gravitasi}) \times h(\text{ketinggian})$$

$$\Delta U = \text{Energi dalam}$$

$$Q = \text{Heat (Energi Panas)} = m (\text{massa}) \times c (\text{kapasitas panas}) \times \Delta T (T_2 - T_1)$$

$$W = \text{Work (Energi Kerja)} = \text{kerja motor listrik} = P (\text{daya}) / n (\text{efisiensi})$$

Energi potensial diperhitungkan ketika suatu sistem mengalami perbedaan atau perpindahan posisi. Energi Kinetik digunakan ketika suatu sistem digerakkan pada poros tertentu, sedangkan energi selain keduanya termasuk dalam energi dalam. Q (energi panas) merupakan nilai yang diperoleh saat sistem mengalami perubahan suhu, dalam proses ini alat yang mengalami kondisi tersebut adalah reaktor (R-01) dan rotary drayer (RD-01). W (energi kerja) secara sederhana dapat diartikan sebagai energi yang hadir selain dari energi yang melibatkan perubahan suhu, salah satunya adalah energi listrik yang dapat diubah menjadi gerakan mekanis. Proses yang terjadi pada pabrik ini banyak melibatkan alat-alat yang bekerja secara mekanis, diantaranya *peeler* (P-01), *Washer* (W-01 dan W-02), *Rotary Cutter* (RC-01), *Mixer* (M-01, M-02, dan M-03), *Filter* (F-01), *Crusher* (CRS-01), *Ball Mill* (BM-01), serta *Screener* (SCR-01).

3.5.1 Neraca Panas *Peeler* (PL-01)

Tabel 3.38 Neraca Panas *Peeler* (PL-01)

Komponen	W (kJ/jam)	W (kJ/jam)
Masuk	1.879	
Keluar		1.879
Total	1.879	1.879

3.5.2 Neraca Panas *Rotary Cutter* (RC-01)

Tabel 3.39 Neraca Panas *Rotary Cutter* (RC-01)

Komponen	W (kJ/jam)	W (kJ/jam)
Masuk	2.828	
Keluar		2.828
Total	2.828	2.828

3.5.3 Neraca Panas *Mixer (M-01)*

Tabel 3.40 Neraca Panas *Mixer (M-01)*

Komponen	W (kJ/jam)	W (kJ/jam)
Masuk	32.053	
Keluar		32.053
Total	32.053	32.053

3.5.4 Neraca Panas *Filter (F-01)*

Tabel 3.41 Neraca Panas *Filter (F-01)*

Komponen	W (kJ/jam)	W (kJ/jam)
Masuk	5.369	
Keluar		5.369
Total	5.369	5.369

3.5.5 Neraca Panas *Crusher (CRS-01)*

Tabel 3.42 Neraca Panas *Crusher (CRS-01)*

Komponen	W (kJ/jam)	W (kJ/jam)
Masuk	80.535	
Keluar		80.535
Total	80.535	80.535

3.5.6 Neraca Panas *Mixer (M-03)*

Tabel 3.43 Neraca Panas *Mixer (M-03)*

Komponen	W (kJ/jam)	W (kJ/jam)
Masuk	4.027	
Keluar		4.027
Total	4.027	4.027

3.5.7 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3.44 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Arus 12	2.493.364	
Arus 13	65.924	
Arus 14		7.581
Arus 15		2.500.369
Q reaksi	383	
Q steam		51.721

Total	2.559.672	2.559.672
--------------	------------------	------------------

3.5.8 Neraca Panas *Filter (F-02)*

Tabel 3.45 Neraca Panas *Filter (F-02)*

Komponen	W (kJ/jam)	W (kJ/jam)
Masuk	5.369	
Keluar		5.369
Total	5.369	5.369

3.5.9 Neraca Panas *Mixer (M-02)*

Tabel 3.46 Neraca Panas *Mixer (M-02)*

Komponen	W (kJ/jam)	W (kJ/jam)
Masuk	94.924	
Keluar		94.924
Total	94.924	94.924

3.5.10 Neraca Panas *Filter (F-03)*

Tabel 3.47 Neraca Panas *Filter (F-03)*

Komponen	W (kJ/jam)	W (kJ/jam)
Masuk	5.369	
Keluar		5.369
Total	5.369	5.369

3.5.11 Neraca Panas *Rotary Dryer (RD-01)*

Tabel 3.48 Neraca Panas *Rotary Dryer (RD-01)*

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Arus 24	86.800	
Arus 25	532.230	460.905
Arus 26		158.124
Arus 27		
Total	619.030	619.030

3.5.12 Neraca Panas Ball Mill (*BM-01*)

Tabel 3.49 Neraca Panas *Ball Mill* (BM-01)

Komponen	W (kJ/jam)	W (kJ/jam)
Masuk	228.184	
Keluar		228.184
Total	228.184	228.184

3.5.13 Neraca Panas *Screener* (*SCR-01*)

Tabel 3.50 Neraca Panas *Screener* (SCR-01)

Komponen	W (kJ/jam)	W (kJ/jam)
Masuk	26.845	
Keluar		26.845
Total	26.845	26.845

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan dan pemilihan lokasi pabrik bertujuan untuk meminimalisasi biaya, baik dari segi biaya produksi maupun biaya non-produksi. Selain dari aspek biaya yang lebih efisien, penentuan lokasi pabrik juga berpengaruh terhadap alur kerja produksi. Hal ini dapat mendorong alur kerja yang efektif dan mampu memaksimalkan pekerja, serta peralatan agar lebih produktif. Penentuan lokasi pabrik dapat dipertimbangkan berdasarkan faktor primer dan faktor sekunder.

4.1.1 Faktor Primer

Faktor primer merupakan faktor utama yang berpengaruh langsung pada produksi dan distribusi bahan, serta produk. Hal-hal yang termasuk dalam faktor primer adalah sebagai berikut:

4.1.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Secara umum lokasi pabrik sebaiknya berdekatan dengan sumber bahan baku. Hal ini bertujuan agar biaya pemasokan bahan baku rendah dan dapat dilakukan melalui jalur darat. Pabrik Glukomanan ini menggunakan umbi porang sebagai bahan baku utama proses. Kabupaten Madiun merupakan salah satu daerah dengan hasil produksi umbi porang yang besar, beberapa daerah penghasil umbi porang adalah Saradan, Kare, Gemarang, Dagangan, dan Wonoasri.

4.1.1.2 Pemasaran Produk

Pemasaran produk erat kaitannya dengan keberlanjutan pabrik serta penghematan biaya distribusi produk, dalam hal ini tepung glukomanan sangat banyak digunakan pada industri makanan, kosmetik, dan perekat. Salah satu pabrik pengguna tepung glukomanan adalah pabrik kosmetik yang ada pada Kecamatan Nganjuk dan beberapa pabrik kosmetik dan makanan disekitar Kecamatan Saradan. Lokasi dipilih dekat dengan jalan raya dan dekat dengan jalan bebas hambatan (tol) antarkota untuk memudahkan transportasi produk.

4.1.1.3 Energi dan Sumber Daya

Sarana utilitas erat kaitannya dengan kebutuhan air. Penggunaan utama air pada pabrik ini terdapat pada proses pengupasan bahan dan pencucian bahan, sehingga untuk mendukung proses tersebut pabrik didirikan disekitar sumber air. Sumber air ini dapat berupa danau, sungai, atau laut, dalam hal ini dipilih sumber air berupa sungai yakni Sungai Setren. Selain itu, kebutuhan listrik dapat dipenuhi dengan baik, karena pabrik berdekatan dengan PLTA Nano Hidro.

4.1.1.1 Tenaga Kerja

Pekerja pabrik glukomanan diutamakan untuk masyarakat Saradan, Jawa Timur. Penduduk Kecamatan Saradan 72.929 jiwa dan secara keseluruhan 6.134 jiwa untuk Desa Pajaran (BPS, 2021). Jumlah ini mencukupi kebutuhan pekerja pabrik glukomanan. Selain itu, didatangkan beberapa ahli dari daerah lain untuk menunjang keberhasilan produksi. Tenaga kerja merupakan hal penting dalam pabrik glukomanan karena merupakan pelaku dari proses produksi.

4.1.2 Faktor Sekunder

Faktor sekunder tidak langsung berperan dan berpengaruh terhadap operasional pabrik, namun berkaitan dengan kelancaran penjalanan pabrik. Faktor-Faktor ini dapat dikelompokkan sebagai berikut:

4.1.2.1 Perluasan Pabrik

Ekspansi kawasan pabrik perlu dipertimbangkan mengingat potensi produk yang sangat besar dalam kurun waktu 10 hingga 20 tahun kedepan. Hal ini dipertimbangkan dari awal pembangunan agar tidak terjadi kesulitan mencari lahan dikemudian hari.

4.1.2.2 Peraturan Pemerintah

Kecamatan Saradan adalah salah satu kawasan yang berpotensi besar dibuka sebagai kawasan industri. Saat ini, wilayah ini banyak dimanfaatkan oleh Perum Perhutani untuk mengelola hasil hutan kawasan ini. Potensi besar yang berupa hasil perkebunan dan perhutanan ini mendorong pemerintah untuk memberikan dukungan serta kemudahan dalam proses perizinan, pajak, dan hal-hal lain yang berkaitan dengan pendirian pabrik.

4.1.2.3 Masyarakat

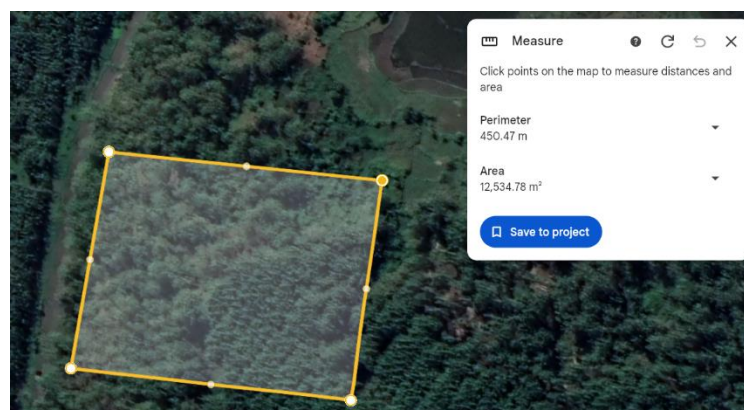
Pembangunan pabrik glukomanan dapat membuka lapangan pekerjaan bagi masyarakat daerah. Pabrik glukomanan juga dibangun mengutamakan keselamatan dan keamanan bagi masyarakat dan lingkungan disekitar pabrik sehingga tidak menyebabkan dampak kerusakan dan ketidaknyamanan. Beberapa alasan tersebut

diharapkan mampu mendorong keadaan sosial masyarakat memberikan dukungan terhadap operasional pabrik.

4.1.2.4 Kondisi Geografis

Kondisi geografis berkaitan dengan keadaan alam, yang mencakup iklim dan bencana alam. Kelembapan udara, tingginya curah hujan, panas matahari, gempa bumi, banjir, dan gunung meletus merupakan beberapa hal yang perlu diperkirakan untuk mengukur risiko yang dapat terjadi di masa yang akan datang. Temperatur pada Kecamatan Saradan berkisar 20°C hingga 35°C , dengan curah hujan tinggi pada Bulan Desember hingga Maret dan berintensitas rendah pada September hingga November (Renstra Kecamatan Saradan, 2018-2023). Selain itu, Kecamatan Saradan aman dari potensi bencana alam berupa tsunami, tanah longsor, kebakaran hutan dan lahan, banjir, serta gunung meletus.

Berdasarkan pertimbangan tersebut maka dipilih lokasi pembangunan pabrik glukomanan pada Kecamatan Saradan, Kabupaten Madiun, Provinsi Jawa Timur, disekitar Desa Pajaran. Lokasi ini merupakan salah satu dari beberapa jantung lokasi penghasil umbi porang pada Kecamatan Saradan.

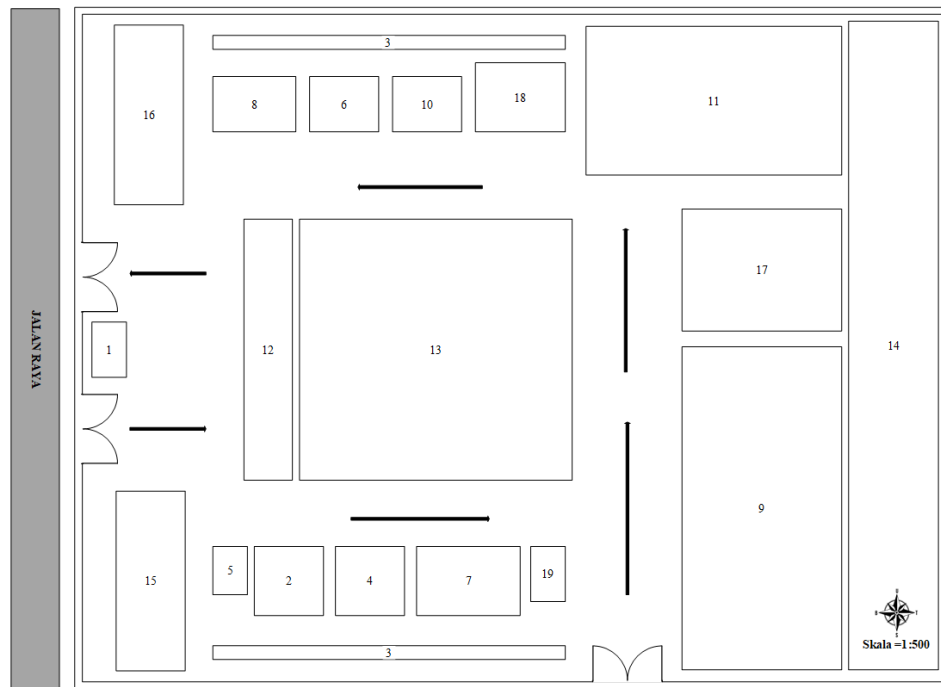


Gambar 4.1 Peta Lokasi Rencana Pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik atau *layout plant* merupakan penempatan dan susunan seluruh fasilitas pabrik yang disesuaikan berdasarkan fungsi, aliran informasi, serta aliran barang dan proses agar proses dapat berjalan secara optimal. Beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam proses penentuan tata letak adalah sebagai berikut:

- a. Keamanan, keselamatan, dan kenyamanan pekerja selama bekerja
- b. Aliran proses yang mempengaruhi penataan alat serta jarak antar-alat proses, hal ini mencakup ruang perawatan, pemasangan, lalu lintas, ruang kontrol (pusat pengendalian proses keseluruhan).
- c. Area pengembangan untuk ekspansi kawasan dan peletakan alat pabrik untuk memastikan keamanan alat-alat yang memiliki risiko tinggi.
- d. Daerah gudang, umum, dan garasi, merupakan tempat perbaikan alat proses dan penyimpanan suku cadang.
- e. Daerah utilitas dan pemadam kebakaran yang terdiri dari unit penyediaan air, *steam*, tenaga listrik, dan *cooling water* guna menunjang proses dan keamanan
- f. *Service area* seperti tempat ibadah, kantin, tempat parkir, daerah administrasi, untuk kenyamanan dan optimalisasi waktu pekerja



Gambar 4.2 *Layout* Pabrik

Tabel 4.1 Keterangan Area Bangunan Pabrik Glukomanan

Kode	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan A	8	5	40
2	Masjid	10	10	100
3	Taman A	2	51	102
3	Taman B	2	51	102
4	Kantin	10	10	100
5	Klinik	7	5	35
6	Unit Pemadam Kebakaran	8	10	80
7	Kantor Utama	15	10	150
8	Laboratorium	8	12	96
9	Gudang Bahan & Produk	46,75	23,1	1.079,9
10	Area Kontrol Utilitas	8	10	80

Lanjutan Tabel 4.1

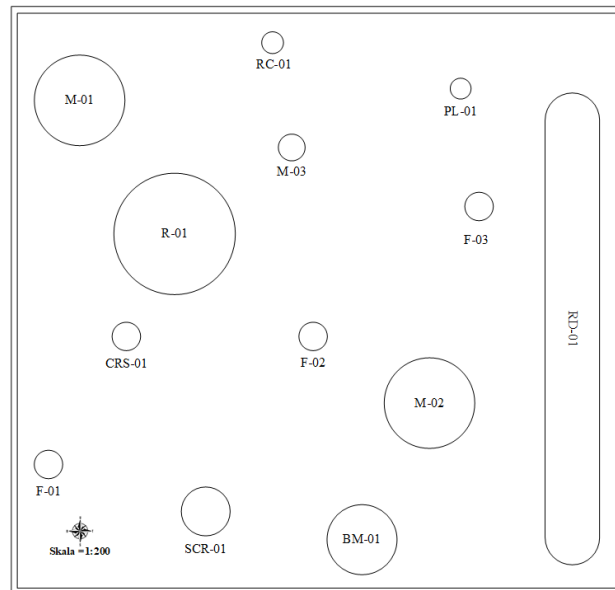
11	Area Utilitas	37	21,5	795,5
12	Area Kontrol Proses	37,8	7	264,6
13	Area Proses	39,46	37,8	1.491,6
14	Area Perluasan	93,87	13	1.220,3
15	Parkir Utama	26	10	260
16	Parkir Kendaraan Proses	26	10	260
17	Bengkel	17,65	23,1	407,7
18	Unit Pengolahan Limbah	29	9,5	275,5
19	Pos Keamanan B	8	5	40
Luas Bangunan (m²)		6.980,14		
Luas Tanah Total (m²)		12.534,9		

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

Tata letak disusun berdasarkan pertimbangan proses dapat berjalan seoptimal dan seefisien mungkin. Penentuan letak alat juga berfungsi untuk mencegah adanya kejadian yang tidak diinginkan dan meningkatkan keselamatan kerja. Beberapa hal yang harus dipertimbangkan dalam menata peralatan dapat dinyatakan sebagai berikut:

- a. Aliran bahan baku dan produk yang ditata dengan tepat akan memberikan nilai ekonomis maksimal, mampu menunjang kelancaran, dan keamanan produksi. Penataan yang baik dapat memberi ruang agar setiap alat mampu beroperasi dengan optimal dan jalur distribusi berjalan dengan efisien.

- b. Mempertimbangkan aliran udara yang ada pada pabrik dan sekitar pabrik agar sirkulasi udara dapat berjalan dengan baik dan tidak memicu risiko yang tidak diinginkan.
- c. Pencahayaan pada kawasan produksi perlu dioptimalkan agar proses berbahaya dan berisiko tinggi dapat terpantau dengan baik dan menjaga keselamatan pekerja
- d. Perancangan lalu lintas pekerja dan kendaraan perlu ditata dengan baik agar pekerja dapat menjangkau peralatan dengan mudah dan cepat. Aliran pipa juga perlu dipertimbangkan agar tidak mengganggu lalu lintas pekerja dan mengutamakan keselamatan kerja.
- e. Menekan biaya operasi sehingga menguntungkan secara ekonomi
- f. Alat proses yang memiliki suhu tinggi perlu pemisahan dan jarak dengan proses lainnya sehingga jika terjadi kebakaran ataupun ledakan tidak membahayakan alat proses lain dan dapat segera ditangani.
- g. *Maintenance* (perawatan) berfungsi menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat sehingga alat dapat digunakan hingga umur maksimalnya. Perawatan ini dapat dilakukan harian dan berdasarkan periode tertentu.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Pabrik

Keterangan:

1. ST-01 : Tangki Penyimpanan Umbi Porang
2. T-01 : Tangki Etanol (C_2H_5OH)
3. S-01 : Silo Tepung Glukomanan
4. S-02 : Silo Natrium Klorida ($NaCl$)
5. S-03 : Silo Natrium Metabisulfit ($Na_2S_2O_3$)
6. S-04 : Silo Aluminium Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$)
7. PL-01 : *Peeler*
8. RC-01 : *Rotary Cutter*
9. M-01 : *Mixer* (Umpan dengan Natrium Metabisulfit ($Na_2S_2O_3$))
10. M-02 : *Mixer* (Umpan dengan Aluminium Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$) dan Etanol (C_2H_5OH))
11. M-03 : *Mixer* (Umpan dengan Natrium Klorida ($NaCl$))
12. F-01 : *Filter* (Memisahkan Natrium Metabisulfit ($Na_2S_2O_3$))

- 13. F-02 : *Filter* (Memisahkan Natrium Klorida (NaCl))
- 14. F-03 : *Filter* (Memisahkan Aluminium Sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)
dan Etanol ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$))
- 15. CRS-01 : *Crusher*
- 16. R-01 : Reaktor
- 17. RD-01 : *Rotary Dryer*
- 18. BM-01 : *Ball Mill*
- 19. SCR-01 : *Screener*

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk dan Struktur Organisasi Perusahaan

Pabrik glukomanan direncanakan akan berdiri dengan rincian perusahaan sebagai berikut:

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)

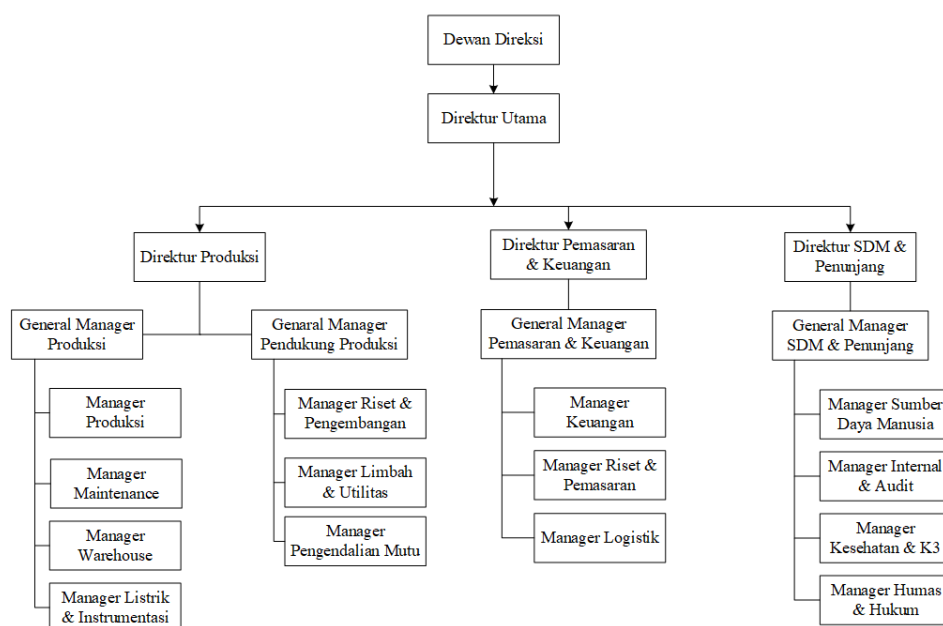
Lapangan Usaha : Industri Tepung Glukomanan

Lokasi Perusahaan : Kec. Saradan, Kab. Madiun, Prov. Jawa Timur

Latar belakang pemilihan bentuk perseroan terbatas dapat dinyatakan sebagai berikut :

- a. Memudahkan pemerolehan modal, melalui penjualan saham perusahaan,
- b. Pemegang saham memiliki keterbatasan tanggung jawab, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan,
- c. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain,

- d. Terjaminnya keberlangsungan perusahaan karena berhentinya pemegang saham tidak mempengaruhi direksi, direktur, staf dan karyawan perusahaan,
- e. Manajemen yang berjalan efisien,
- f. Lapangan usaha luas dan mampu dengan mudah bergerak di kancah global



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik

4.4.2 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) merupakan pemegang kekuasaan tertinggi dimana terdiri dari beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pendirian dan berjalannya produksi. Pemegang saham Perseroan Terbatas (PT) memiliki wewenang untuk mengangkat dan memberhentikan Dewan Direksi,

mengangkat dan memberhentikan Direktur, serta mengesahkan hasil usaha dan untung rugi tahunan dari perusahaan melalui rapat umum pemegang saham.

b. Dewan Direksi

Dewan Direksi merupakan anggota pertama pelaksana perusahaan yang bertanggung jawab langsung terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Direksi antara lain menilai dan menyetujui rencana Direktur Utama tentang kebijaksanaan umum, mengawasi tugas Direktur Utama, dan membantu Direktur Utama dalam hal-hal penting.

c. Direktur

Direktur merupakan pemimpin pelaksanaan kegiatan perusahaan yang dibawah oleh Direktur Utama. Direktur memiliki peran sesuai dengan bidangnya. Tugas Direktur, dapat dilihat pada Tabel 4.2.

Tabel 4.2 Tugas masing-masing direktur

Posisi	Tugas
Direktur Produksi	Memimpin kegiatan pabrik yang berhubungan dengan produksi, operasi utama, unit-unit pendukung, dan pengembangan produksi
Direktur Pemasaran & Keuangan	Mimimpin berjalannya pemasaran, keuangan, serta logistik
Direktur SDM & Penunjang	Memimpin pelaksanaan dalam pengelolaan <i>human resources</i> , hubungan luar , dan administrasi

d. General Manager

Tugas umum dari *General Manager* yaitu melakukan koordinasi, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam bidangnya sesuai dengan tanggung

jawab yang diberikan oleh direktur bidang. *General manager* memiliki tugas yang ditunjukkan pada Tabel 4.3.

Tabel 4.3 Tugas masing-masing general manager

Posisi	Tugas
GM Produksi	Bertanggung jawab dan mengkoordinasikan kegiatan pabrik yang menyangkut produksi dan alat produksi
GM Pendukung Produksi	Bertanggung jawab dan mengkoordinasikan kegiatan pengembangan, unit pendukung, serta limbah dan utilitas produksi
GM Pemasaran & Keuangan	Bertanggung jawab dan mengkoordinasikan kegiatan penjualan, pemasaran produk, keuangan serta logistik
GM SDM & Penunjang	Bertanggung jawab dan mengkoordinasikan kegiatan atau pelaksanaan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan

e. *Manager*

Manager adalah pelaksanaa rencana sesuai dengan rencana yang telah disusun oleh *General Manager* bidang. Setiap *Manager* bertanggung jawab terhadap *General Manager* masing-masing sesuai dengan tugasnya serta membawahi beberapa karyawan. Tugas *Manager* dapat dilihat pada Tabel 4.4.

Tabel 4.4 Tugas masing-masing *manager*

Posisi	Tugas
<i>Manager</i> Produksi	Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi
<i>Manager</i> Maintenance	Bertanggung jawab dalam pengadaan, perawatan alat proses, dan pemeliharaan barang secara preventif.
<i>Manager</i> Warehouse	Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku
<i>Manager</i> Listrik & Instrumentasi	Bertanggung jawab atas kelistrikan di seluruh area pabrik beserta instrumentasinya

Lanjutan Tabel 4.4

<i>Manager Riset & Pengembangan</i>	Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan pemasaran
<i>Manager Limbah & Utilitas</i>	Bertanggung jawab terhadap pengolahan limbah serta instrumen utilitas
<i>Manager Pengendalian Mutu</i>	Bertanggung jawab terhadap kualitas produk dan memastikan setiap alat bekerja optimal
<i>Manager Keuangan</i>	Bertanggung jawab atas alur keluar masuknya keuangan perusahaan
<i>Manager Riset & Pemasaran</i>	Bertanggung jawab atas kegiatan riset pasar dan melakukan kontrol jumlah pemasaran
<i>Manager Logistik</i>	Bertanggung jawab dalam pendataan barang dan pemindahan barang
<i>Manager Sumber Daya Manusia</i>	Mengkoordinasikan dan mengelola kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian
<i>Manager Internal & Audit</i>	Bertanggung jawab dalam mengendalikan siklus audit dan kontrol atas efektivitas operasional
<i>Manager Kesehatan & K3</i>	Bertanggung jawab dalam pelayanan kesehatan bagi perusahaan termasuk manajemen risiko serta melakukan pengembangan untuk meningkatkan keselamatan kerja
<i>Manager Humas & Hukum</i>	Bertanggung jawab dalam membangun komunikasi, kegiatan bersama masyarakat dan publik, serta melindungi perusahaan secara hukum

4.4.3 Status dan Jam Kerja Karyawan

Status karyawan berkaitan dengan jangka waktu karyawan bekerja, dimana dalam pabrik ini karyawan dapat dibagi menjadi dua kategori:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang menerima penghasilan secara teratur dengan jumlah tertentu sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan jangka waktu tidak terbatas.

b. Karyawan Tidak Tetap

Karyawan tidak tetap adalah karyawan yang bekerja berdasarkan jangka waktu tertentu dan berdasarkan kesepakatan perusahaan.

Selain dari status karyawan, jam kerja karyawan merupakan hal yang penting dalam pelaksanaan operasi pabrik. Pabrik beroperasi selama 24 jam dan hanya libur pada pemeliharaan ataupun perbaikan alat utama serta fasilitas pendukung. Menunjang pengoperasian pabrik ini, maka jam kerja karyawan dapat dibagi menjadi:

c. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang memiliki hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan *shift* ini terdiri dari bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan, keamanan dan keberlangsungan pabrik. Karyawan *shift* bekerja secara bergantian setiap delapan jam. Karyawan *shift* dibagi dalam tiga *shift* dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift I = 08.00 - 16.00

Shift II = 16.00 - 24.00

Shift III = 24.00 - 08.00

d. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung antara lain Direktur, *General Manager*, *Manager* serta bagian administrasi. Karyawan *non-shift* ini bekerja dengan rincian sebagai berikut:

Hari = Senin - Kamis

Pukul 08.00 - 12.00 (Jam kerja)

Pukul 12.00 - 13.00 (Istirahat)

Pukul 13.00 - 16.00 (Jam kerja)

Hari = Jum'at

Pukul 08.00 - 11.30 (Jam kerja)

Pukul 11.30 - 13.00 (Istirahat)

Pukul 13.00 - 16.00 (Jam kerja)

Hari Sabtu, Minggu dan hari besar libur.

Tabel 4. 5 Jadwal hari dan jam kerja karyawan shift

Regu	Hari Ke-														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III	
B	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I
C	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II
D			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III
Regu	Hari Ke-														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III
B	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III		
C	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I
D	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II

Keterangan:

 : Hari libur

4.4.4 Kesejahteraan Karyawan (Jabatan, Jumlah Karyawan & Gaji, serta Hak Karyawan)

Masing-masing jabatan dan struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari lulusan SMA hingga Sarjana S-2. Penggolongan jabatan berdasarkan jenjang pendidikan dapat dilihat pada Tabel 4.6.

Tabel 4. 6 Penggolongan jabatan

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

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan dan diatur menurut tingkat pendidikan, keahlian, tanggung jawab, dan status pekerjaan. Upah minimum pekerja yang diperoleh tidak kurang dari upah minimum daerah yang bersangkutan sebagaimana diberlakukan oleh pemerintah yakni UMR (Upah Minimum Regional). Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan, dan prestasi karyawan. Berikut rincian gaji dari tiap bagian.

Tabel 4. 7 Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji / Bulan	Total Gaji
Direktur Direksi	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
Direktur Utama	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Direktur Produksi	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Direktur Keuangan & Pemasaran	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
Direktur SDM & Penunjang	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
GM Produksi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
GM Pendukung Produksi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
GM Pemasaran & Keuangan	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
GM SDM & Penunjang	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Manajer Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Maintenance	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer <i>Warehouse</i>	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Listrik & Instrumentasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Riset & Pengembangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Limbah & Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000

Lanjutan Tabel 4.7

Manajer Pengendalian Mutu	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Riset & Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Logistik	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer SDM	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Internal & Audit	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Kesehatan & K3	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Manajer Humas & Hukum	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Karyawan Produksi	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
Karyawan <i>Maintenance</i>	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
Karyawan <i>Warehouse</i>	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
Karyawan Listrik & Instrumentasi	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
Karyawan Riset & Pengembangan	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Limbah & Utilitas	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
Karyawan Pengendalian Mutu	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000

Lanjutan Tabel 4.7

Karyawan Keuangan	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Riset & Pemasaran	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Logistik	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Sumber Daya Manusia	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Internal & Audit	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Kesehatan & K3	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Karyawan Humas & Hukum	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
Operator	10	Rp 5.000.000	Rp 50.000.000
Supir	7	Rp 2.500.000	Rp 17.500.000
Karyawan Pemadam Kebakaran	5	Rp 3.000.000	Rp 15.000.000
<i>Cleaning Service</i>	5	Rp 2.500.000	Rp 12.500.000
Dokter	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
Perawat	3	Rp 4.000.000	Rp 12.000.000
Total	110	Rp 571.000.000	Rp 997.000.000

Hal lain yang perlu diutamakan dalam menyejahterakan karyawan adalah hak karyawan dimana dalam hal ini mencakup beberapa hal sebagai berikut:

a. Tunjangan Karyawan

Gaji pokok karyawan ditentukan berdasarkan jabatan, keahlian, kemampuan, masa kerja, serta tanggung jawab kerja. Kenaikan gaji pokok dapat terjadi jika terjadi pertumbuhan ekonomi, kenaikan penjualan, dan prestasi masing-masing pekerja. Tunjangan ini dapat berupa tunjangan makan (perusahaan menyediakan makan siang dengan jumlah sama, sehingga makan siang dapat dilakukan di lingkungan perusahaan), tunjangan kesehatan (asuransi kesehatan dan ketenaga kerjaan sesuai dengan kebijakan pemerintah), tunjangan hari raya (tunjangan yang bernilai satu kali gaji pokok dan diterima pada hari raya), serta tunjangan lembur (tunjangan yang diberikan ketika karyawan bekerja diluar jam kerja).

b. Cuti dan Hari Libur Nasional

Karyawan memiliki hak cuti tahunan yaitu 12 hari setiap tahunnya. Cuti ini tidak dapat diuangkan dan akan hangus ketika pergantian tahun. Pada hari libur nasional, karyawan yang bekerja *non-shift* libur, sedangkan karyawan selain itu diperhitungkan sebagai tunjangan lembur (*overtime*).

c. Fasilitas Karyawan

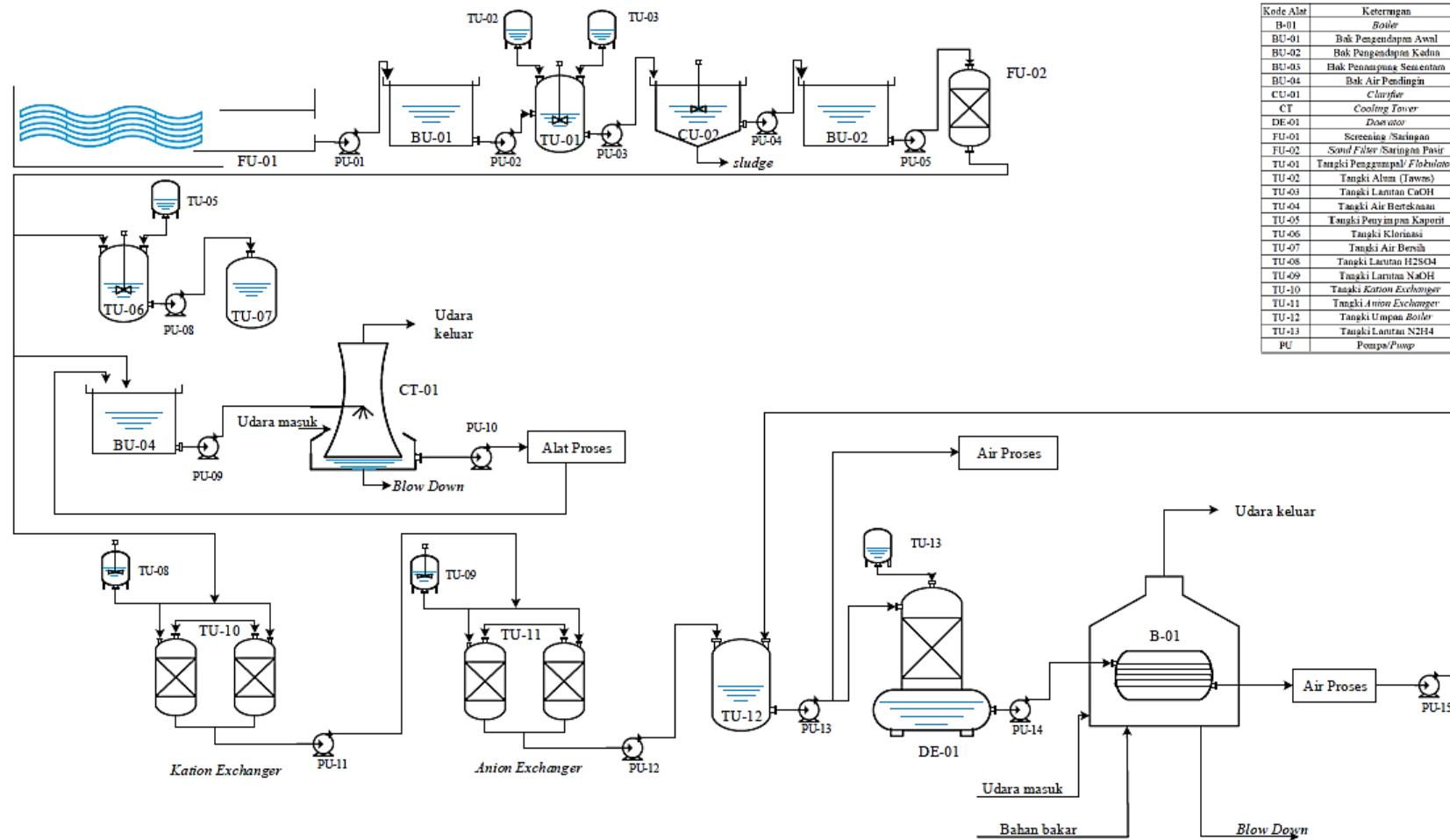
Fasilitas merupakan hal-hal yang didapatkan sebagai karyawan. Fasilitas ini diantaranya adalah seragam kerja yang menunjang keselamatan, terdapat klinik yang dapat digunakan ketika karyawan sakit atau kecelakaan, tempat ibadah, dan penghargaan setiap lima tahun masa kerja.

BAB V

UTILITAS

Fasilitas pendukung pada pabrik diperlukan untuk mendukung kelancaran proses produksi. Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang berlangsungnya suatu proses dalam suatu pabrik. Unit utilitas memiliki peran penting dalam menjalankan proses produksi, menjaga kondisi pabrik tetap stabil, menjaga alat-alat produksi tetap beroperasi dengan normal, serta menjaga aspek *safety* dalam proses produksi hingga terlaksana dengan baik. Unit utilitas terdiri dari:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Tekan (*Push Air System*)
5. Unit Pengolahan Limbah (*Waste Water Treatment*)
6. Unit Penyedia Bahan Bakar (*Fuel Storage System*)



Gambar 5. 1 Diagram Alir Utilitas Pengolahan Air

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air merupakan salah satu bahan baku maupun bahan penunjang yang dibutuhkan dalam proses produksi. Unit ini bertugas dalam menyediakan air bersih supaya dapat digunakan dalam memenuhi kebutuhan pabrik. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, pada umumnya menggunakan air yang bersumber dari air sungai, air danau, air sumur maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam prarancangan pabrik glukomanan ini, air yang digunakan berasal dari Sungai Setren yang terletak di Kecamatan Saradan, Kabupaten Madiun, Provinsi Jawa Timur. Penggunaan air sungai dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Letak sungai tidak jauh dari lokasi pabrik.
- b. Air sungai dapat diperoleh dengan jumlah yang besar dan biaya lebih murah.
- c. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah dan sederhana.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik digunakan untuk keperluan :

1. Air Pendingin

Air pendingin (*cooling water*) adalah air yang dapat menyerap dan memindahkan panas dari suatu sistem. Pabrik glukomanan menggunakan sistem air pendingin resirkulasi terbuka yang dilengkapi dengan *cooling tower*. Air pendingin resirkulasi terbuka perlu diperhatikan peningkatan *total dissolve solid* akibat menguapnya sebagian air saat didinginkan di *cooling tower*. *Total*

dissolved solid yang tinggi akan menimbulkan terbentuknya kerak, maka diperlukan sistem *partial blow down* dan pemberian *make-up water*. Berikut ini kualitas air pendingin resirkulasi terbuka.

Tabel 5. 1 Kualitas Air Pendingin

Parameter	Air Pendingin		
	Circulating Water	Makeup Water	Transient Water
pH	6,5 -8,2	6,0 – 8,0	6,8 – 8,0
Elektrik (mS/m)	< 80	< 30	< 40
Klorin (mg/L)	< 200	< 50	< 50
Sulfat (mg/L)	< 200	< 50	< 50
Alkalinitas (mg/L)	< 100	< 50	< 50
Total Hardness (mg/L)	< 200	< 70	< 70
Ca ²⁺ (mg/L)	< 150	< 50	< 50
Silica (mg/L)	< 40	< 30	< 30

(Japan Refrigeration and Air Conditioning Industry Association Guidelines, 1994)

Air pendingin pada Tabel 5.2 ini digunakan untuk menurunkan suhu dari fluida pada proses produksi, seperti pendinginan peralatan. Penggunaan air sebagai fluida pendingin berdasarkan faktor berikut:

- Pengaturan dan pengolahan yang mudah.
- Tidak mudah menyusut dalam batasan dengan adanya

perubahan temperature pendingin.

- Tidak terdekomposisi.

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Alat	Kode	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Cooler 01	CL-01	16,98
Total			16,98

2. Air Pemanas (*Steam*)

Boiler adalah alat penyedia steam yang dihasilkan dari air yang diuapkan dengan cara pemanasan. Panas yang digunakan adalah dari pembakaran bahan bakar diruang bakar boiler. Air umpan boiler perlu perlakuan khusus agar dalam boiler tidak terbentuk kerak yang mengurangi efisiensi perpindahan panas. Air umpan boiler harus ditreatment secara eksternal (perlakuan terhadap air sebelum masuk unit pembangkit uap) dan internal (pencegahan terjadinya kerak, korosi, serta *foaming*). Berikut adalah syarat air umpan boiler:

Tabel 5. 3 Syarat Umpan Air Boiler

Parameter	Satuan	Pengendalian Batas
Total Hardness	mg/L	0,1
pH	Unit	7,5 – 10
Oksigen terlarut	mg/L	0,04
Silika	mg/L	150
Fe	mg/L	0,1

(ASME, 1994)

Air *steam* pada Tabel 5.3 merupakan air yang digunakan untuk media pemanas. *Steam* yang digunakan dalam pabrik ini adalah *saturated steam*. Air *steam* yang dapat digunakan untuk boiler harus memenuhi persyaratan yaitu:

- Tidak mengandung zat yang menyebabkan kerak karena kesadahan dan suhu tinggi seperti adanya garam karbonat dan silika
- Tidak mengandung zat yang menyebabkan korosi seperti kandungan asam dan gas terlarut
- Tidak mengandung zat yang dapat menyebabkan foaming seperti adanya kandungan solid matter, suspended matter, dan tingkat basa yang tinggi

Tabel 5. 4 Kebutuhan Air Pemanas

No	Alat	Kode	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	<i>Heater</i> 01	H-01	7,29
3	<i>Reaktor</i> 01	R-01	1,84
Total			11,12

3. Air Proses

Air dari sungai Setren masih mengandung impuritas dan mineral yang dapat mengganggu proses reaksi maupun menyebabkan kerusakan alat. Impuritas dan mineral tersebut harus dihilangkan dengan cara melakukan pengolahan air, sehingga air dapat bebas dari semua kontaminan baik terlarut maupun tersuspensi, organik maupun anorganik serta ion-ion, dapat disebut sebagai *Demineralized* (DM) air.

Tabel 5. 5 Kualitas Air Proses

No	Parameter	Jumlah
1	pH	6,8 – 7,0
2	Turbiditas	Nil
3	Total Dissolved Solid (TDS)	Nil
4	Oxygen	Nil
5	Konduktivitas	< 0,2 μ S/cm
6	Silica	< 0,002 mg/L
7	Hardness	Nil

(Elshorbagy dan Chowdhury, 2013)

Air proses pada Tabel 5.5 merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan pembuatan produk secara langsung. Air proses yang digunakan harus memenuhi persyaratan yaitu:

- Tidak berbau dan berasa.
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik.
- Bebas dari pengotor, mineral, serta oksigen

Tabel 5. 6 Kebutuhan Air Proses

No	Alat	Kode	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Peeler 01	PL-01	298,87
3	Mixer 01	M-01	66,33
5	Mixer 02	M-02	8,58
6	Mixer 03	M-03	33,6
Total			407,36

4. Air Domestik dan Kebutuhan Lainnya

Air domestik pada Tabel 5.6 merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan umum seperti air kantor dengan jumlah karyawan yaitu orang dengan perkiraan kebutuhan air perorang adalah 100kg/hari, air *service* (*laboratorium*, pemadam kebakaran, bengkel, kantin, dan lainnya), dan air kebutuhan rumah tangga. Berdasarkan Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia No. 416/MENKES/PER/IX/1990 air domestik memenuhi syarat sebagai berikut:

a. Syarat Fisik

- Tidak berbau dan berasa.
- TDS tidak lebih dari 1.500 mg/L
- Kekeruhan maksimum 25 NTU
- Warna tidak lebih dari 50 TCU

b. Syarat Kimia

- pH 6,5 – 9,0
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun dan berbahaya baik organik maupun anorganik
- Steril dari mikroba

Tabel 5. 7 Kebutuhan Air Domestik

Penggunaan	Jumlah (kg/jam)
Air Kantor	458,33
Air <i>Service</i>	145,83
Air Rumah Tangga	750
Total	1.354,17
Overdesign 20%	1.624,99

5. Total Kebutuhan Air

Total air sungai yang dibutuhkan dihitung dengan menjumlahkan semua komponen yang telah diperhitungkan pada tahap perhitungan sebelumnya, sehingga, jumlah air sungai yang harus disediakan sebagai berikut:

Tabel 5. 8 Total Kebutuhan Air

No	Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
1	Air Proses	2.078,98
2	Air Pendingin	20,40
3	Air <i>Steam</i>	13,34
4	Air Domestik	1.625
Total		3.737,72

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air bertujuan untuk memenuhi syarat-syarat air yang digunakan didalam industri kimia. Pengolahan air meliputi pengolahan secara fisik, pengolahan secara kimia. Pada prarancangan pabrik glukomanan ini sumber air didapatkan dari Sungai terdekat di sekitar daerah pabrik yaitu Sungai Setren yang terletak di Kecamatan Saradan, Kabupaten Madiun,

Provinsi Jawa Timur.

1. Unit Pengolahan

Tahap awal pengolahan air sungai dialirkan menuju alat penyaringan atau *screen* untuk memisahkan bahan yang terapung.

2. Unit Sedimentasi

Tahap sedimentasi merupakan suatu proses yang bertujuan untuk memisahkan atau mengendapkan zat-zat padat atau suspensi non-koloidal dalam air. Dilakukan dengan memanfaatkan gaya gravitasi sehingga padatan dapat mengendap dengan sendirinya. Tahapan ini bertujuan untuk mengendapkan *total suspended solid* yang ikut dalam air. Selanjutnya, air akan masuk ke dalam *clarifier*.

3. Unit Clarifier

Pada unit ini bertujuan untuk menghilangkan padatan tersuspensi baik padatan kasar yang masih tersisa, padatan halus maupun yang bersifat koloid yang membutuhkan waktu pengendapan lebih lama. Di dalam unit ini terjadi proses koagulasi, flokulasi, dan sedimentasi.

- a. Koagulasi merupakan proses penetralan partikel-partikel yang ada dalam air sehingga dapat diendapkan dengan cara menambahkan bahan kimia berupa $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ke dalam air dan diaduk dengan cepat.
- b. Flokulasi merupakan kelanjutan dari proses koagulasi dimana pada proses ini partikel-partikel halus hasil koagulasi membentuk suatu gumpalan besar sehingga lebih mudah mengendap.
- c. Sedimentasi merupakan proses terakhir dalam unit ini. Air yang telah

melewati proses koagulasi dan flokulasi kemudian masuk ke dalam tahap ini dimana nantinya flok-flok akan mengendap sehingga didapat air yang bersih.

4. Unit Klorinasi

Air yang berasal dari unit *clarifier* masuk ke dalam *sand filter* kemudian masuk ke dalam unit klorinasi. Di dalam unit ini ditambahkan zat klorin untuk menghilangkan mikroorganisme di dalam air. Selain itu, di dalam unit ini ditambahkan juga kapur untuk menetralisasi air yang sebelumnya bersifat asam akibat penambahan alum. Selanjutnya, air ditampung di dalam *filtered water storage* yang kemudian dapat digunakan sebagai air pendingin, air domestik, dan lainnya. Untuk air proses dan air umpan boiler akan di proses lebih lanjut menuju *carbon filter*.

5. *Clarifier*

Unit ini akan mengolah air umpan boiler yang bertujuan untuk menghilangkan warna yang berasal dari logam berat.

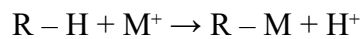
6. Unit Demineralisasi

Unit berfungsi untuk menghilangkan mineral yang terkandung didalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+ , Fe^{2+} , HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- , NO_3^- , dan lainnya dengan menggunakan resin. Demineralisasi terdiri dari tahapan berikut ini:

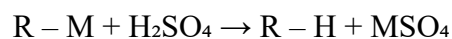
a. Penukar kation

Air yang berasal dari *carbon filter* diumpankan ke dalam alat penukar kation untuk menghilangkan kandungan kation seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+ dan Fe^{2+} dengan menggunakan resin. Prinsip resin

penukar kation yaitu resin akan menyerap ion mineral bermuatan positif (misalnya M^+) dan resin akan melepaskan ion hidrogen. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

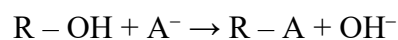


Resin yang sudah jenuh maka kemampuan mengikat mineral akan turun, hal ini ditandai dengan meningkatnya konduktivitas air yang dihasilkan. Untuk meregenerasi resin yang telah jenuh, dilakukan dengan cara mengalirkan larutan asam H_2SO_4 untuk mengikat H^+ . Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

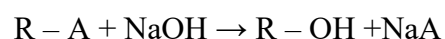


b. Penukar anion

Air yang keluar dari alat penukar kation kemudian diumpankan ke alat penukar anion untuk menghilangkan anion-anion mineralnya. Prinsip resin penukar anion yaitu resin akan menyerap ion mineral bermuatan negatif (misal A^-) dan resin akan melepas hidroksi (OH^-). Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Resin yang sudah jenuh maka kemampuan mengikat mineralnya akan turun, hal ini ditandai dengan meningkatnya konduktivitas air yang dihasilkan. Untuk meregenerasi resin yang telah jenuh, dilakukan dengan menggunakan larutan $NaOH$ untuk mengikat OH^- . Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Air yang keluar dari demineralisasi sebagian ada yang digunakan untuk air proses dan sebagian masuk ke dalam pengolahan untuk digunakan sebagai air umpan boiler.

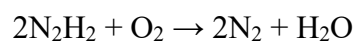
7. Unit Daerator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama gas oksigen dan karbon dioksida. Gas ini harus dihilangkan dari air karena dapat menyebabkan korosi pada peralatan proses. Gas tersebut dihilangkan menggunakan stripping menggunakan sistem bertekanan rendah suhu 130 °C. Steam akan menyerap O₂ yang terlarut pada air sehingga didapatkan air yang bebas dari O₂. Selain itu steam juga akan meningkatkan suhu air mendekati titik didihnya yaitu sekitar 90 °C.

Di dalam daerator juga di injeksikan bahan-bahan kimia seperti berikut ini:

a. Hidrazin

Larutan ini bersifat untuk mengikat O₂ yang masih tersisa. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



b. Ammonia

Larutan ini digunakan untuk mengontrol pH sehingga keluaran daerator air berada pada pH antara 8,5 – 9,5

b. Larutan fosfat (Na₃PO₄H₂O)

Larutan ini digunakan untuk mengatur kesadahan air yang tersisa dengan cara mengendapkan semua kesadahan sebagai fosfat.

5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Unit pembangkit *steam* merupakan energi yang berbentuk uap air atau gas hasil dari penguapan yang diproduksi oleh boiler. Boiler adalah alat atau bejana bertekanan tertutup yang menghasilkan uap yang digunakan sebagai pemanas dengan cara air dipanaskan secara terus menerus menggunakan bahan bakar pada tekanan dan suhu tertentu, kemudian hasilnya berupa uap yang dimasukkan ke dalam tangki kondesat. Bahan bakar yang digunakan pada unit ini adalah solar. Agar tidak terjadi kerak pada boiler dapat melakukan optimasi pada laju *blowdown*, penambahan inhibitor, pemasangan instrument pengaman, dan penyediaan air umpan boiler sesuai baku mutu air umpan boiler.

Blowdown adalah membuang sebagian cairan untuk mencegah akumulasi padatan yang dibawa oleh air umpan boiler. *Blowdown* terjadi pada waktu tertentu, tidak secara otomatis terus menerus (kontinyu). Oleh karena itu, perlu untuk mengoptimalkan laju *blowdown* agar dapat mengetahui waktu yang tepat untuk melakukan *blowdown*. Kapasitas boiler 35.693,32 kJ/jam.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik glukomanan diperoleh dari 2 sumber, yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator. Generator berfungsi sebagai tenaga atau sumber cadangan apabila PLN mengalami gangguan. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun PLN mengalami kendala dan gangguan. Spesifikasi generator yang digunakan dalam pabrik yaitu:

Jenis = 276,69 kW

Kapasitas = Generator Diesel

Jumlah = 1 Unit

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

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- a. Kebutuhan Listrik Alat Proses

Tabel 5. 9 Kebutuhan Listrik Alat Transportasi

Jenis Alat	Kode	Daya	
		Hp	kW
Pompa 01	P-01	0,05	0,04
Pompa 02	P-02	0,05	0,04
Pompa 03	P-03	0,05	0,04
Pompa 04	P-04	0,25	0,19
Pompa 05	P-05	0,33	0,25
Pompa 06	P-06	0,25	0,19
Pompa 07	P-07	0,33	0,25
Pompa 08	P-08	0,05	0,04
Pompa 09	P-09	0,05	0,04
Pompa 10	P-10	0,17	0,13
Pompa 11	P-11	0,75	0,56

Lanjutan Tabel 5.9

Pompa 12	P-12	0,75	0,56
Pompa 13	P-13	0,25	0,19
<i>Screw Conveyor 01</i>	SC-01	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor 02</i>	SC-02	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor 03</i>	SC-03	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor 04</i>	SC-04	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor 05</i>	SC-05	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor 06</i>	SC-06	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor 07</i>	SC-07	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor 08</i>	SC-08	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor 09</i>	SC-09	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor 10A</i>	SC-10	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor 10B</i>	SC-11	0,43	0,32
<i>Screw Conveyor 11</i>	SC-12	0,43	0,32
<i>Belt Conveyor 01</i>	BC-01	0,33	0,25

Lanjutan Tabel 5.9

<i>Belt Conveyor 02</i>	BC-02	0,33	0,25
<i>Belt Conveyor 03</i>	BC-03	0,33	0,25
<i>Belt Conveyor 04</i>	BC-04	0,33	0,25
<i>Belt Conveyor 05</i>	BC-05	0,33	0,25
<i>Belt Conveyor 06</i>	BC-06	0,33	0,25
<i>Belt Conveyor 07</i>	BC-07	0,33	0,25

Tabel 5. 10 Kebutuhan Listrik Alat Proses

<i>Peeler 01</i>	PL-01	0,75	0,56
<i>Rotary Cutter 01</i>	RC-01	1,5	1,12
<i>Mixer 01</i>	M-01	0,5	0,37
<i>Filter 01</i>	F-01	2	1,49
<i>Crusher 01</i>	CRS-01	10	7,46
<i>Reaktor 01</i>	R-01	1,5	1,12
<i>Filter 02</i>	F-02	0,5	0,37
<i>Mixer 02</i>	M-02	0,75	0,56
<i>Mixer 03</i>	M-03	0,75	0,56
<i>Filter 03</i>	F-03	0,5	0,37
<i>Rotary Dryer 01</i>	RD-01	40	29,83
<i>Ball Mill 01</i>	BM-01	15	11,19
<i>Screener 01</i>	SCR-01	10	7,46
Total		93,21	69,51

b. Listrik Untuk Keperluan Alat Utilitas

Tabel 5. 11 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Jenis Alat	Kode	Daya	
		Hp	kW
Kompresor	KU-01	0,75	0,56
Blower Cooling Tower	BU-01	0,05	0,04
Pengaduk Flokulator	MU-01	1,5	1,04
Klarifier	KL-01	0,5	0,37
Pompa Utilitas 01	PU-01	0,17	0,13
Pompa Utilitas 02	PU-02	0,13	0,1
Pompa Utilitas 03	PU-03	0,17	0,13
Pompa Utilitas 04	PU-04	0,17	0,13
Pompa Utilitas 05	PU-05	0,17	0,13
Pompa Utilitas 06	PU-06	0,17	0,13
Pompa Utilitas 07	PU-07	0,17	0,13
Pompa Utilitas 08	PU-08	0,33	0,25
Pompa Utilitas 09	PU-09	0,05	0,04
Pompa Utilitas 10	PU-10	0,05	0,04
Pompa Utilitas 11	PU-11	0,5	0,37
Pompa Utilitas 12	PU-12	0,25	0,19
Pompa Utilitas 13	PU-13	0,05	0,04
Pompa Utilitas 14	PU-14	0,05	0,04
Pompa Utilitas 15	PU-15	0,05	0,04
Total		5,23	3,9

Sehingga total kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas adalah sebesar 73,41 kW kemudian dilakukan overdesign 10% menjadi 80,75 kW.

c. Kebutuhan Listrik Alat Kontrol, Listrik Penerangan, Peralatan Kantor, Bengkel, Laboratorium, dan Perumahan

1. Power yang dibutuhkan alat kontrol diperkirakan sebesar 25% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor yaitu 20,19 kW dengan overdesain 10% yaitu 22,21 kW
2. Power yang dibutuhkan untuk penerangan diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor yaitu 12,11 kW dengan overdesain 10% yaitu 13,32 kW
3. Power yang dibutuhkan untuk kantor (AC, komputer, dan lainnya) diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor yaitu 12,11 kW dengan overdesain 10% yaitu 13,32 kW
4. Power yang dibutuhkan untuk bengkel dan laboratorium diperkirakan sebesar 15% dari total kebutuhan listrik untuk menggerakkan motor yaitu 12,11 kW dengan overdesain 10% yaitu 13,32 kW

d. Kebutuhan Listrik Total

Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan, maka didapatkan bahwa kebutuhan listrik total yang dibutuhkan pada prarancangan pabrik glukomanan dapat dilihat pada Tabel 5.11 berikut:

Tabel 5. 12 Kebutuhan Listrik Total

No	Kebutuhan Listrik	kW
1	Listrik alat proses dan utilitas	80,75
2	Listrik Instrumentasi	22,21
3	Listrik kantor dan penerangan	26,64
4	Listrik bengkel dan laboratorium	13,32
Total		142,92

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol yang bekerja secara *pneumatic*. Dalam pabrik glukomanan terdapat sekitar 12 alat *control* yang memerlukan udara tekan. Mekanisme untuk membuat udara tekan yaitu udara lingkungan ditekan menggunakan *compressor* yang dilengkapi *filter* (penyaring) udara hingga mencapai tekanan 5,5 bar. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 22,43 m³/jam dengan tekanan 5,5 atm. Udara yang digunakan harus dalam keadaan kering sehingga begitu keluar dari *blower*, udara dilewatkan melalui sebuah tangki udara (bejana pengering) yang berisi *silica gel*.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar mempunyai tugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan untuk boiler generator adalah solar. Kebutuhan generator listrik sebesar 29,31 L/jam dan kebutuhan pada alat boiler sebesar 357,684 L/jam.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pemilihan sistem pengolahan limbah disesuaikan dengan karakteristik limbah, dimana proses harus aman dan tidak menimbulkan bahaya bagi pekerja dan lingkungan serta pertimbangan biaya seefisien mungkin. Limbah yang dihasilkan dari proses pabrik glukomanan berupa limbah padat, cair, dan gas yang harus diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu lingkungan. Limbah yang dihasilkan adalah sebagai berikut:

a. Limbah Cair

1. Limbah air berminyak dan minyak mesin proses

Air berminyak ini berasal dari pompa. Minyak tersebut awalnya digunakan sebagai minyak pelumas pada pompa. Pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenis. Minyak di bagian atas dikumpulkan dan ditampung dalam tangki, sedangkan minyak di bagian bawah dialirkan ke penampungan akhir yang kemudian akan di buang.

2. Limbah air dari unit demineralisasi

Air sisa regenerasi dan *backwash* dari unit demineralisasi umumnya memiliki pH asam/basa. Sebelum air tersebut dibuang ke lingkungan, air tersebut harus dinetralisasi agar tidak mencemari lingkungan.

Air tersebut dinetralkan dalam kolam penetralan dengan menggunakan HCl jika pH air kurang dari 7,0 atau dengan menggunakan NaOH jika pH air kurang dari 7,0.

Selanjutnya, air yang sudah netral dialirkan ke penampungan akhir bersama-sama dengan aliran pengolahan yang lain.

3. Air buangan sanitasi

Air buangan sanitasi dikumpulkan pada suatu tempat dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif. Selanjutnya, air diaerasi menjadi tempat tumbuh dan berkembang biak bakteri, dimana diharapkan bakteri dapat mengurangi senyawa organik yang terkandung dalam air sehingga dapat mengurangi potensi bahaya. Kemudian, setelah dilakukan aerasi air diberi desinfektan kalsium hipoklorit untuk mematikan bakteri-bakteri yang ada.

4. Limbah air proses

Limbah air proses yang dihasilkan pada pabrik glukomanan adalah limbah natrium metabisulfite, natrium klorida, aluminium sulfat, dan etanol. Limbah air proses diolah melalui beberapa proses sebelum di buang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini dengan cara *physical treatment* berupa pengendapan dan penyaringan, *chemical treatment* dengan penambahan bahan kimia untuk pengontrolan pH, serta *biological treatment* menggunakan mikroba untuk

menguraikan zat pencemar dalam limbah cair.

b. Limbah Padat

Limbah padat berasal dari pasir atau lumpur yang dihasilkan dari unit pengolahan air yang akan dikumpulkan di *landfill* untuk dimanfaatkan sebagai penimbun.

c. Limbah Gas

Limbah gas terdiri dari gas sisa hasil pembakaran boiler. Penanganan limbah gas ini secara umum dilakukan dengan pembakaran di menara pembakaran (*flare*) sebelum dilepas ke atmosfer.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

- Bak Utilitas

Tabel 5. 13 Spesifikasi Bak Utilitas

Bak	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04
Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar dan lumpur yang terbawa dari air	Mengendapkan endapan yang terbentuk flok dengan proses flokulasi	Menampung sementara raw water setelah disaring sand filter	Menampung air untuk kebutuhan cooling tower
Jenis	Bak terbuka berbentuk persegi panjang dengan beton bertulang	Bak terbuka berbentuk persegi panjang dengan beton bertulang	Bak terbuka berbentuk persegi panjang dengan beton bertulang	Bak terbuka berbentuk persegi panjang dengan beton bertulang

Lanjutan Tabel 5.13

Panjang (m)	4,76	4,01	2,21	1,06
Lebar (m)	4,76	4,01	2,21	1,06
Tinggi (m)	2,38	2,01	1,10	0,53
Volume (m ³)	53,87	32,33	5,38	0,59
Kapasitas (m ³ /jam)	4,49	5,39	4,49	0,02

- Saringan Pasir Utilitas

Tabel 5. 14 Spesifikasi Saringan Pasir Utilitas

Nama	<i>Filter Utilitas 01</i>
Kode	FU-01
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jenis	Tangki Silinder
Ukuran pasir, mesh	48
Panjang (m)	1,77
Lebar (m)	1,77
Tinggi (m)	0,88
Volume (m ³)	2,79

- *Tangki Utilitas*

Tabel 5. 15 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05	TU-06
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang berupa dispersi dengan menambahkan koagulan	Menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi	Menyimpan larutan CaOH untuk 1 minggu	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu	Mencampurkan klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga
Bentuk	Tangki silinder berpengaduk	Tangki silinder <i>Stainless Steel</i>	Tangki silinder <i>Carbon Steel</i>	Tangki silinder <i>Carbon Steel</i>	Tangki silinder <i>Carbon Steel</i>	Tangki silinder <i>Carbon Steel</i>
Tinggi (m)	1,9	1,26	1,51	3,91	1,08	1,35
Diameter (m)	1,9	1,26	1,51	3,91	1,08	1,35
Volume (m ³)	5,38	3,12	5,38	46,80	1,01	1,95
Jumlah	1	1	1	1	1	1

Tabel 5. 16 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki	TU-07	TU-08	TU-09	TU-10	TU-11	TU-12	TU-13
Fungsi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menyimpan H_2SO_4 untuk regenerasi penukar kation	Menyimpan NaOH untuk regenerasi penukar anion	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif (Na^+ , Ca^{2+} , Ba) yang ada dalam air	Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih	Mencampurkan kondensat sirkulasi dan <i>make up</i> air umpan <i>boiler</i> sebelum dibangkitkan sebagai <i>steam</i> dalam <i>boiler</i>	Menyimpan larutan N_2H_4
Bentuk	Tangki silinder <i>Carbon Steel</i>	Tangki silinder <i>Stainless Steel</i>	Tangki silinder <i>Carbon Steel</i>	Tangki silinder <i>Stainless Steel</i>	Tangki silinder <i>Carbon Steel</i>	Tangki silinder <i>Carbon Steel</i>	Tangki Silinder <i>Carbon Steel</i>
Tinggi (m)	3,9	1,55	1,39	2,29	1,9	1,47	0,09
Diameter (m)	3,9	1,55	1,39	1,18	1,14	1,47	0,09
Volume (m^3)	46,8	2,91	2,13	6,78	6,37	2,51	0,007
Jumlah	1	1	1	1	1	1	1

- Pompa Utilitas

Tabel 5. 17 Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai yang melewati <i>screening</i> ke Bak Pengendapan (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan (BU-01) ke Tangki Flokulator atau Penggumpalan (TU-01)	Mengalirkan air dari Tangki Flokulator atau Penggmpalan (TU-01) ke Klarifier (KL-01)	Mengalirkan air dari Klarifier (KL-01) ke Bak Pengendapan (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan (BU-02) ke Bak Saringan Pasir atau Sand Filter
Jenis Pompa	Single Stage Centrifugal Pump				
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C				
Mechanical Design					
Kapasitas (gpm)	23,18	23,18	23,18	23,18	23,18
NPS, (in)	2	2	2	2	2
Sch. Number	40	40	40	40	40
OD (in)	2,38	2,38	2,38	2,38	2,38
ID (in)	2,07	2,07	2,07	2,07	2,07
Efisiensi pompa (%)	50	50	50	50	50
Power (HP)	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17

Tabel 5. 18 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan

Kode	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Saringan Pair atau Sand Filter ke Bak Penampungan Sementara (BU-03)	Mengalirkan air dari Bak Penampungan sementara (BU-030 ke pengolahan air untuk kebutuhan air bertekanan, air domestik, air pendingin, dan steam	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-06) ke Tangki Penampungan Air Bersih (TU-07)	Mengalirkan air dari Bak Air Pendinginan (BU-04) ke Cooling Tower (CL-01)	Mengalirkan air dari Alat Proses ke Bak Air Pendingin (BU-04)
Jenis Pompa	Single Stage Centrifugal Pump				
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C				
Mechanical Design					
Kapasitas (gpm)	23,18	23,18	8,40	0,11	0,11
NPS, (in)	2	2	1,25	0,25	0,25
Sch. Number	40	40	40	40	40
OD (in)	2,38	2,38	1,66	0,54	0,54
ID (in)	2,07	2,07	1,38	0,36	0,36
Efisiensi pompa (%)	50	50	50	40	40
Power (HP)	0,17	0,17	0,13	0,05	0,05

Tabel 5. 19 Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan

Kode	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari Kation Exchanger ke Anion Exchanger	Mengalirkan air dari Anion Exchanger ke Bak Umpan Boiler	Mengalirkan air dari Bak Umpan Boiler ke Daerator	Mengalirkan air dari Daerator ke Boiler	Mengalirkan air dari Alat Proses ke Bak Umpan Bpiler
Jenis Pompa	Single Stage Centrifugal Pump				
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C				
Mechanical Design					
Kapasitas (gpm)	10,81	10,81	0,07	0,07	0,07
NPS, (in)	1,25	1,25	0,13	0,13	0,13
Sch. Number	40	40	40	40	40
OD (in)	1,66	1,66	0,41	0,41	0,41
ID (in)	1,38	1,38	0,27	0,27	0,27
Efisiensi pompa (%)	50	50	40	40	40
Power (HP)	0,5	0,5	0,05	0,05	0,05

- Daerator

Tabel 5. 20 Spesifikasi *Daerator*

Nama	<i>Daerator 01</i>
Kode	De-01
Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam <i>feed water</i> yang menyebabkan kerak pada <i>reboiler</i> dan turbin
Bentuk	Tangki silinder tegak baja karbon
Kapasitas (kg/jam)	13,34
Diameter, m	0,89
Tinggi, m	0,89
Volume, m ³	0,38

- Cooling Tower

Tabel 5. 21 Spesifikasi *Cooling Tower*

Nama	<i>Cooling Tower 01</i>
Kode	CT-01
Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Bahan konstruksi	<i>Cooling Tower Induced Draft</i>
Luas penampang (m ³)	0,07
Panjang (m)	0,08
Lebar (m)	0,08

- Clarifier

Tabel 5. 22 Spesifikasi *Clarifier*

Nama	<i>Clarifier 01</i>
Kode	CL-01
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang bersifat koloid
Jenis	Tangki silinder dengan <i>bottom</i> berbentuk <i>conical</i>
Volume (m ³)	21,54
Diameter (m)	3,02
Tinggi (m)	3,02
Lebar (m)	1,8
Power (HP)	0,5

- Blower Cooling Tower

Tabel 5. 23 Spesifikasi *Blower Cooling Tower*

Nama	<i>Blower Cooling Tower 01</i>
Kode	BL-01
Fungsi	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas (kg/jam)	20,40
Efisiensi	20
Power (HP)	0,05

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi merupakan salah satu aspek yang sangat penting untuk mendirikan suatu pabrik. Tujuan dari dilakukannya evaluasi ekonomi agar mampu memperkirakan modal investasi dan mengetahui kelayakan pabrik yang sedang dirancang untuk didirikan. Salah satu bagian penting dalam perancangan pabrik adalah mengestimasi harga dari alat-alat yang diperlukan dalam pengoperasian pabrik. Hal itu dikarenakan harga alat dapat menjadi dasar patokan untuk estimasi evaluasi analisa ekonomi tentang kelayakan investasi penanaman modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan mempertimbangkan kebutuhan modal investasi, lamanya modal penanaman investasi dapat dikembalikan, besarnya laba yang akan diperoleh kedepannya dan terjadinya titik balik modal.

Pada perancangan pabrik glukomanan ini, terdapat beberapa faktor-faktor yang ditinjau dalam menghitung evaluasi ekonomi meliputi :

- a. Modal (*Capital Investment*)
 - 1. Modal tetap (*Fixed Capital Cost*)
 - 2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
- b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - 1. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - 2. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - 3. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

- c. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
- d. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - 1. *Percent return on invesment (ROI)*
 - 2. *Pay out time (POT)*
 - 3. *Break event point (BEP)*
 - 4. *Discounted cash flow (DCF)*

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan index harga. Jenis indeks harga yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari data *plant cost index* di *Chemical Engineering Online*.

Indeks harga alat pada tahun 2029 dapat diperkirakan dengan menggunakan linier data indeks pada tahun 1963 hingga 2000 yang kemudian dilakukan regresi linier dari tahun 2014 hingga 2029. Berikut adalah tabel indeks harga yang diperoleh dari data *plant cost index* di *Chemical Engineering Online*.

Tabel 6. 1 Index Harga

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1963	102,4
1964	103,3
1965	104,2
1966	107,2
1967	109,7

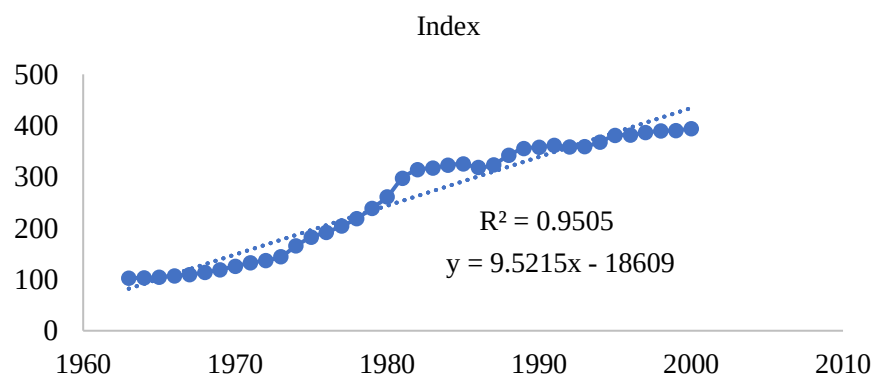
Lanjutan Tabel 6.1

1968	113,7
1969	119
1970	125,7
1971	132,3
1972	137,2
1973	144,1
1974	165,4
1975	182,4
1976	192,1
1977	204,1
1978	218,8
1979	238,7
1980	261,2
1981	297
1982	314
1983	317
1984	322,7
1985	325,3
1986	318,4
1987	323,8
1988	342,5

Lanjutan Tabel 6.1

1989	355,4
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1

Dari data yang tertera diperoleh persamaan linier menggunakan grafik berikut ini:

**Gambar 6.1** Grafik *Index*

Persamaan yang diperoleh dari grafik diatas adalah $y = 9,5215x - 18609$.

Menggunakan persamaan linier tersebut dapat dicari nilai *cost engineering plant*

indeks dari tahun 2014 hingga tahun pembangunan yaitu 2029 yang terdapat pada tabel berikut ini:

Tabel 6. 2 *Cost Engineering Plant*

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
2014	567,301
2015	576,822
2016	586,344
2017	595,867
2018	605,387
2019	614,909
2020	624,43
2021	633,952
2022	643,473
2023	652,995
2024	662,516
2025	672,038
2026	681,559
2027	691,081
2028	700,602
2029	710,123

Didapatkan nilai *cost engineering plant* indeks pada tahun referensi 2014 adalah 567,301. Sementara nilai *cost engineering plant* indeks pada tahun perancangan 2029 sebesar 710,123.

Memperkirakan harga alat pada Pabrik Glukomanan dapat diperoleh melalui situs (www.matche.com) serta dapat menggunakan referensi lainnya. Perhitungan harga alat pada tahun 2029 saat pabrik didirikan diperoleh dengan rumus berikut:

$$Ex = \left(\frac{Nx}{Ny} \right) \times Ey \quad (\text{Aries \& Newton})$$

Keterangan:

Ex : Harga tahun pembelian

Ey : Harga pembelian alat pada tahun referensi

Nx : Indeks harga pada tahun pembelian

Ny : Indeks harga pada tahun referensi

Berdasarkan nilai tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan utilitas adalah sebagai berikut:

Tabel 6. 3 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY (\$)	EX (\$)
			2014	2029	2014	2029
<i>Peeler</i>	PL-01	1	567,301	710,123	\$ 1.380	\$ 1.727
<i>Rotary Cutter</i>	RC-01	1	567,301	710,123	\$ 878	\$ 1.099
<i>Mixer 01</i>	M-01	1	567,301	710,123	\$ 1.516.400	\$ 1.898.166
<i>Mixer 02</i>	M-02	1	567,301	710,123	\$ 396.000	\$495.696
<i>Mixer 03</i>	M-03	1	567,301	710,123	\$ 341.900	\$ 427.976
<i>Filter</i>	F-01	1	567,301	710,123	\$ 176.400	\$ 220.810
<i>Filter</i>	F-02	1	567,301	710,123	\$ 176.400	\$ 220.810
<i>Filter</i>	F-03	1	567,301	710,123	\$ 176.400	\$ 220.810
<i>Crusher</i>	CRS-01	1	567,301	710,123	\$ 199.500	\$ 249.726

Lanjutan Tabel 6.3

Reaktor	R-01	1	567,301	710,123	\$ 2.539.100	\$ 3.178.338
<i>Rotary Dryer</i>	RD-01	1	567,301	710,123	\$ 165.700	\$ 207.416
<i>Ball Mill</i>	BM- 01	1	567,301	710,123	\$ 168.900	\$ 211.422
<i>Screener</i>	SCR- 01	1	567,301	710,123	\$ 40.900	\$ 51.197
Pompa 01	P-01	1	567,301	710,123	\$ 8.200	\$ 10.264
Pompa 02	P-02	1	567,301	710,123	\$4.000	\$5.007
Pompa 03	P-03	1	567,301	710,123	\$4.600	\$5.758
Pompa 04	P-04	1	567,301	710,123	\$86.700	\$108.527
Pompa 05	P-05	1	567,301	710,123	\$6.900	\$8.637
Pompa 06	P-06	1	567,301	710,123	\$4.700	\$5.883
Pompa 07	P-07	1	567,301	710,123	\$5.400	\$6.759
Pompa 08	P-08	1	567,301	710,123	\$4.600	\$5.758
Pompa 09	P-09	1	567,301	710,123	\$14.700	\$18.401
Pompa 10	P-10	1	567,301	710,123	\$4.700	\$5.883
Pompa 11	P-11	1	567,301	710,123	\$5.500	\$6.885
Pompa 12	P-12	1	567,301	710,123	\$5.500	\$6.885
<i>Heater</i> 01	H-01	1	567,301	710,123	30.677	\$38.400
<i>Cooler</i> 01	CL-01	1	567,301	710,123	\$3.000	\$3.755

Lanjutan Tabel 6.3

<i>Screw Conveyor 01</i>	SC-01	1	567,301	710,123	\$3.800	\$4.757
<i>Screw Conveyor 02</i>	SC-02	1	567,301	710,123	\$3.800	\$4.757
<i>Screw Conveyor 03</i>	SC-03	1	567,301	710,123	\$3.800	\$4.757
<i>Screw Conveyor 04</i>	SC-04	1	567,301	710,123	\$3.800	\$4.757
<i>Screw Conveyor 05</i>	SC-05	1	567,301	710,123	\$9.700	\$12.142
<i>Screw Conveyor 06</i>	SC-06	1	567,301	710,123	\$3.800	\$4.757
<i>Screw Conveyor 07</i>	SC-07	1	567,301	710,123	\$3.800	\$4.757
<i>Screw Conveyor 08A</i>	SC-08A	1	567,301	710,123	\$3.800	\$4.757
<i>Screw Conveyor 08B</i>	SC-08B	1	567,301	710,123	\$3.800	\$4.757
<i>Screw Conveyor 09</i>	SC-09	1	567,301	710,123	\$3.800	\$4.757

Lanjutan Tabel 6.3

<i>Screw Conveyor 10</i>	SC-10	1	567,301	710,123	\$3.800	\$4.757
<i>Screw Conveyor 11</i>	SC-11	1	567,301	710,123	\$3.800	\$4.757
<i>Belt Conveyor 01</i>	BC-01	1	567,301	710,123	\$17.100	\$21.405
<i>Belt Conveyor 02</i>	BC-02	1	567,301	710,123	\$12.200	\$15.271
<i>Belt Conveyor 03</i>	BC-03	1	567,301	710,123	\$7.600	\$9.513
<i>Belt Conveyor 04</i>	BC-04	1	567,301	710,123	\$12.200	\$15.271
<i>Belt Conveyor 05</i>	BC-05	1	567,301	710,123	\$22.400	\$28.039
<i>Belt Conveyor 06</i>	BC-06	1	567,301	710,123	\$400	\$501
Tangki 01	T-01	1	567,301	710,123	\$109.500,00	\$137.067
Tangki 02	T-02	1	567,301	710,123	\$242.100,00	\$303.051
<i>Storage Tank 01</i>	ST-01	1	567,301	710,123	\$216.900,00	\$271.506
Silo 01	S-01	1	567,301	710,123	\$112.700,00	\$141.073
Silo 02	S-01	1	567,301	710,123	\$14.800,00	\$18.526
Silo 03	S-01	1	567,301	710,123	\$73.900,00	\$92.505
Total		55			\$ 4.189.451 Rp. 68.305.435.645	

Tabel 6. 4 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Juml.	NY	NX	EY (\$)	EX (\$)
			2014	2029	2014	2029
Bak Pengendapan Awal 01	BU-01	1	567,301	710,123	\$ 14.230	\$ 17.813
Bak Pengendapan 02	BU-02	1	567,301	710,123	\$ 21.200	\$ 26.537
Bak Penampungan Sementara	BU-03	1	567,301	710,123	\$ 7.600	\$ 9.513
Bak Saringan Pasir	FU-02	1	567,301	710,123	\$ 25.000	\$ 31.294
Bak Air Pendingin dan Proses	BU-04	1	567,301	710,123	\$ 2.200	\$ 2.754
Tangki Flukuator	TU-01	1	567,301	710,123	\$ 17.600	\$ 22.031
Tangki Larutan Alum	TU-02	1	567,301	710,123	\$ 12.900	\$ 16.148
Tangki CaOH	TU-03	1	567,301	710,123	\$ 7.600	\$ 9.513
Tangki Air Bertekanan	TU-04	1	567,301	710,123	\$ 26.200	\$ 32.796
Tangki Kaporit	TU-05	1	567,301	710,123	\$ 2.900	\$ 3.630
Tangki Klorinasi	TU-06	1	567,301	710,123	\$ 4.300	\$ 5.383
Tangki Air Bersih	TU-07	1	567,301	710,123	\$ 26.200	\$ 32.796
Tangki H ₂ SO ₄	TU-08	1	567,301	710,123	\$ 12.400	\$ 15.522
Tangki NaOH	TU-09	1	567,301	710,123	\$ 4.500	\$ 5.633
Tangki Kation	TU-10	1	567,301	710,123	\$ 20.100	\$ 25.160
Tangki Anion	TU-11	1	567,301	710,123	\$ 8.400	\$ 10.515

Lanjutan Tabel 6.4

Tangki Umpan Boiler	TU-12	1	567,301	710,123	\$ 5.000	\$ 6.259
Tangki N ₂ H ₄	TU-13	1	567,301	710,123	\$ 100	\$ 125
Tangki Silica Gel	TU-14	1	567,301	710,123	\$ 400	\$ 501
Tangki Bahan Bakar	TU-15	1	567,301	710,123	\$ 500	\$ 626
Tangki <i>Daerator</i>	De-01	1	567,301	710,123	\$ 1.700	\$ 2.128
<i>Clarifier</i>	CL-01	1	567,301	710,123	\$ 336.900	\$ 421.717
<i>Cooling Tower</i>	CT-01	1	567,301	710,123	\$ 100	\$ 125
Blower Cooling Tower	BL-01	1	567,301	710,123	\$ 900	\$ 1.127
Boiler	B-01	1	567,301	710,123	\$591.000	\$ 739.789
Pompa 01	PU-01	1	567,301	710,123	\$ 7.700	\$ 9.639
Pompa 02	PU-02	1	567,301	710,123	\$ 7.700	\$ 9.639
Pompa 03	PU-03	1	567,301	710,123	\$ 7.700	\$ 9.639
Pompa 04	PU-04	1	567,301	710,123	\$ 7.700	\$ 9.639
Pompa 05	PU-05	1	567,301	710,123	\$ 7.700	\$ 9.639
Pompa 06	PU-06	1	567,301	710,123	\$ 7.700	\$ 9.639
Pompa 07	PU-07	1	567,301	710,123	\$ 7.700	\$ 9.639
Pompa 08	PU-08	1	567,301	710,123	\$ 6.200	\$ 7.761
Pompa 09	PU-09	1	567,301	710,123	\$ 3.100	\$ 3.880
Pompa 10	PU-10	1	567,301	710,123	\$ 3.100	\$ 3.380
Pompa 11	PU-11	1	567,301	710,123	\$ 6.200	\$ 7.761
Pompa 12	PU-12	1	567,301	710,123	\$ 6.200	\$ 7.761
Pompa 13	PU-13	1	567,301	710,123	\$ 2.800	\$ 3.505
Pompa 14	PU-14	1	567,301	710,123	\$ 2.800	\$ 3.505
Pompa 15	PU-15	1	567,301	710,123	\$ 2.800	\$ 3.505
Kompresor	KU-01	1	567,301	710,123	\$ 2.400	\$ 3.004
Total		41	\$ 1.551.466 Rp 25.295.338.877			

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	: 7.500 Ton/ Tahun
Pabrik beroperasi	: 330 hari kerja
Pabrik didirikan tahun	: 2029
Pabrik beroperasi tahun	: 2030
Umur alat	: 10 tahun
Kurs mata uang	: 1 \$ = Rp 16.304,15 (per Bulan Juli 2024)

6.3 Komponen Biaya

6.3.1 Modal (Capital Investment)

Capital investment atau yang bisa disebut dengan modal investasi adalah sejumlah uang yang harus disiapkan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. *Capital investment* terbagi menjadi 2 macam diantaranya yaitu:

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed capital investment merupakan modal tetap yang harus dikeluarkan untuk pengadaan fasilitas-fasilitas di suatu pabrik dan alat operasi lainnya. Hasil perhitungan untuk merencanakan pendirian Pabrik Glukomanan meliputi *Physical Plant Cost*, *Direct Plant Cost*, dan *Fixed Capital Investment* seperti pada tabel berikut:

Tabel 6. 5 Physical Plant Cost

No	Komponen		Jumlah Biaya
1	PPC Alat Proses	\$32.670.841	Rp524.100.731.240
2	PPC Alat Utilitas	\$5.799.381	Rp93.032.799.102
3	Bangunan	\$1.603.650	Rp25.725.517.500
4	Tanah	\$329.824	Rp5.290.981.290
Total		\$40.403.696	Rp648.150.029.132

Tabel 6. 6 Direct Plant Cost

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	<i>Purchasing Equipment Cost</i>	\$12.236.270	Rp196.292.408.704
2	Instalasi	\$5.261.596	Rp84.405.735.743
3	Instrumentasi dan Kontrol	\$1.835.441	Rp29.443.861.306
4	Pemipaan	\$10.523.192	Rp168.811.471.485
5	Instalasi Listrik	\$1.835.441	Rp29.443.861.306
6	Instalasi Isolasi	\$978.902	Rp15.703.392.696
	Total	\$32.670.841	Rp524.100.731.240

Tabel 6. 7 Fixed Capital Investment

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	<i>Direct Plant Cost</i>	\$80.807.392	\$1.296.300.058.264
2	<i>Engineering and Construction</i>	\$40.403.696	Rp648.150.029.132
3	<i>Contractor Fee</i>	\$4.848.444	Rp77.778.003.495
4	<i>Contingency Cost</i>	\$20.201.848	Rp324.075.014.566
	Total	\$146.261.379	Rp2.346.303.105.458

2. *Working Capital Investment*

Working capital investment merupakan modal biaya yang diperlukan untuk mendirikan pabrik atau usaha yang digunakan untuk mengoperasikan suatu pabrik selama kurun waktu tertentu. Beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu dari pinjaman bank, uang pribadi atau uang dari pihak investor. Rasio perbandingan antara uang pribadi dengan uang pinjaman dari bank tergantung pada jumlah uang sendiri atau uang pinjaman, bisa menggunakan *sharing profit* dengan perbandingan 40:60 atau 30:70 ataupun bisa dengan perbandingan lainnya menyesuaikan dengan uang yang ditanamkan. Penanaman modal ini bertujuan untuk mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam. Ada beberapa ciri-ciri investasi yang baik dan tepat diantaranya adalah:

- Investasi cepat kembali.
- Biasa menghasilkan keuntungan yang maksimum.
- Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai, aman, dan lain-lainnya.

Tabel 6. 8 *Working capital investment*

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp43.703.054.042	\$2.724.315
2	<i>In process inventory</i>	Rp16.272.574.423	\$1.014.382
3	<i>Product inventory</i>	Rp90.403.191.240	\$5.635.459
4	<i>Available cash</i>	Rp90.403.191.240	\$5.635.459
5	<i>Extended credit</i>	Rp2.169.676.589.752	\$135.251.020
	Total	Rp2.410.458.600.696	\$150.260.637

6.3.2 Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

Manufacturing cost merupakan biaya yang harus dikeluarkan untuk melakukan produksi dalam pabrik. Biaya ini terdiri dari *direct cost*, *indirect cost*, dan *fixed cost* yang berkaitan dengan pembuatan suatu produk. *Manufacturing cost* terdiri dari:

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct manufacturing cost atau dapat disebut dengan biaya langsung merupakan biaya pengeluaran yang masuk berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

Tabel 6. 9 *Direct Manufacturing Cost*

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	Bahan Baku	Rp394.821.160.851	\$24.611.946
2	Bahan Utilitas	Rp129.615.487.648	\$8.079.834
3	Gaji Karyawan	Rp11.964.000.000	\$745.799
4	<i>Supervise</i>	Rp52.443.664.849	\$3.269.178
5	<i>Maintenance</i>	Rp117.315.155.272	\$7.313.068
6	<i>Plant Supplies</i>	Rp17.597.273.290	\$1.096.960
7	<i>Royalties</i>	Rp527.918.198	\$32.908
	Total	Rp724.284.660.111	\$45.149.696

2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect manufacturing cost atau biaya tidak langsung merupakan biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6. 10 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.392.800.000	\$149.159
2	<i>Laboratory</i>	Rp2.392.800.000	\$149.159
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp4.785.600.000	\$298.319
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp22.500.000.000	\$1.402.581
	Total	Rp32.071.200.000	\$1.999.220,79

3. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed manufacturing cost atau biaya tetap merupakan biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi ataupun tidak. Pengeluaran ini bersifat konstan atau tetap Dimana tidak tergantung waktu dan Tingkat produksi.

Tabel 6. 11 *Fixed Manufacturing Cost*

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	<i>Depreciation</i>	Rp234.630.310.545	\$14.626.137
2	<i>Property tax</i>	Rp46.926.062.109	\$2.925.227
3	<i>Insurance</i>	Rp46.926.062.109	\$2.925.227
	Total	Rp328.482.434.764	\$20.476.593

Tabel 6. 12 *Total Manufacturing Cost*

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp724.284.660.111	\$45.149.697
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp32.071.200.000	\$1.999.221
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp328.482.434.764	\$20.476.593
	Total	Rp1.084.838.294.876	\$67.625.510

6.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General expenses atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari Perusahaan Dimana tidak termasuk *manufacturing cost*. Biaya yang harus dikeluarkan guna kepentingan kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6. 13 *General Expenses*

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	<i>Administrasi</i>	Rp142.702.851.184	\$8.895.660
2	<i>Sales</i>	Rp237.838.085.307	\$14.826.100
3	<i>Finance</i>	Rp142.702.851.184	\$8.895.660
4	<i>Research</i>	Rp190.270.468.246	\$11.860.880
	Total	Rp713.514.255.923	\$44.478.302

Tabel 6. 14 *Total Production Cost*

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	<i>Manufacturing Cost</i>	Rp1.084.838.294.876	\$67.625.510
2	<i>General Expense</i>	Rp713.514.255.923	\$44.478.302
	Total	Rp1.798.352.550.799	\$112.103.813

6.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan : Rp 2.250.000.000.000

Total biaya produksi : Rp 1.798.352.550.799

Keuntungan : total penjualan - total biaya produksi
 : Rp 2.250.000.000.000 - Rp 1.798.352.550.799
 : Rp 451.647.449.200

2. Keuntungan sesudah pajak

Pajak : 25% x Rp 4451.647.449.200
 : Rp 112.911.862.300

Keuntungan : keuntungan sebelum pajak – pajak
 : Rp 451.647.449.200 - Rp 112.911.862.300
 : Rp 338.735.586.900

6.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan bertujuan untuk mengetahui laba (keuntungan) yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak dari sisi ekonomi. Berikut beberapa cara untuk mengetahui suatu kelayan pabrik:

6.5.1 Return on Investment (ROI)

Return On Investment merupakan rasio profit yang didapatkan dari investasi atau keuntungan yang didapatkan dari hasil investasi yang sudah dikeluarkan. Jumlah yang diterima atau hilang disebut dengan laba atau rugi ataupun bunga.

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

a. ROI sebelum pajak (ROI b)

Syarat ROI sebelum pajak untuk sebuah pabrik kimia dengan resiko rendah

minimum adalah 11% dan resiko tinggi minimum adalah 44% (Aries & Newton, 1954)

$$\%ROI\ b = \frac{Keuntungan\ Sebelum\ Pajak}{Fixed\ Capital\ Investment} \times 100\%$$

$$\% ROI\ b = 19,25\ \%$$

b. ROI setelah pajak (ROI a)

$$\%ROI\ a = \frac{Keuntungan\ Setelah\ Pajak}{Fixed\ Capital\ Investment} \times 100\%$$

$$\% ROI\ a = 14,44\ \%$$

6.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah dari tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurang dengan deperesiasi. *Pay Out Time* juga bisa dikatakan jangka waktu pengembalian modal yang sudah ditanam berdasarkan keuntungan yang sudah dicapai. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk mengembalikan suatu modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan. Waktu dalam pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang didapatkan.

Perhitungan ini dibutuhkan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang sudah dilakukan akan kembali.

a. POT sebelum pajak (POT b)

$$POT\ b = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(Keuntungan\ Sebelum\ Pajak + 0,1\ Depresiasi)} \times 100\%$$

$$POT\ b = 3,42\ Tahun$$

b. POT sebelum pajak (POT b)

$$POT\ b = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(Keuntungan\ Sesudah\ Pajak + 0,1\ Depresiasi)} \times 100\%$$

POT b = 4,09 Tahun

6.5.3 Break Event Point (BEP)

Break Event Point adalah titik impas atau biasa disebut balik modal yaitu suatu titik dimana kondisi pabrik mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Perusahaan yang sudah mencapai titik. *Break Event Point* yaitu perusahaan yang sudah mempunyai kesamaan antara modal yang digunakan untuk melakukan proses suatu produksi dengan pendapatan produk yang sudah dihasilkan. Jumlah produksi saat penjualan sama dengan pengeluaran. Pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi dibawah *Break Event Point* dan apabila beroperasi diatas *Break Event Point* pabrik bisa dikatakan untung. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%.

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

Menggunakan data tabel 6.15 hingga tabel 6.18, maka didapatkan nilai BEP (*Break Event Point*) sebesar 57,26 %

Keterangan:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum *Annual*

Tabel 6. 15 *Annual Fixed Manufacturing Cost*

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	<i>Depreciation</i>	Rp234.630.310.545,84	\$14.626.137,92
2	<i>Property Taxes</i>	Rp46.926.062.109,17	\$2.925.227,58
3	<i>Insurances</i>	Rp46.926.062.109,17	\$2.925.227,58
	Total	Rp328.482.434.764,18	\$20.476.593,08

Tabel 6. 16 *Annual Regulated Expenses*

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	Gaji Karyawan	Rp11.964.000.000	\$745.799
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.392.800.000	\$149.159
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp4.785.600.000	\$298.319
4	<i>Supervise</i>	Rp52.443.664.849	\$3.269.178
5	<i>Laboratory</i>	Rp2.392.800.000	\$149.159
6	<i>General Expenses</i>	Rp713.514.255.923	\$44.478.302
7	<i>Maintennace</i>	Rp117.315.155.272	\$7.313.068
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp17.597.273.290	\$1.096.960
	Total	Rp922.405.549.337	\$57.499.948

Tabel 6. 17 *Annual Variable Value*

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	Bahan Baku	Rp394.821.160.851	\$24.611.946
2	<i>Packaging dan Shipping</i>	Rp22.500.000.000	\$1.402.581
3	Biaya Bahan Utilitas	Rp129.615.487.648	\$8.079.834
4	<i>Royalities dan Patens</i>	Rp527.918.198	\$32.908
	Total	Rp547.464.566.698	\$32.127.271

Tabel 6. 18 *Annual Sales Value*

No	Komponen	Jumlah Biaya	
1	<i>Annual Sales</i>	\$ 140.258.137	Rp 2.250.000.000.000
	Total	\$ 140.258.137	Rp 2.250.000.000.000

6.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik dimana suatu aktivitas produksi dalam pabrik harus berhenti, hal ini disebabkan ada beberapa penyebab di antaranya yaitu *variable cost* yang sangat tinggi, atau keputusan yang salah dalam pengambilan keputusan yang mengakibatkan *cost* tidak ekonomis dan menyebabkan pabrik tidak menghasilkan profit yang diharapkan. Kapasitas persen minimal suatu pabrik bisa mencapai kapasitas produk dalam jangka waktu satu tahun, apabila persen yang ditentukan tidak bisa dicapai dalam waktu satu tahun maka pabrik yang sebelumnya beroperasi harus diberhentikan atau ditutup sementara atau ditutup secara permanen.

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

$$SDP = 26,18 \%$$

Keterangan:

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

6.5.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah salah satu metode yang digunakan untuk menghitung prospek suatu pertumbuhan investasi dalam beberapa kurun waktu ke depan. Gambaran metode *Discounted Cash Flow Rate of Return* ini jika kita sebagai investor dan menginvestasikan sebagian dana, ingin mengetahui pertumbuhan berapa persen atau mungkin berapa kali lipat setelah beberapa waktu ke depan. Biasa disebut juga arus kas yang terdiskon, dikarenakan dari cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus yang akan datang untuk kemudian dipotong dan bisa menghasilkan nilai pada masa terkini.

Persamaan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut:

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

$$R = S$$

Keterangan:

FC : Keuntungan setelah pajak

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value* (10% FCI)

CF : *Cash flow* setelah pajak

n : Umur pabrik

i : *Interest/ discounted cash flow*

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut:

FCI : Rp 2.346.303.105.458

WCI : Rp 2.410.458.600.696,31

SV : Rp 234.630.310.545,84

n : 10 Tahun

Sehingga diperoleh nilai *trial & error* , kemudian dihitung nilai DCFR
dimana diperoleh nilai DCFR adalah:

DCFR = 19,24%

Bunga Bank Indonesia pada tahun 2024 = 6,25%

1,5 dari Bunga Bank Indonesia = 9,38 %

6.6 Analisa Risiko Pabrik

Untuk mendirikan suatu pabrik, risiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut memiliki risiko yang rendah (*low risk*) atau berisiko tinggi (*high risk*). Adapun parameter untuk menentukan Pabrik Glukomanan yang akan berdiri. Parameter yang digunakan dapat dilihat pada tabel berikut ini:

Tabel 6.18 Parameter Risiko Pabrik

Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
		Low	High
Kondisi Operasi	Suhu tertinggi: 80 °C Tekanan tertinggi: 1 atm	✓	
Karakteristik Bahan Baku dan Produk	Bahan Baku Umbi porang - Tumbuhan dari famili Araceae atau talas-talasan - Berwarna kuning kecoklatan dan daging umbi porang berwarna kuning kemerah-merahan Natrium Metabisulfit - Suhu 30 °C dan tekanan 1 atm - Beracun jika terhirup - Iritasi pada kulit dan reaksi alergi Natrium Klorida	✓	

	- Suhu 80 °C dan tekanan 1 atm - Berisiko meledak jika terdapat reaksi dengan logam basa Aluminium Sulfit - Suhu 30 °C dan tekanan 1 atm - Bahaya kulit dan mata Etanol - Suhu 30 °C dan tekanan 1 atm - Mudah terbakar dan mudah meledak Produk Glukomanan - Serat makanan yang larut dalam air - Berbentuk bubuk putih - Memiliki ikatan polisakarida dengan kandungan karbohidrat yang tinggi		
Tinjauan Proses	Menggunakan proses pemisahan sederhana dengan alat filtrasi	✓	

Berdasarkan tabel diatas mengingat setiap parameter risiko tergolong *low risk*, dimana kondisi operasi proses menggunakan tekanan dan suhu rendah, serta tidak menggunakan bahan beracun dan berbahaya, maka dapat disimpulkan bahwa proses yang berjalan pada pabrik glukomanan ini berisiko rendah.

Selain dari risiko pabrik, harga material utama sangat penting, dimana dalam pabrik ini umbi porang sebagai bahan baku utama dibeli dengan Rp11.000/kg dengan total biaya pengadaan pertahun Rp282.479.721.494,155 atau \$17.608.924,25. Natrium Metabisulfit diperoleh dengan harga Rp15.200/kg dengan biaya pengadaan pertahun Rp9.557.576.964,958/ atau \$595.790,20. NaCl diperoleh dengan harga Rp7.950/kg dengan total biaya pengadaan pertahun sebesar

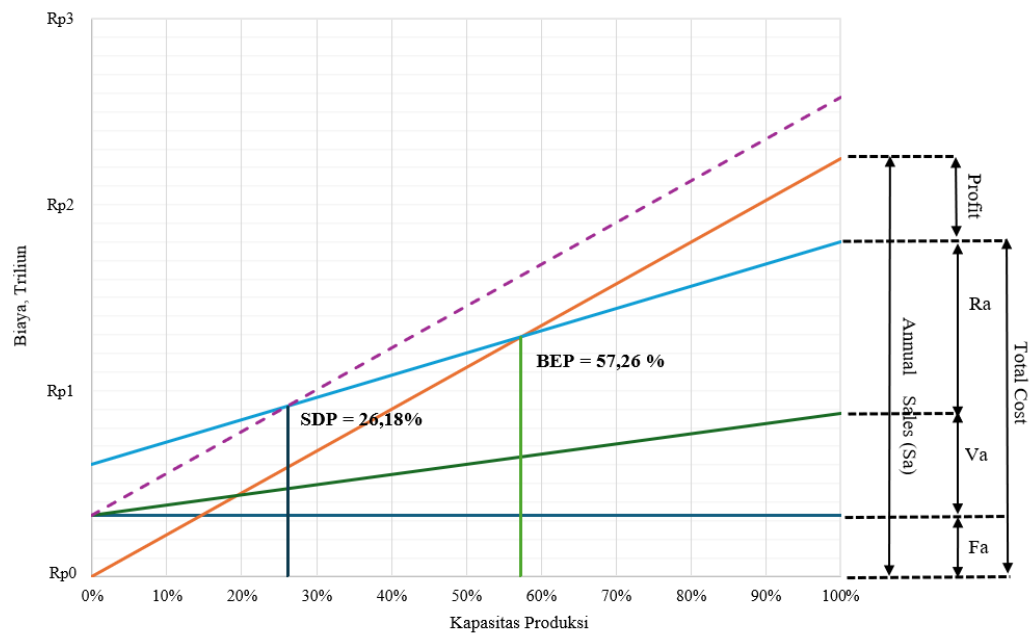
Rp348.340.854,071 atau \$21.714,51. Aluminium Sulfat diperoleh dengan harga perkilogram Rp60.000 dengan total pengadaan pertahun sebesar Rp225.432.982.575.321 atau \$14.052.804,54. Ethanol diperoleh dengan harga Rp21.500/kg dengan biaya pengadaan pertahun Rp158,367,716,934.104.

Harga material utama sangat memengaruhi harga dasar dan keseluruhan perhitungan, maka dapat didapatkan disimpulkan harga dasar (biaya produksi dibandingkan dengan kapasitas produksi/tahun) bernilai Rp239.741 kg/tahun dengan harga jual (total harga dasar dan keuntungan) yaitu sebesar Rp300.000/kg.

Melalui seluruh perhitungan yang dilakukan dan seluruh informasi yang diperoleh maka dapat dinyatakan dalam bentuk tabel dan grafik sebagai berikut:

Tabel 6. 19 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Layak/Tidak
ROI sebelum pajak	19,25 %	Pabrik berisiko rendah minimal bernilai 11%.	Layak
POT sebelum pajak	3,42	Pabrik berisiko rendah maksimal 5 tahun.	Layak
BEP	57,26 %	40%-60%	Layak
SDP	26,18 %	20-30%	Layak
DCFR	9,38 %	>1,5 bunga bank = minimum bernilai 9,38	Layak



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan prancangan pabrik glukomanan menggunakan metode pemanasan dengan larutan NaCl pada kapasitas 7.500 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

- a. Pendirian pabrik Glukomanan dengan kapasitas 7.500 ton/tahun bertujuan untuk memenuhi kebutuhan glukomanan dalam negeri sehingga dapat mengurangi ketergantungan jumlah impor, menciptakan lapangan kerja serta meningkatkan pertumbuhan ekonomi Indonesia.
- b. Pabrik Glukomanan dari Umbi Porang dengan kapasitas 7.500 ton/tahun membutuhkan bahan baku berupa umbi porang sebesar 12.791 kg/jam.
- c. Pabrik Glukomanan dari Umbi Porang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) yang beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun dan akan didirikan pada tahun 2029 di Saradan, Madiun, Jawa Timur dengan luas tanah 12.535 m² dan jumlah karyawan 110 orang.
- d. Ditinjau berdasarkan proses produksi, sifat bahan baku dan produk, pabrik Glukomanan dari Umbi Porang tergolong pabrik yang memiliki risiko rendah (*low risk*)

Berdasarkan analisis ekonomi diperoleh data sebagai berikut:

1. Keuntungan pabrik sebelum pajak sebesar Rp 451.647.449.200 pertahun dan setelah pajak sebesar Rp 338.735.586.900 pertahun.
2. *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 19,25 % dan setelah pajak sebesar 14,44 %. Syarat ROI < 44%, maka pabrik dikatakan layak.
3. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak selama 3,42 tahun dan setelah pajak selama 4,09 tahun. Syarat POT untuk pabrik dikatakan layak maksimal 5 tahun.
4. *Break Event Point* (BEP) pada pabrik Glukomanan sebesar 57,26 %. Nilai tersebut sudah termasuk ke dalam syarat BEP dari pabrik kimia antara 40%-60%.
5. *Shut Down Point* (SDP) pada pabrik Glukomanan sebesar 26,18 %. Nilai SDP umumnya lebih rendah daripada nilai BEP dengan rentang 20%-30%.
6. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) pada pabrik Glukomanan sebesar 9,38 %. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sebesar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.
7. Melalui evaluasi ekonomi yang dilakukan, Pabrik Glukomanan dari Umbi Porang yang dirancang pada kapasitas 7.500 ton/tahun layak dan menarik untuk didirikan.

7.2 Saran

Perancangan pabrik kimia memerlukan pengetahuan dan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan suatu pabrik kimia, maka perlu diperhatikan diantaranya:

1. Optimasi pemilihan alat proses dan alat penunjang serta bahan baku agar pabrik dapat menghasilkan keuntungan yang lebih besar.
2. Memperhatikan pengolahan limbah agar di masa yang akan datang pabrik-pabrik kimia lebih ramah lingkungan.
3. Produksi Glukomanan diharapkan dapat memenuhi kebutuhan di masa yang akan datang dan dapat memenuhi pasar internasional.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1954. Chemical Engineering Cost Estimation. McGraw Hill Book Company Inc, New York.
- Aparamarta, H. W., Rosyada, F. F., Putra, D. R. H., & Gunawan, S. (2022). Pra-Desain Pabrik Tepung Glukomanan Umbi Porang dengan Metode Batchwise Solvent Extraction. *Journal of Fundamentals and Applications of Chemical Engineering*, 3(1), 26–31. <https://doi.org/10.12962/j2964710X.v3i1.18885>
- Badan Pusat Statistika. 2023. Kebutuhan Impor dan Ekspor Xylene 2023.
- Brownell, L. E., dan Young, E. H. 1979. Process Equipment Design. Wiley Eastern Limited. New Delhi.
- Brown, G.G., 1950. Unit Operations. pp, 131-143; 174-186; John Wiley and Sons, Inc, New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 2005, Chemical Engineering, Vol 6, Pergamon Internasional Library, New York.
- C. Lafarge, & N. Cayot, “Potential use of mixed gels from konjac glucomannan and native starch for encapsulation and delivery of aroma compounds: a review,” *Biosynthesis Nutrition Biomedical*, 2017
- Faridah, A., & Widjanarko, S. B. (2013). Optimization of multilevel ethanol leaching process of porang flour (*Amorphophallus muelleri*) using response surface methodology. *International Journal on Advanced Science Engineering Information Technology*, 3(2), 74–80.
- Geankoplis, J.Christie., 1978. Transport Process and Unit Operation. Prentice Hall International.
- Kern, Donald. Q.,1965, "Process Heat Transfer", New York: Mc Graw-Hi Book Company.
- Luo, X., Yao, X., Zhang, C., Lin, X., & Han, B. 2012. Preparation of mid-to-high molecular weight konjac glucomannan (MHKGM) using controllable enzyme-catalyzed degradation and investigation of MHKGM properties. *Journal of Polymer Research*, 19(4).
- Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot .1985. Unit Operation of Chemical Engineering 4th edition. New York : Mc Graw Hill Book Company.
- Sari, Ramdana, dan Suhartati. 2015. Tumbuhan Porang: Prospek Budidaya Sebagai Salah Satu Sistem Agroforestry. *Info Teknis Eboni*. 12(2) Hlm 97- 110.

- Setyono, R. N., Wasi, A., Rahmawati, Y., & Taufany, F. (2021). Pra-Desain Pabrik Konnyakudari Tepung Glukomanan Umbi Porang (*Amorphophallus Oncophyllus*). *Jurnal Teknik Its*, 10(2), 171–176
- Smith, J. M. 1982. *Chemical Engineering Kinetics* 2nd Edition. New York: McGraw Hill Book Company.
- Sudaryadi., R. I. D. and P. H., 2020. Pengaruh Kecepatan Pengadukan dan Waktu Tinggal Reaktan terhadap Temperatur dan Volume Fluida dalam Ratb Bench Scale Untuk Persiapan Sintetis ZBS. *Indo. J. Chem. Scientific*, vol. 9(3), 2020
- Treybal, R,E .1981 . *Mass Transfer Operation*. 3 rd ed, pp 189-210; 252-261, McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- Walas, Stanley M. 1988. *Chemical Process Equipment - Selection and Design*. Boston: Butterworth-Heinemann.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw Hill Education
- Yaseen, E.I., Herald, T.J., Aramouni, F.M., dan Alavi, S. 2005. Rheological properties of selected gum solutions, *Food Res. Int.* 38(2). Hlm 111-119.
- Yuanita, M. 2008. Penurunan Kadar Asam Oksalat pada Tepung Porang menggunakan Kombinasi Hammer Mill, Stamp Mill, dan Fraksinasi Hembusan Blower. Skripsi. Universitas Brawijaya. Malang. Hlm 150

LAMPIRAN A
PERANCANGAN REAKTOR

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR ALIR TANGKI BERPENGADUK

Jenis	: Reaktor Tangki Berpengaduk (RATB)
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi pembentukan Natrium Oksalat dan Kalsium Klorida dari Kalsium oksalat dan Natrium Klorida
Kondisi Operasi	: Suhu : 80 °C
	Tekanan : 1 atm
	Reaksi : Endotermis
	Kadar : 98,52 %
Tujuan	: 1. Menentukan Volume Reaktor (R-01) 2. Menentukan dimensi reaktor (R-01) 3. Merancang Pengaduk 4. Merancang Jaket Pemanas

Alasan Pemilihan RATB:

1. Reaktor dilengkapi pengaduk sehingga komposisi pencampuran serta suhu dapat dipertahankan seragam, hal ini memungkinkan proses berjalan isothermal.
2. Mampu menangani bahan yang berupa padatan dan bubur.
3. Pengontrolan suhu dapat dilakukan lebih mudah dan reaksi kimia yang berlangsung dapat terjaga.

Alasan Pemilihan Jacket Pemanas:

1. Luas transfer panas yang didapatkan lebih kecil jika dibandingkan dengan luas selubung reaktor, sehingga lebih efektif jika menggunakan jacket pemanas.

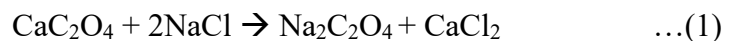
Alasan Pemilihan Pengaduk (*Turbine with 6 flat blade*):

1. Cocok untuk mempercepat terjadinya perpindahan massa dan panas dalam bentuk larutan pada sistem yang saling larut, karena pola aliran yang dihasilkan adalah radial.
2. Cocok untuk viskositas campuran sampai dengan 5×10^4 cP.
3. Cocok untuk volume fluida sampai dengan 20.000 galon (2.673 ft^3).

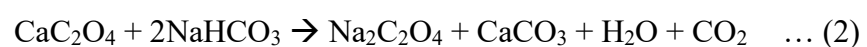
1.1 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

1.1.1 Tinjauan Kinetika

Pada prinsipnya, persamaan laju reaksi kinetik untuk sistem reaktif pada proses produksi glukomanan dapat dilihat pada persamaan berikut:



Kinetika reaksi dapat dijadikan sebagai parameter pendukung yang digunakan untuk mengevaluasi kinerja dari jenis reaktor yang dipilih serta acuan pendekatan yang dilakukan untuk menguji kemampuan konfigurasi reaktor. Keterbatasan data kinetika untuk reaksi yang digunakan pada Persamaan (1), maka digunakan teori pendekatan untuk menunjang perancangan dari jenis reaktor yang digunakan. Berdasarkan uji yang dilakukan oleh Kumoro dkk., 2014 reaksi dan penurunan rumus yang terjadi dapat dilihat sebagai berikut:



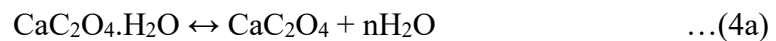
Untuk menentukan koefisien kinetika reaksi (k) dapat menggunakan persamaan kinetika reaksi berikut.

$$-r_A = k.CA.CB \quad \dots(3)$$

Dengan asumsi bahwa:

- f. Senyawa NaHCO_3 sama dengan senyawa NaCl karena persamaan reaksi memiliki fasa yang sama
- g. Senyawa CaC_2O_4 didalam reaktor dianggap homogen
- h. Bahan dianggap sangat berpori sehingga memungkinkan fluida reaktan dan fluida produk lewat dengan bebas (difusivitas setiap komponen fluida besar)
- i. Persamaan laju reaksi pada pengurangan kandungan CaC_2O_4 yang sesuai dengan Persamaan (2) merupakan hasil dari dekomposisi termal dan *leaching*
- j. Persamaan laju kalsium oksalat mengikuti reaksi orde satu

Melihat dari asumsi pada poin c, berikut laju reaksi yang ditampilkan.



Ketika dalam proses reaksi, beberapa CaC_2O_4 mulai larut didalamnya.

Tingkat kelarutan senyawa terhadap NaCl dapat ditulis dengan persamaan berikut.

$$N_{diss} = \frac{dCA_s}{dt} = -k_{diss} \times (CA_s - CA_L) \quad \dots (5)$$

Dimana N_{diss} merupakan Laju Kelarutan CaC_2O_4 (mg/menit). Dengan menagsumsikan bahwa reaksi merupakan reaksi elementer, maka laju reaksi CaC_2O_4 dengan NaCl dapat dituliskan dengan persamaan berikut:

$$N_r = \frac{dCA_L}{dt} = -k_r \times CA_L \times CN_L^2 \quad \dots(6)$$

Pada persamaan diatas N_r merupakan laju reaksi (mol/menit). Mengekspresikan kecepatan reaksi dimana konsentrasi *baking soda* (CN_L^2) jauh lebih tinggi dibandingkan konsentrasi kalsium oksalat (CA_L) dapat disimplifikasi menjadi kr' karena nilai dapat dinyatakan nyaris konstan. Maka reaksi dapat dinyatakan dengan:

$$N_r = \frac{dCA_L}{dt} = -k_r' \times CA_L \quad \dots(7)$$

Dengan adanya panas selama proses berlangsung, maka proses akan mengalami dekomposisi termal yang dapat dinyatakan sebagai :

$$N_{dec} = \frac{dCA_s}{dt} = -k_{dec} \times CA_s \quad \dots(8)$$

Dengan beberapa persamaan yang ada, maka dapat dinyatakan :

$$N_{red} = N_{diss} + N_r + N_{dec} \quad \dots(9)$$

Maka, dengan begitu persamaan kecepatan reduksi kalsium oksalat adalah:

$$N_{red} = \frac{dCA_s}{dt} = -k_{diss} \times (CA_s - CA_L) - k_r' \times CA_L - k_{dec} \times CA_s \quad \dots(10)$$

Proses disosiasi antara kalsium oksalat dan *baking soda* secara ion berlangsung sangat cepat, maka konsentrasi kalsium oksalat akan bernilai nol pada fase *liquid* dan persamaan dapat menjadi:

$$\begin{aligned} N_{red} &= \frac{dCA_s}{dt} = -k_{diss} \times CA_s - k_{dec} \times CA_s \\ &= - (k_{diss} + k_{dec}) \times CA_s \end{aligned} \quad \dots(11)$$

Persamaan akhir dari kecepatan reaksi reduksi kalsium oksalat dimana k_{diss} dan k_{dec} bernilai konstan maka $(k_{diss} + k_{dec}) = k$, sehingga persamaan dapat disederhanakan sebagai berikut:

$$N_{red} = \frac{dCA_s}{dt} = -k \times CA_s \quad \dots(12)$$

$$\ln\left(\frac{CA_{s0}}{CA_s}\right) = k \times t \quad \dots(13)$$

Konstanta kecepatan reaksi (k) dapat ditentukan dengan *slope* antara nilai $\ln\left(\frac{CA_{s0}}{CA_s}\right)$ terhadap waktu (t) dan dengan persamaan Arrhenius dapat dinyatakan bahwa:

$$k = A \times \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad \dots(14)$$

$$\ln k = \ln(A) - \left(\frac{E}{RT}\right) \quad \dots(15)$$

Dimana, nilai A merupakan faktor pre-eksponensial sedangkan nilai E merupakan energi aktivasi. Keduanya dapat didefinisikan dengan membuat grafik antara $\ln(k)$ dengan nilai $(-1/RT)$.

Berdasarkan persamaan diatas laju reaksi dapat diperhitungkan dengan menggunakan data-data yang diperoleh oleh Kumoro dkk., 2014 berdasarkan uji yang dilakukan sebagai berikut :

Tabel 1.1 Data Menghitung Persamaan laju reaksi

Temperature	$k \times 10^3$	Error
(°C)	(1/minute)	(%)
30	1,930	0,9921
70	9,188	0,2528
80	11,7555	0,1748
90	13,550	0,2689
98	16,456	0,1827

Berdasarkan data tabulasi persamaan laju reaksi dari nilai kalsium oksalat pada beberapa variasi suhu maka didapatkan bahwa nilai faktor pre-exponensial (A) bernilai 15,77 (1/menit) dengan nilai energi aktivasi sebesar 21,239 (J/mol.k). Melalui data diatas dapat dihitung konstanta laju reaksi menggunakan persamaan (15) sebagai berikut :

$$\ln k = \ln(A) - \left(\frac{E}{RT}\right) \quad \dots(15)$$

Menggunakan persamaan (15) maka dapat dihitung nilai konstanta laju reaksi sebagai berikut:

$$\ln k = \ln(15,77) - \left(\frac{21,239}{8,3145 \times 298}\right)$$

$$\ln k = 2,74954$$

$$k = 15,6354$$

Maka nilai konstanta laju reaksi bernilai 15,6354 *menit*⁻¹.

1.1.2 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika berfungsi untuk memberi informasi sifat reaksi padaproses yang dilakukan, baik eksotermis maupun endotermis. Selain itu, tinjauan termodinamika ini mampu memberi informasi terkait kecendrungan arah reaksi. Untuk mengetahui kedua hal tersebut digunakan perhitungan entalpi reaksi (ΔH_r) dengan data panas pembentukan standar (H_f°) dan nilai entalpi reaksi Gibbs (ΔG_r) dengan data G_f° pada tekanan 1 atm dan suhu 25°C dari reaktan dan produk (Yaws, 1999). Nilai H_f° dan G_f° masing-masing komponen dapat dilihat pada tabel 1.2 berikut:

Tabel 2.2 Harga H_f° dan G_f° masing-masing komponen

Komponen	H_f° , kJ/mol	G_f° , kJ/mol
CaC_2O_4	-1.674,86	-1.513,98
NaCl	-410,99	-384,05
$\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$	-1.318	-1.210,15
CaCl_2	-795,80	-748,1

(sumber: nist.gov, 2023)

3. Entalpi Reaksi (ΔH_r)

H_f° merupakan nilai panas pembentukan standar. Data ini mendukung perhitungan ΔH_r yang dapat menyatakan sifat reaksi pada proses. Data nilai panas pembentukan proses adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \quad \dots(16) \\
 &= (1 \times \Delta H_f^\circ_{\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4} + 1 \times \Delta H_f^\circ_{\text{CaCl}_2}) - (1 \times \Delta H_f^\circ_{\text{CaC}_2\text{O}_4} + \\
 &\quad 2 \times \Delta H_f^\circ_{\text{NaCl}}) \\
 &= -2.113,8 - (-2.496,84) \\
 &= 383,04 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Nilai yang diperoleh untuk entalpi reaksi adalah sebesar 383,04 kJ/mol. Hasil yang bernilai positif ini menggambarkan reaksi yang berjalan secara endotermis. Reaksi endotermis adalah reaksi kimia yang menyerap kalor.

4. Energi Gibbs (ΔG_r)

G_f° merupakan nilai pembentukan standar Gibbs. Nilai ini mampu menyatakan proses bekerja secara spontan atau tidak spontan. Selain itu, pengolahan data ini memberikan informasi terkait arah reaksi yang berjalan.

Persamaan untuk menghitung entalpi reaksi Gibbs pada temperatur operasi adalah sebagai berikut :

$$\Delta G_r = \Delta G_f^o \text{ produk} - \Delta G_f^o \text{ reaktan} \quad \dots(17)$$

$$\begin{aligned} &= (1 \times \Delta G_f^o_{Na_2C_2O_4} + 1 \times \Delta G_f^o_{CaCl_2}) - (1 \times \Delta G_f^o_{CaC_2O_4} + \\ &\quad 2 \times \Delta G_f^o_{NaCl}) \\ &= -1.958,25 - (-2.282,08) \\ &= 323,83 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Secara termodinamika, kecepatan gerak molekul untuk bereaksi kimia disebut dengan energi Gibbs (ΔG). Besarnya energi Gibbs menunjukkan besarnya Gerakan molekul untuk bereaksi. Semakin besar energi Gibbs maka reaksi kimia membutuhkan energi tambahan gerak molekul yang lambat. (Brownell and Young, 1979)

Perhitungan yang dilakukan memperoleh nilai ΔG_r sebesar 323,83 kJ/mol. Nilai yang bernilai positif ini menyatakan bahwa proses berjalan secara tidak spontan dan membutuhkan energi dalam proses pereaksinya. Berikut rumus dan perhitungan yang digunakan.

$$\ln K = \frac{\Delta G^o}{RT} \quad \dots(18) \text{ (J. Smith Van Ness, 2001)}$$

$$\Delta G^o = -RT \ln K \quad \dots(19)$$

$$K1 = \exp\left(\frac{\Delta G^o}{RT}\right) \quad \dots(20)$$

$$K1 = \exp\left(\frac{323,83}{8,3145 \times 10^{-3} \times 298}\right)$$

$$K1 = \exp(-130,6967)$$

$$K_1 = 1,734 \times 10^{-57}$$

Mencari nilai k menggunakan persamaan (*J. Smith Van Ness, 2001*) yang dapat dituliskan sebagai berikut :

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = -\frac{\Delta H_r}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad \dots(21)$$

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = -\frac{383,04}{8,3145 \times 10^{-3}} \left(\frac{1}{353} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{K_{353}}{K_{298}} = 24,0868$$

$$\frac{K_{353}}{1,734 \times 10^{-57}} = 2,889 \times 10^{10}$$

$$K_{353} = 5,0097 \times 10^{-47}$$

Melalui perhitungan dengan persamaan diatas diperoleh nilai konstanta kesetimbangan pada suhu 353 K bernilai positif dengan nilai $K < 1$, maka reaksi ini berlangsung *reversible* (*J. Smith Van Ness, 2001*). Hal ini dapat terjadi karena reaksi dalam keadaan setimbang dengan konsentrasi reaktan lebih besar dari konsentrasi produk. Selain itu, reaksi yang berjalan endotermis menandakan dilakukannya kenaikan suhu proses yang menggeser kesetimbangan ke arah reaktan. Reaktan yang dibuat berlebih atau melakukan pengurangan produk akan membuat perubahan kesetimbangan, dalam hal ini kesetimbangan akan bergeser ke arah produk atau ruas kanan. Fenomena ini bersesuaian dengan prinsip Le Chatelier, dimana pergeseran kesetimbangan ini dipengaruhi dan dapat dimanipulasi dengan beberapa faktor diantaranya dengan merubah konsentrasi, suhu, tekanan, dan volume.

A. Neraca Massa pada Reaktor (R-01)

Tabel 1.3 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)		Arus Keluar (kg/jam)	
	F12	F13	F14	F15
Air	10830,59		1,63	10588,30
Glukomanan	817,57			817,57
Pati	616,27			616,27
Protein	90,12			90,12
Lemak	1,62			1,62
Serat	271,70			271,70
Kalsium Oksalat	138,32		12,59	125,73
Abu	121,79			121,79
NaCl (<i>liquid</i>)		829,92	37,91	792,01
Natrium Oksalat			131,63	
Kalsium Klorida			109,03	
Subtotal	12887,97	829,92	292,78	13425,11
Total	13717,89		13717,89	

B. Menghitung kecepatan Alir Volumetrik dari Proses yang Terjadi

$$Fv = \frac{\text{massa umpan, kg/jam}}{\text{Densitas Campuran, kg/m}^3} \quad (1.2)$$

Diperoleh hasil sebesar:

$$Fv = 2,80 \text{ m}^3/\text{jam}$$

C. Menghitung Konsentrasi Umpan

Konsentrasi umpan mula-mula dapat dihitung menggunakan prinsip persamaan dasar dimana konsentrasi merupakan perbandingan antara nilai mol larutan dengan volume larutan yang dapat dituliskan sebagai berikut:

$$C = \frac{n}{Fv} \quad (1.3)$$

a) Kalsium Oksalat

$$C_{ao} = \frac{n_a}{Fv} \quad (1.4)$$

$$C_{ao} = 3,859 \times 10^{-4} \text{ kmol/liter}$$

$$C_{ao} = 0,3859 \text{ mol/liter}$$

b) Natrium Klorida

$$C_{bo} = \frac{nb}{Fv} \quad (1.5)$$

$$C_{bo} = 4,0877 \times 10^{-4} \text{ kmol/liter}$$

$$C_{bo} = 0,40877 \text{ mol/liter}$$

Maka nilai konsentrasi umpan dihitung dengan persamaan:

$$C = C_o \times (1 - X) \quad (1.6)$$

$$X\% = 90,90\%$$

a) Kalsium Oksalat

$$C_a = C_{ao} \times (1 - X) \quad (1.7)$$

$$C_a = 0,035 \text{ mol/liter}$$

b) Natrium Klorida

$$C_b = C_{bo} \times (1 - X) \quad (1.8)$$

$$C_b = 0,037 \text{ mol/liter}$$

D. Menghitung Tekanan pada Reaktor

Informasi untuk menghitung tekanan pada reaktor berupa densitas komponen, fraksi, dan densitas campuran. Informasi-informasi tersebut pada proses yang berjalan dapat tuliskan sebagai:

Tabel 1.4 Informasi Komponen

Komponen	Densitas	Fraksi	Jumlah	Densitas Campuran
Kalsium Oksalat	2120	0.0117	24.70501785	24.71
Natrium Klorida	2160	0.0056	12.16149362	12.16
Natrium Oksalat	2340	0.0000	0	0.00
Kalsium Klorida	2150	0.0000	0	0.00
Air	1000	0.9827	61.48	982.72
Total		1.00	98.34	1.019.58

Berdasarkan Brownell & Young, 1959 tekanan pada reaktor dapat diperhitungkan dengan menggunakan persamaan:

$$p = \rho \frac{(H-1)}{144} \quad (1.9)$$

Dimana,

p = Nilai tekanan hidrostatik

ρ = Densitas campuran

H = Tinggi Fluida

Maka didapatkan tekanan bernilai 1,7575 atm. Melalui nilai ini dapat dihitung tekanan total dalam tangki (P desain) dengan mengalikan tekanan hidrostatik dan *over design* yang dilakukan, sehingga:

$$P \text{ desain} = \text{atm}$$

E. Menghitung Nilai Laju Reaksi

Konstanta laju reaksi (k) dari proses penghilangan kalsium oksalat pada umbi porang bernilai 15,6354 menit⁻¹. Laju reaksi pada reduksi kalsium oksalat secara sederhana dapat dinyatakan dalam bentuk persamaan (Kumoro dkk, 2014):

$$r = N_{red} = \frac{dCA_s}{dt} = -k \times CA_s \quad (1.10)$$

Rumus diatas dapat diturunkan sehingga didapatkan nilai laju reaksi:

$$r = 258,87 \text{ mol/jam}$$

F. Menghitung Waktu Tinggal

Berdasarkan Sudaryadi dkk, 2020 waktu tinggal suatu fluida yang ada pada reaktor (τ) dipengaruhi oleh konstanta kecepatan reaksi (k) dan konversi reaksi (X_n) dimana dapat dinyatakan sebagai:

$$X_n = \frac{\tau k}{1 + \tau k} \quad (1.11)$$

Maka, nilai waktu tinggal dapat diperhitungkan menggunakan rumus:

$$\tau = \frac{X_n}{k(1 - X_n)} \quad (1.12)$$

Menggunakan rumus diatas didapatkan waktu tinggal pada reaktor (R-01):

$$\tau = 38.3323 \text{ menit}$$

G. Menentukan Dimensi Reaktor

Volume Reaktor berdasarkan optimasi yang dilakukan adalah sebesar 10568,69 galon dengan mempertimbangkan faktor keamanan tangki maka dilakukan *over design* sebesar 20%, sehingga didapatkan volume reaktor adalah sebagai berikut:

Volume Reaktor	= 98.390,40 galon	= 372,45 m ³
Volume reaktor over design 20%	= 118.068,48 galon	= 446,94 m ³

a) Menghitung Tinggi dan Diameter Reaktor

Reaktor yang digunakan berbentuk vertikal dimana diameter tangki sama dengan diameter reaktor. Dalam mengukur volume reaktor perancangan digunakan diameter dan tinggi reaktor perancangan berdasarkan persamaan Brownell & Young, 1959 dimana tinggi reaktor dapat diasumsikan 1,5 kali diameter reaktor perancangan. Persamaan tersebut dapat dinyatakan sebagai:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 V_{shell}}{\pi}} \quad (1.13)$$

$$V = \frac{\pi D^2 (H)}{4} \quad (1.14)$$

Berdasarkan persamaan diatas, maka didapatkan tangki perancangan berdimensi:

$$D = 7,80 \text{ m}$$

$$H = 7,80 \text{ m}$$

$$V = 372,45 \text{ m}^3$$

Tinggi larutan pada reaktor diasumsikan 80% dari tinggi reaktor perancangan, sehingga didapatkan:

$$H_{\text{fluida}} = 6,24 \text{ m}$$

b) Menghitung Tebal Dinding Reaktor

$$ts = \frac{p \times r}{(f \times E - 0,6P)} \quad (1.15) \text{(Brownell \& Young, 1959)}$$

Dimana,

P = Tekanan pada reaktor desain

E = efisiensi pada sambungan 0,8

Single-welded butt joint with backing strip, no radiographed

(Tabel 13.2, Brownell & Young, 1959)

f = Nilai tegangan material

Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316 18.750 psi (Tabel 13.1,
Brownell & Young, 1959)

r = jari-jari reaktor

maka diperoleh nilai:

ts = 0,54 in
= 0,014 m

Berdasarkan nilai tersebut dipilih tebal shell standar yaitu 5/8 in

ts (standar) = 0,625 in
= 0,016 m

Outside diameter dari reaktor dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

OD = ID + (2 x ts standar)
OD = 156 in
= 3,96 m

Berdasarkan Brownell & Young 1959, OD standar berukuran OD adalah 156 in dengan nilai r (*radius*) sebesar 144 in dan icr (*inside-corner radius*) sebesar 9,375 in

OD standar = 156 in
= 3,96 m

r = 144 in
= 3,6576 m

icr = 9,375 in
= 0,2381 m

c) Menentukan Tebal Head

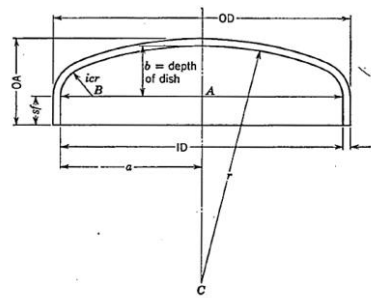
Jenis head yang digunakan berbentuk *torispherical dishead*. Pemilihan jenis ini didasarkan pada tekanan yang digunakan dalam proses, dimana jenis ini mampu mendukung proses dengan tekanan 15-200 psi. Dalam menentukan tebal head dapat digunakan persamaan Brownell & Young, 1959:

$$th = \frac{Wprc}{2fE-0.2p} + c \quad (1.16)$$

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{rc/icr}) \quad (1.17)$$

th	=	Tebal <i>head</i> (in)
P	=	Tekanan desain (psi)
rc	=	<i>Radius knuckle</i> , in
icr	=	<i>Inside corner radius</i> (in)
w	=	<i>stress-intensitication factor</i>
E	=	Effisiensi pengelasan
C	=	Faktor korosi (in), 0,125 in
w	=	1,73 in = 0,0439 m
th	=	0,5640 in = 0,01433 m

Untuk tipe *torispherical dished heads* dimensi head dapat dihitung dengan menggunakan beberapa persamaan menurut Brownell & Young, 1959 yang dapat dinyatakan sebagai berikut:



Gambar 1.1 *Torispherical dished heads*

$$\begin{aligned} a &= ID/2 \\ &= 77,38 \text{ in} \\ &= 1,97 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 27,81 \text{ in} \\ &= 0,71 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= ID/2 - (icr) \\ &= 68,00 \text{ in} \\ &= 1,73 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - (icr) \\ &= 134,63 \text{ in} \\ &= 3,42 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 116,19 \text{ in} \\ &= 2,95 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= t + b + sf \\ &= 29,94 \text{ in} \\ &= 0,76 \text{ m} \end{aligned}$$

Dimensi reaktor dapat disimpulkan sebagai :

$$\text{Tinggi reaktor} = 7,83 \text{ m}$$

$$\text{Volume dished head} = 0,03 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume sf} = 0,003 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume head} = 0,033 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Shell} = 372,45 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 372,50 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume bottom} = 0,02 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi Cairan} = 6,24 \text{ m}$$

$$\text{Volume Cairan} = 372,40 \text{ m}^3$$

H. Menghitung Dimensi Pengaduk

Berdasarkan Geankopolis,1978 perhitungan dimensi pengaduk dapat dilakukan dengan prinsip similaritas:

$$\frac{Dt}{Di} = 3$$

$$\frac{ZI}{Di} = 3,9$$

$$\frac{Zi}{Di} = 1,3$$

$$\frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{W}{Di} = \frac{1}{5}$$

Maka dapat dinyatakan bahwa,

$$DI = \text{diameter pengaduk} = 1,31 \text{ m}$$

L	= Panjang Blade Pengaduk	= 0,33 m
W	= Lebar Blade Pengaduk	= 0,26 m
J	= Lebar Baffle	= 0,33 m
Zi	= Jarak Pengaduk	= 0,44 m
Zl	= Tinggi Pengaduk	= 5,11 m

Kecepatan putar pengaduk dapat dihitung dengan (N):

$$N = \frac{600}{\pi d} = \sqrt{\frac{WELH}{2d}} \quad (1.18)$$

WELH = *water equivalent liquid height*, 3,6858 ft

N = Kecepatan putar pengaduk

d = Diameter Pengaduk

h cairan = tinggi cairan dalam tangki

Sg = *Specific Gravity*, 0,7814

Maka,

N = 33,48 rpm

I. Menghitung Daya Motor

Nilai Re dapat dihitung menggunakan persamaan Geankopolis, 1978

$$Re = \frac{N \rho D_i^2}{\mu_{campuran}} \quad (1.19)$$

$$Re = 2.268,1614$$

Berdasarkan Walas, 1988 nilai Np dapat ditentukan berdasarkan grafik hubungan antara Re dan Np. Nilai Np didapat adalah sebesar:

$$Np = 1,3$$

Menghitung tenaga pengaduk dapat dilakukan dengan persamaan

(Geankopolis, 1978) yang dinyatakan sebagai berikut:

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5}{g_c} \quad (1.20)$$

Dimana,

P = Daya Pengaduk

N_p = Power Number

N = Kecepatan Pengaduk

ρ = Densitas Campuran

D = Diameter Pengaduk

g_c = Gravitasi

Maka didapatkan nilai P adalah sebesar 23,14 Hp

P = 23,14 Hp

Melalui nilai daya pengaduk dapat dihitung dengan:

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

Daya motor = 28,93 Hp = 30 Hp (standar NEMA)

J. Perancangan Jaket Pemanas Reaktor (R-01)

Jaket pemanas dipilih pada proses ini dengan alasan sebagai berikut:

- Reaksi pada reaktor (R-01) berlangsung dengan sifat endotermis, sehingga proses membutuhkan panas dari luar proses agar mencapai temperatur proses. Penggunaan jaket pemanas bertujuan agar suhu proses dapat dijaga stabil dan proses berjalan optimal yakni pada 80°C.
- Pada perhitungan selubung reaktor didapatkan bahwa nilai luas selubung reaktor lebih besar dibandingkan luas transfer panas dengan

begitu penggunaan jaket pemanas akan lebih efektif

- a) Menghitung Selubung Reaktor

$$a = OD \times H + \left(\frac{\pi}{4} \times OD^2 \right) \quad (1.21)$$

Dimana,

OD = *Outside diameter*

H = tinggi vessel

a = luas selubung reaktor

a = 43,23 m²

- b) Menghitung Luas Transfer Panas

Berdasarkan Kern, 1965 luas transfer panas dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$\Delta t = LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \quad (1.22)$$

$$Q = UD \times A \times \Delta LMTD \quad (1.23)$$

LMTD = *Log mean temperature difference*

μ = viskositas campuran

U = Ud = *Overall coefficient of heat transfer*

Berdasarkan Kern, 1965 dengan nilai viskositas campuran maka nilai Ud untuk hot fluid berupa steam adalah bernilai 100-200 btu/ft².f.jam

A = Luas transfer Panas

Informasi temperatur suhu yang berjalan adalah sebagai berikut:

Tabel 1.5 Informasi Suhu Reaktor

Keterangan	Kode	Celcius (°C)	Fahrenheit (°F)
T media pemanas masuk	T1	150	423,15
T media pemanas keluar	T2	95	368,15
T fluida dingin masuk	t1	30	303,15
T fluida dingin keluar	t2	80	353,15

$$\Delta LMTD = \frac{(302 - 176) - (203 - 86)}{\ln \frac{(302 - 176)}{(203 - 86)}}$$

$$\Delta LMTD = 121,44 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kebutuhan panas dapat dihitung dengan nilai-nilai yang diperoleh dari neraca panas pada reaktor:

$$\begin{aligned} \text{Beban panas (Q steam)} &= \Delta H1 + \Delta H_r - \Delta H2 \\ &= 2.559.289,60 + 2.507.951,23 - 383,04 \\ &= 51.721,41 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{Ud \times \Delta LMTD} \\ &= \frac{51.721,41}{6 \times 121,44} \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A = 28,39 \text{ m}^2$$

c) Menghitung nilai h_i , h_{io} , dan h_o

Perhitungan dapat dilakukan menggunakan persamaan Kern, 1965 :

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{c \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (1.24)$$

$$h_{io} = h_i \frac{A_i}{A} = h_i \frac{ID}{OD} \quad (1.25)$$

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (1.26)$$

Tabel 1.6 Hasil Perhitungan pendukung reaktor

Keterangan		Nilai	Satuan
ID = Di	ID <i>Shell</i>	12,89	ft
OD	<i>outside</i> diameter	12,99	ft
ρ	densitas campuran	0,43	lb/ft ³
Cp	kapasitas panas larutan	0,05	Btu/Lb.F
L	diameter pengaduk	4,30	ft
N	kecepatan rotasi pengaduk	33	rph
k	konduktivitas panas larutan	117,70	Btu/h.ft.F
μ	viskositas larutan	2,01	lb/ft.hr
μ (air)	viskositas air 30°C	7,09	lb/ft.h
ρ	densitas air 30°C	0,02	lb/ft ³
Cp	kapasitas panas air 30°C	0,29	btu/lb/ft
k	konduktivitas panas larutan	0,36	btu/h.ft.F

$$h_i = 5,59 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$h_{io} = 5,55 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$h_o = 6,38 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{F}$$

d) Menghitung U_c , U_d , dan R_d

Perhitungan menggunakan persamaan Kern, 1965 dimana persamaan dapat diuraikan seperti:

$$U_c = \frac{h_i h_{io}}{h_i + h_{io}} \quad (1.27)$$

$$U_c = \frac{41,14 \times 40,91}{41,14 + 40,91} \quad (1.28)$$

$$U_c = 2,78$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (1.29)$$

Berdasarkan Coulson, 2005 R_d yang diizinkan adalah berkisar 0,00067 hingga 0,0002 $\text{m}^2.\text{C}/\text{w}$ maka dipilih R_d dengan nilai 0,0002 $\text{m}^2.\text{C}/\text{w}$

$$U_d = 2,78$$

e) Menghitung Tebal Jaket Pemanas

Dalam menghitung tebal jaket, dapat digunakan beberapa persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{m}{\rho_{steam}} \quad (1.30)$$

$$V = 76,478 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_j = v \times \text{waktu tinggal}$$

$$V_j = 48,86 \text{ m}^3$$

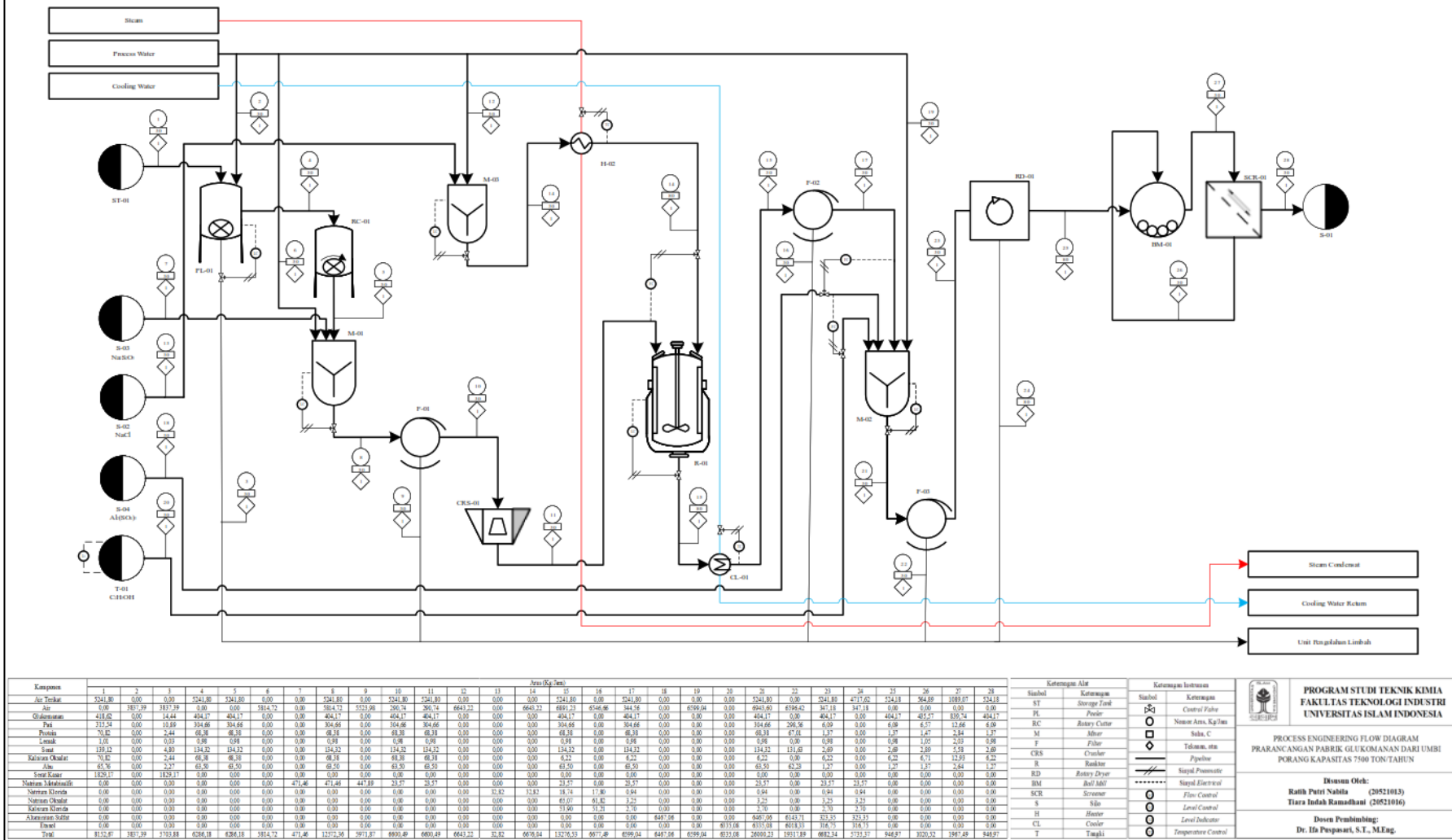
$$V_j = \frac{\pi}{4} \times (D_j^2 - OD^2) \times H$$

$$D_j = 4,86 \text{ m}$$

$$\text{Tebal jaket (Tj)} = \frac{D_j - OD}{2}$$

$$T_j = 0,465 \text{ m}$$

LAMPIRAN B
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
(PEFD)



LAMPIRAN C
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN
PRARANCANGAN PABRIK

KARTU PEMBIMBINGAN TUGAS AKHIR

1. Nama Mahasiswa : Ratih Putri Nabila
NIM : 20521013
2. Nama Mahasiswa : Tiara Indah Ramadhani
NIM : 20521016
Judul Prarancangan Pabrik : PRARANCANGAN PABRIK
 GLUKOMANAN DARI UMBI PORANG
 KAPASITAS 7.500 TON/TAHUN
Nama Dosen Pembimbing : Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.T.

NO	TANGGAL	KONSULTASI	PARAF DOSEN
1	26 September 2023	Bimbingan mengenai judul prarancangan pabrik, menentukan kapasitas pabrik, dan proses yang terjadi.	Ifa
2	02 Oktober 2023	Bimbingan mengenai Luaran 1 yaitu kapasitas pabrik	Ifa
3	10 Oktober 2023	Bimbingan mengenai Luaran 2 yaitu pemilihan proses yang mencakup tinjauan pustaka, tinjauan kinerika, dan termodinamika	Ifa
4	15 November 2023	Bimbingan mengenai Luaran 3 yaitu penentuan spesifikasi bahan	Ifa
5	23 November 2023	Bimbingan mengenai Luaran 4 yaitu diagram alir kualitatif	Ifa
6	27 November 2023	Bimbingan mengenai Luaran 5 yaitu neraca massa	Ifa
7	20 Desember 2023	Bimbingan mengenai Luaran 6 yaitu prancangan reaktor	Ifa
8	05 Maret 2024	Bimbingan mengenai Luaran 7 yaitu alat pemisah dan alat pendukung	Ifa
9	21 Maret 2024	Bimbingan mengenai Luaran 8 yaitu PEFD	Ifa
10	28 Maret 2024	Bimbingan mengenai Luaran 9 yaitu alat penyimpanan bahan	Ifa

11	24 Mei 2024	Bimbingan mengenai Luaran 10 yaitu alat transportasi bahan	H ₂
12	29 Mei 2024	Bimbingan mengenai Luaran 11 yaitu alat penyimpanan bahan	H ₂
13	02 Juli 2024	Bimbingan mengenai Luaran 12 yaitu mengenai neraca panas	H ₂
14	19 Juli 2024	Bimbingan mengenai Luaran 13 yaitu mengenai utilitas	H ₂
15	30 Juli 2024	Bimbingan Luaran 14 yaitu mengenai lokasi pabrik	H ₂
16	22 Agustus 2024	Bimbingan Luaran 15 yaitu mengenai evaluasi ekonomi	H ₂
17	26 Agustus 2024	Bimbingan Luaran 16 yaitu naskah pendadaran	H ₂