

PRARANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PISANG DENGAN
PROSES HIDROLISIS ENZIM KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN



SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan
pendidikan diploma empat (D4) Program Studi Teknologi Kimia Industri
Jurusan Teknik Kimia
Politeknik Negeri Ujung Pandang

ANGGITA JOLYMISEA EKA RIMMA 432 22 202
JOIS APRIANTI P 432 22 207

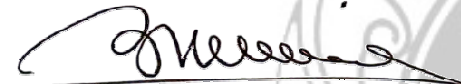
PROGRAM STUDI D4 TEKNOLOGI KIMIA INDUSTRI
JURUSAN TEKNIK KIMIA
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG
MAKASSAR
2024

HALAMAN PERSETUJUAN

Skripsi dengan judul “Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Pisang dengan Proses Hidrolisis Enzim Kapasitas 20.000 Ton/Tahun” oleh Anggita Jolymisea Eka Rimma NIM 432 22 202 dan Jois Aprianti P NIM 432 22 207 telah diujikan.

Makassar, 30 Juli 2024

Pembimbing I Menyetujui Pembimbing II


Ir. Barlian Hasan, M.T.
NIP. 19591112 199003 1 001


Dr. Fajriyati Mas'ud, STP., M.Si.
NIP. 19720628 200812 2 001

Mengetahui
a.n. Direktur
Kema Jurusan Teknik Kimia


Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc.
NIP. 19650320 199202 1 001

HALAMAN PENGESAHAN

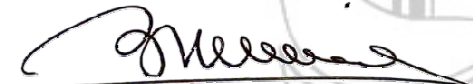
Skripsi dengan judul “Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Pisang dengan Proses Hidrolisis Enzim Kapasitas 20.000 Ton/Tahun” oleh Anggota Jolymisea Eka Rimma NIM 432 22 202 dan Jois Aprianti P NIM 432 22 207 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan Teknik pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 19 Agustus 2024

Menyetujui

Pembimbing I

Pembimbing II



Ir. Barlian Hasan, M.T.
NIP 19591112 199003 1 001



Dr. Fajriyati Mas'ud, STP., M.Si.
NIP 19720628 200812 2 001

Mengetahui
a.n. Direktur

Koordinator Program Studi D4 Teknologi Kimia Industri



Dr. Fajriyati Mas'ud, STP., M.Si.
NIP 19720628 200812 2 001

HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, Senin tanggal 19 Agustus 2024, tim penguji ujian skripsi telah menerima hasil ujian skripsi mahasiswa Anggita Jolymisea Eka Rimma NIM 432 22 202 dan Jois Aprianti P NIM 432 22 207 dengan judul “Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Pisang dengan Proses Hidrolisis Enzim Kapasitas 20.000 Ton/Tahun”.

Makassar, 19 Agustus 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi:

- | | | |
|--|--------------|---|
| 1. Dr. Joice Manga, S.T., M.T. | Ketua | () |
| 2. Vilia Darma Paramita, STP., M.Sc., PhD. | Sekretaris | () |
| 3. Dra. Abigael Todingbua', M.Si. | Anggota | () |
| 4. Setyo Erna Widiyanti, S.ST., M.Eng. | Anggota | () |
| 5. Ir. Barlian Hasan, M.T. | Pembimbing 1 | () |
| 6. Dr. Fajriyati Mas'ud, STP., M.Si. | Pembimbing 2 | () |

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, atas limpahan berkat dan rahmat-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi ini dengan baik. Penulisan skripsi yang berjudul “Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Pisang dengan Proses Hidrolisis Enzim Kapasitas 20.000 Ton/Tahun” dibuat untuk memenuhi salah satu syarat ujian guna menyelesaikan studi pada program Diploma Empat Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Penulis dapat menyadari bahwa rampungnya skripsi ini tidak lepas dari dukungan, motivasi, bimbingan dan pengertian dari berbagai pihak. Oleh karena itu penulis mengucapkan terima kasih dan penghargaan yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Ir. Ilyas Mansur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
2. Bapak Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
3. Ibu Dr. Fajriyati Mas'ud, STP., M.Si. selaku Koordinator Program Studi D4 Teknologi Kimia Industri.
4. Bapak Ir. Barlian Hasan, M.T. dan Ibu Dr. Fajriyati Mas'ud, STP., M.Si. selaku Dosen Pembimbing yang telah mencurahkan perhatian dan kesempatannya untuk mengarahkan penulis dalam menyelesaikan skripsi ini.
5. Orang tua serta segenap keluarga yang selalu memberikan motivasi, nasehat, cinta, perhatian, dan kasih sayang serta doa yang tentu takkan bisa penulis balas.
6. Segenap Dosen Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang yang membimbing dan membekali penulis dengan ilmu pengetahuan selama perkuliahan dan pengerjaan tugas-tugas kuliah.

7. Seluruh Civitas Akademika Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang yang telah memberikan dukungan kepada penulis.
8. Teman-teman yang senantiasa selalu membantu dan memberikan dukungan yang besar selama masa belajar penulis.
9. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu, atas segala dukungan, semangat, ilmu dan pengalaman berharga yang diberikan.

Penulis menyadari bahwa penulisan skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan yang disebabkan oleh keterbatasan pengetahuan dan pengalaman penulis, untuk itu saran dan kritik yang membangun dari berbagai pihak sangat penulis harapkan demi penyempurnaan skripsi ini.

Akhir kata, penulis berharap semoga skripsi ini dapat bermanfaat bagi pembaca dan dapat dijadikan referensi demi pengembangan ke arah yang lebih baik.

Makassar, 19 Agustus 2024

Penulis

DAFTAR ISI

	Hlmn.
HALAMAN SAMPUL	i
HALAMAN PERSETUJUAN	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
HALAMAN PENERIMAAN	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR LAMPIRAN	xi
SURAT PERNYATAAN	xii
RINGKASAN	xiv
<i>SUMMARY</i>	xv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tujuan Perancangan	2
1.3 Manfaat Perancangan	2
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	3
2.1 Pisang	3
2.2 Pati	3
2.3 Sirup Glukosa	4
2.4 Hidrolisis Pati	5
2.5 Pemilihan Proses	8
2.6 Sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku Produk	9
BAB III PENENTUAN KAPASITAS DAN PEMILIHAN LOKASI PABRIK	12
3.1 Kapasitas Pabrik	12
3.2 Lokasi Pabrik	20
BAB IV DESKRIPSI / URAIAN PROSES	24
4.1 Persiapan Bahan Baku	24
4.2 Proses Hidrolisis	24
4.3 Proses Pemurnian dan Pemekatan	26

BAB V NERACA MASSA DAN ENERGI	28
5.1 Neraca Massa	28
5.2 Neraca Energi	37
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN PROSES	40
BAB VII UTILITAS DAN UNIT PENDUKUNG PROSES	52
7.1 Unit Pengadaan Air	52
7.2 Kebutuhan Air	54
7.3 Unit Pengadaan Listrik	59
7.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar	60
7.5 Unit Pengolahan Limbah	61
7.6 Spesifikasi Peralatan	64
BAB VIII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	72
8.1 Instrumentasi	72
8.2 Keselamatan Kerja	73
BAB IX TATA LETAK PABRIK	79
BAB X STRUKTUR ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN	83
10.1 Struktur Organisasi	83
10.2 Bentuk Perusahaan	86
10.3 Pembagian Tugas dan Wewenang	86
BAB XI ANALISIS KELAYAKAN EKONOMI	93
11.1 Modal Investasi/ <i>Capital Investment</i> (CI)	93
11.2 Biaya Produksi Total/ <i>Total Cost</i> (TC)	95
11.3 Total Penjualan (<i>Total Sales</i>)	97
11.4 Bonus Perusahaan	97
11.5 Perkiraan Rugi/Laba Usaha	97
11.6 Analisa Aspek Ekonomi	97
BAB XII KESIMPULAN	101
DAFTAR PUSTAKA	102

DAFTAR TABEL

	Hlmn.
Tabel 2.1 Komponen Pisang (Pisang Raja)	3
Tabel 2.2 Syarat Mutu Sirup Glukosa	5
Tabel 2.3 Perbandingan Metode Hidrolisis	8
Tabel 3.1 Produksi Pisang di Sulawesi Selatan	12
Tabel 3.2 Pertumbuhan Produksi Pisang di Sulawesi Selatan	13
Tabel 3.3 Daftar Pabrik Penghasil Sirup Glukosa di Indonesia	15
Tabel 3.4 Daftar Pabrik Penghasil Sirup Glukosa Internasional	15
Tabel 3.5 Data Impor Sirup Glukosa	16
Tabel 3.6 Data Ekspor Sirup Glukosa	16
Tabel 3.7 Data Jumlah Produksi, Konsumsi, Impor dan Ekspor	18
Tabel 3.8 Pertumbuhan Produksi dan Konsumsi Sirup Glukosa	18
Tabel 3.9 Pertumbuhan Impor dan Ekspor Sirup Glukosa	19
Tabel 5.1 Neraca Massa (Basis)	28
Tabel 5.2 Neraca Massa Blender	30
Tabel 5.3 Neraca Massa Reaktor Liquefikasi	30
Tabel 5.4 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi	32
Tabel 5.5 Neraca Massa Tangki <i>Decolorizing</i>	33
Tabel 5.6 Neraca Massa <i>Filter Press</i>	34
Tabel 5.7 Neraca Massa <i>Kation Exchanger</i>	35
Tabel 5.8 Neraca Massa <i>Anion Exchanger</i>	36
Tabel 5.9 Neraca Massa Evaporator	37
Tabel 5.10 Neraca Energi Blender	37
Tabel 5.11 Neraca Energi Reaktor Liquefikasi	38
Tabel 5.12 Neraca Energi <i>Cooler 1</i>	38
Tabel 5.13 Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi	38
Tabel 5.14 Neraca Energi <i>Filter Press</i>	38
Tabel 5.15 Neraca Energi Evaporator	39
Tabel 5.16 Neraca Energi <i>Cooler 2</i>	39
Tabel 7.1 Kebutuhan Air Proses	54
Tabel 7.2 Kebutuhan Uap (<i>Steam</i>)	55
Tabel 7.3 Persyaratan Batas Air Umpan	55
Tabel 7.4 Kebutuhan Air Pendingin	55
Tabel 7.5 Parameter Fisik Standar Baku Mutu Air Sanitasi	57
Tabel 7.6 Parameter Biologi Standar Baku Mutu Air Sanitasi	58
Tabel 7.7 Parameter Kimia Standar Baku Mutu Air Sanitasi	58
Tabel 7.8 Pemakaian Air	58
Tabel 7.9 Total Kebutuhan Air	59
Tabel 7.10 Kebutuhan Listrik untuk Pengolahan Air	60
Tabel 10.1 Sistem Penggajian Karyawan	91
Tabel 10.2 Siklus Pergantian <i>Shift</i>	92

DAFTAR GAMBAR

	Hlmn.
Gambar 3.1 Grafik Ketersediaan Bahan Baku di Sulawesi Selatan	12
Gambar 3.2 Grafik Impor Sirup Glukosa di Indonesia	16
Gambar 3.3 Grafik Ekspor Sirup Glukosa di Indonesia	17
Gambar 3.4 Lokasi Pabrik	21
Gambar 7.1 Diagram Alir Proses Pengolahan Limbah Cair	63
Gambar 7.2 Diagram Alir Pengolahan Air	71
Gambar 10.1 Struktur Organisasi Perusahaan	85



DAFTAR LAMPIRAN

	Hlmn.
Lampiran A Neraca Massa	LA. 1
Lampiran B Neraca Energi	LB. 1
Lampiran C Spesifikasi Peralatan	LC. 1
Lampiran D Analisa Ekonomi	LD. 1



SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Anggita Jolymisea Eka Rimma

NIM : 432 22 202

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi ini, yang berjudul “Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Pisang dengan Proses Hidrolisis Enzim Kapasitas 20.000 Ton/Tahun” merupakan gagasan, hasil karya sendiri dengan arahan pembimbing dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar pustaka laporan tugas akhir ini.

Jika pernyataan saya tersebut tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 19 Agustus 2024



Anggita Jolymisea Eka Rimma

NIM 432 22 202

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Jois Aprianti P

NIM : 432 22 207

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi ini, yang berjudul “Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Pisang dengan Proses Hidrolisis Enzim Kapasitas 20.000 Ton/Tahun” merupakan gagasan, hasil karya sendiri dengan arahan pembimbing dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar pustaka laporan tugas akhir ini.

Jika pernyataan saya tersebut tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 19 Agustus 2024

Jois



Aprianti P

NIM 432 22 207

PRARANCANGAN SIRUP GLUKOSA DARI PISANG DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIM KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

RINGKASAN

Pabrik sirup glukosa dirancang dengan kapasitas 20.000 ton/tahun menggunakan bahan baku pisang (pisang raja). Lokasi pabrik sirup glukosa didirikan di Kecamatan Pakatto, Gowa, Sulawesi Selatan dengan luas tanah 10.000 m². Lokasi pabrik tersebut dekat dengan tempat tersedianya bahan baku yaitu di Kecamatan Pattallassang, Gowa, Sulawesi Selatan. Pabrik beroperasi selama 330 hari setiap tahun dan 24 jam/hari. Bentuk perusahaan berupa Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah tenaga kerja sebanyak 144 orang.

Pabrik sirup glukosa dari pisang dilakukan dengan proses hidrolisis enzim. Proses hidrolisis yang berlangsung dalam reaktor terdiri dari tahap liquifikasi menggunakan enzim amilase (temperatur 95°C dan tekanan 1 atm) dan sakarifikasi menggunakan enzim glucoamilase (temperatur 60°C dan tekanan 1 atm). Setelah proses hidrolisis yang menghasilkan larutan glukosa dilakukan proses pemurnian yang terdiri dari tahap *decolorizing*, filtrasi, dan penukaran ion. Kemudian larutan glukosa di pekatkan dengan menggunakan evaporator untuk menghasilkan sirup glukosa.

Utilitas pendukung pabrik sirup glukosa meliputi penyediaan air sebanyak 199.807,70 kg/jam. Kebutuhan air terdiri dari air proses, air pendingin, air umpan *boiler* dan air sanitasi. Air tersebut berasal dari air sungai yang telah melalui proses pengolahan air. Kebutuhan *steam* yang digunakan sebanyak 13.492,52 kg/jam yang diproduksi *boiler*. Lalu kebutuhan tenaga listrik disuplai oleh Perusahaan Listrik Negara (PLN) sebanyak 763 kW. Serta kebutuhan bahan bakar sebanyak 194,55 liter/jam.

Hasil analisa kelayakan ekonomi terdiri dari total modal investasi yang dibutuhkan sebesar Rp 196.822.990.599 yang terdiri dari modal investasi tetap dan modal kerja. Persentase *Profit Margin* (PM) adalah 14,6%; *Break Even Point* (BEP) adalah 39%; *Return Of Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 45% dan setelah pajak adalah 34%; *Pay Out Time* (POT) adalah sebelum pajak 2 tahun dan setelah pajak 3 tahun; *Cash Flow* adalah Rp 61.769.421.776; *Net Present Value* (NPV) adalah Rp Rp184.185.829.226 dan *Internal Rate of Return* (IRR) adalah 28,75%.

PRE DESIGN OF GLUCOSE SYRUP PLANT FROM BANANA WITH ENZYME HYDROLYSIS PROCESS CAPASITY 20.000 TONS/YEAR

SUMMARY

The glucose syrup plant is designed with a capacity of 20,000 tons/year using banana (plantain) raw materials. The location for the glucose syrup plant was established in Pakatto District, Gowa, South Sulawesi with a land area of 10,000 m². The location of the plant is close to where raw materials are available, namely in Pattallassang District, Gowa, South Sulawesi. The plant operates 330 days each year and 24 hours/day. The company is in the form of a Limited Liability Company (PT) with a workforce of 144 people.

Glucose syrup production from bananas is carried out using an enzyme hydrolysis process. The hydrolysis process that takes place in the reactor consists of a liquefaction stage using the amylase enzyme (temperature 95°C and 1 atm pressure) and saccharification using the glucoamylase enzyme (temperature 60°C and 1 atm pressure). After the hydrolysis process which produces a glucose solution, a purification process is carried out consisting of decolorization, filtration and ion exchange stages. Then the glucose solution is concentrated in an evaporator to produce glucose syrup.

Supporting utilities for the glucose syrup plant include water supply of 56,594.28 kg/hour. Water requirements consist of process water, cooling water, boiler feed water and sanitation water. This water comes from river water which has gone through a water treatment process. The steam requirement used is 3,643.97 kg/hour produced by the boiler. Then the electricity needs are supplied by the State Electricity Company (PLN) amounting to 763 kW. And the fuel requirement is 194.55 liters/hour.

The results of the economic feasibility analysis consist of the total investment capital required of Rp 194,127,568,126 which consists of fixed investment capital and working capital. Profit Margin (PM) percentage is 14.6%; Break Even Point (BEP) is 39%; Return Of Investment (ROI) before tax is 45% and after tax is 34%; Pay Out Time (POT) is 2 years before tax and 3 years after tax; Cash Flow is Rp 70,109,266,120; Net Present Value (NPV) is Rp 238,323,440,398 and Internal Rate of Return (IRR) is 28.75%

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pisang adalah kelompok tanaman herba yang berbuah dan diketahui berasal dari kawasan tropis. Di Indonesia, pisang menjadi salah satu tanaman yang banyak ditanam hampir di seluruh wilayah, salah satu jenis pisang yang banyak dijumpai di Indonesia yaitu pisang raja (*musa paradisiaca L*). Pisang raja menjadi salah satu kultivar pisang yang sering di konsumsi di Indonesia. Selain di konsumsi sebagai buah segar, pisang raja banyak digunakan sebagai bahan utama berbagai makanan olahan pisang seperti, keripik pisang, pisang goreng, dan lain-lain. Salah satu daerah penghasil pisang raja di Indonesia terletak di Sulawesi Selatan.

Sirup glukosa atau yang biasa disebut dengan gula cair merupakan produk bahan pemanis yang berwujud cair, tidak berwarna, tidak berbau, kental, tidak mudah mengkristal, dan mudah larut dalam air. Dalam industri makanan, sirup glukosa biasa digunakan untuk pembuatan *monosodium glutamat*, penyedap rasa, *caramels*, *jelies*, *pastilles*, *marshmallow*, *maltodextrins*, *coffee whitener*, *dessert powders* dan lain-lain. Sirup glukosa dari pati diperoleh dari proses hidrolisis. Hidrolisis adalah proses dekomposisi kimia yang menggunakan air untuk memutuskan ikatan kimia dari suatu zat. Ketika pati dihidrolisis, molekul pati dipecah menjadi komponen yang lebih sederhana seperti deksrin, isomaltosa, maltosa, dan glukosa (Astuti, 2023)

Indonesia sebagai negara berkembang berusaha untuk meningkatkan pembangunan di segala bidang termasuk sektor industri. Tujuan pembangunan di bidang industri adalah untuk meningkatkan produksi dalam negeri, menjaga keseimbangan struktur ekonomi Indonesia, meningkatkan devisa negara serta memperluas kesempatan kerja. Pada era globalisasi ini banyak industri didirikan terutama industri kimia di Indonesia, hal ini

sehubungan dengan semakin banyak kebutuhan bahan kimia dalam negeri dan untuk memenuhi permintaan luar negeri (ekspor). Salah satu bahan kimia yang masih didatangkan dari luar negeri (impor) dalam jumlah banyak dari tahun ke tahun adalah sirup glukosa. Oleh karena itu, muncul pemikiran bahwa pendirian pabrik sirup glukosa memiliki peluang yang baik guna menunjang berbagai industri lain di samping dapat menghemat devisa negara melalui pengurangan kebutuhan impor sirup glukosa dari luar negeri (Rospita, 2021).

Dengan tujuan pendirian pabrik sirup glukosa diatas, maka dipilihlah pisang sebagai salah satu produk pertanian yang melimpah yang mencapai 9,60 juta ton pada tahun 2022. Adanya ketersediaan bahan baku pisang yang sangat melimpah ini memungkinkan pisang raja untuk diolah menjadi sirup glukosa. Pada perancangan pabrik ini akan dilakukan hidrolisis enzim dengan pisang raja menjadi sirup glukosa.

1.2 Tujuan Perancangan

Tujuan perancangan pabrik sirup glukosa ini adalah untuk memenuhi kebutuhan sirup glukosa di Indonesia dan meningkatkan nilai mutu buah pisang (pisang raja) menjadi sirup glukosa.

1.3 Manfaat Perancangan

Prarancangan pabrik sirup glukosa ini memiliki manfaat untuk memberikan informasi mengenai pabrik sirup glukosa yang dapat dijadikan sebagai tolak ukur sehingga dapat dijadikan sebagai referensi untuk pendirian suatu pabrik sirup glukosa. Dengan adanya pabrik ini, diharapkan dapat mengurangi tingkat impor sirup glukosa di Indonesia. Selain itu, juga untuk memanfaatkan sumber daya alam di Indonesia dan memberi nilai tambah pada bahan baku yang akan digunakan. Prarancangan pabrik ini juga dapat digunakan sebagai bahan acuan dan masukkan dalam perkembangan studi di kalangan akademis.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Pisang

Pisang (*Musa paradisiaca L.*) merupakan salah satu kultivar pisang yang sering di konsumsi di Indonesia. Selain di konsumsi sebagai buah segar, pisang banyak digunakan sebagai bahan utama berbagai makanan olahan seperti keripik pisang, pisang goreng, sale pisang, dan lain-lain (Utami, *et al.*, 2013). Pisang juga memiliki nilai ekonomis yang tinggi yaitu sebesar Rp. 6,5 triliun dalam waktu setahun (Direktorat Jenderal Hortikultura, 2023).

Pisang jenis ini tangkai buahnya terdiri atas 6 sisir yang masing-masing terdapat 15 buah. Berat 1 buah pisang sekitar 92 gram dengan panjang 12-18 cm dan diameternya 3,2 cm. Bentuk buahnya melengkung dengan bagian pangkal bulat. Warna daging buahnya kuning kemerahan tanpa biji. Empulur buahnya nyata dengan tekstur kasar. Rasanya manis. Lama tanaman berbunga sejak anakan adalah 14 bulan. Komponen pisang raja dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 2.1 Komponen Pisang (Pisang Raja)

Komponen	% Berat
Karbohidrat	31,8%
Protein	1,2%
Kadar air	65,8%
Lemak	1,2%
Vitamin	1,0%

Sumber: (Direktorat Gizi, 1996)

2.2 Pati

Pati adalah polimer glukosa yang memiliki rumus molekul ($C_6H_{10}O_5$). Pembentukan polimer pati pertama kali terbentuknya karena adanya ikatan glukosida yaitu ikatan antara molekul glukosa melalui oksigen pada atom karbon pertama. Pati terbagi menjadi dua jenis yaitu amilosa dan amilopektin. Amilosa adalah polimer rantai lurus yang terdiri dari ribuan glukosa dengan ikatan α 1,4 glukosida. Sedangkan amilopektin memiliki rantai bercabang dikarenakan adanya ikatan α 1,6 glukosida di beberapa bagiannya.

Karbohidrat golongan polisakarida banyak ditemukan pada tumbuhan. Pati dapat ditemukan pada umbi-umbian, daun, batang dan biji-bijian. Pati adalah kelompok terbesar dalam karbohidrat cadangan yang dimiliki oleh tumbuhan setelah selulosa. Tumbuhan melakukan sintesa pati ketika proses fotosintesis yaitu perubahan energi cahaya matahari menjadi energi kimia. Apabila diamati dengan mikroskop, pati memiliki bentuk dan ukuran yang berbeda-beda tergantung dari tumbuhan yang diekstrak menjadi pati (Maarel, *et al.*, 2002).

Selain itu pati berperan sebagai sumber karbohidrat, pati juga berperan sebagai bahan aditif pada proses pengolahan makanan, misalnya sebagai penstabil dalam proses pembuatan puding. Pada pembuatan sirup dan pemanis buatan seperti sakarin, pati juga digunakan sebagai bahan utama. Dalam bidang non makanan, pati dimanfaatkan sebagai bahan baku dalam proses pembuatan kertas, pakaian dari katun, industri cat, maupun untuk produksi hidrogen (Maarel, *et al.*, 2002)

2.3 Sirup Glukosa

Sirup glukosa adalah salah satu produk bahan pemanis yang memiliki karakteristik berbentuk cairan, tidak berbau, tidak berwarna, tidak mudah mengkristal dan mudah larut dalam air. Sirup glukosa dapat diproduksi dari tepung tapioka dengan proses hidrolisis. Sirup glukosa termasuk golongan monosakarida yang terdiri atas satu monomer dengan rumus molekul $C_6H_{12}O_6$.

Mutu sirup glukosa terutama ditentukan oleh tingkat konversi pati menjadi komponen glukosa, maltosa dan dekstrin yang dikenal dengan dekstrosa ekivalen (DE). Semakin tinggi nilai dekstrosa ekivalen semakin tinggi pula kandungan glukosanya dan semakin rendah kandungan dekstrinnya. Sirup glukosa yang bermutu tinggi mempunyai nilai dekstrosa yang setinggi mungkin. Umumnya sirup glukosa dapat diperoleh dari hidrolisis pati (Ayuk & Dicky, 2013) . Hidrolisis adalah proses untuk

mengubah molekul rantai karbohidrat panjang menjadi unit yang lebih kecil pada pati. Hidrolisis pati merupakan proses pemecahan molekul pati menjadi bagian-bagian penyusunnya yang lebih sederhana seperti dekstrin, isomaltosa, maltosa dan glukosa (Rahamayanti & Dian, 2010).

Tabel 2.2 Syarat Mutu Sirup Glukosa

Komponen	Spesifikasi
Air	maksimal 20%
Abu (dasar kering)	maksimal 1%
Gula reduksi dihitung sebagai D-glukosa	minimum 30%
Pati	tidak nyata
Logam berbahaya (Pb, Cn, Zn)	negatif
Sulfurdioksida	untuk kembang gula manis 400 ppm, yang lainnya 40 ppm
Pemanis buatan	negatif

Sumber: (SNI 01-2978, 2021)

2.4 Hidrolisis Pati

Proses hidrolisis pati merupakan pemutusan ikatan glikosidik pada rantai polimernya oleh suatu reaktan yang dibantu oleh air. Saat ini proses hidrolisis polimer pati menjadi molekul yang lebih sederhana telah menjadi salah satu tahapan penting dalam dunia industri, salah satunya yaitu pembuatan sirup glukosa (Nangin & Sutrisno, 2015). Hidrolisis pati dapat dilakukan dengan 3 cara yaitu dengan hidrolisis menggunakan asam, enzim, serta asam-enzim.

2.4.1 Hidrolisis Asam

Pembuatan glukosa secara hidrolisis asam terdiri atas dua tahap yaitu tahap gelatinisasi dan hidrolisis. Yang dilakukan dengan melarutkan pati dalam air, selanjutnya didalam larutan ditambahkan zat asam untuk mengatur pHnya sambil diaduk sehingga didapatkan larutan yang homogen. Kemudian larutan dipanaskan pada suhu 85-140°C sampai proses hidrolisis pati selesai (Marini, 2018).

Setelah proses hidrolisis selesai maka dilakukan proses netralisasi dengan menambahkan larutan basa sampai pH larutan 4,5-5. Basa yang

digunakan tergantung pada jenis asam yang digunakan. Setelah larutan netral kemudian dilakukan penjernihan dengan menambahkan larutan *bleaching agent* yaitu karbon aktif, koalin, dan lain-lain. Kemudian dilanjutkan dengan penyaringan untuk memisahkan kotoran. Untuk memperoleh glukosa dengan kepekatan yang diinginkan dapat dilakukan cara pemekatan pada evaporator (Rospita, 2021).

2.4.2 Hidrolisis Enzim

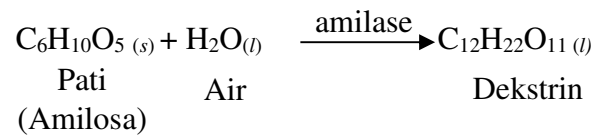
Hidrolisis enzim adalah proses hidrolisis yang dilakukan dengan menggunakan katalis berupa enzim. Faktor yang mempengaruhi hidrolisis enzim yaitu konsentrasi pati, konsentrasi enzim, waktu hidrolisis, pH dan suhu. Enzim yang digunakan dapat berasal dari bakteri atau fungi. Bakteri atau fungi yang sering digunakan adalah *bacillus* dan *thermomyces lanuginosus*. Enzim yang biasa digunakan berupa enzim α -amilase, enzim β -amilase, enzim glukoamilase (glukosidase) dan enzim isomerase (Budiarti & Kusmiyati, 2016).

Tetapi enzim yang paling banyak digunakan adalah enzim α -amilase karena mampu menghidrolisis pati menjadi dua atau lebih unit glukosa sehingga semakin banyak ikatan pati yang lepas yang akan menyebabkan gugus pereduksi yang terbentuk juga semakin banyak sehingga dekstrosa ekivalen (DE) pun akan meningkat. Selain itu, penggunaan enzim α -amilase tidak merusak lingkungan, pemecahan yang terjadi lebih spesifik dan tidak menimbulkan rasa yang menyimpang pada produk akhir. Proses hidrolisis pati menggunakan enzim α -amilase dapat mencapai derajat hidrolisis pati sekitar 42-97% tergantung dari jenis substrat dan waktu inkubasi (Nangin & Sutrisno, 2015).

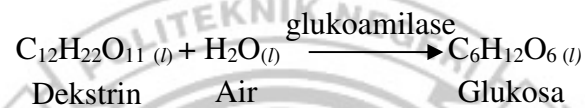
Proses hidrolisis pati dengan enzim meliputi liquifikasi dan sakarifikasi merupakan pemutusan rantai polisakarida menjadi dekstrin yang dibantu dengan enzim α -amilase dan katalisator berupa CaCl_2 . Sedangkan sakarifikasi merupakan proses hidrolisis dekstrin menjadi

glukosa yang dibantu dengan enzim *glukoamilase* (*amyloglukosidase*) dan katalisator berupa HCl.

1. Reaksi yang terjadi pada saat proses Liquifikasi:



2. Reaksi yang terjadi pada saat proses Sakarifikasi:



2.4.3 Hidrolis Asam dan Enzim

Proses pembuatan sirup glukosa melalui hidrolisis pati dengan asam dan enzim pada hakikatnya sama dengan hidrolisis pati dengan enzim, akan tetapi dalam membuat larutan pati dibuat dalam larutan asam encer dan kemudian ditambahkan dengan enzim. Kelebihan dari hidrolisis pati dengan asam dan enzim adalah mudahnya mendapatkan bahan baku utama, proses yang lebih sederhana dibanding dengan menggunakan asam, dalam penggunaan enzim lebih sedikit, peralatan tidak rumit sehingga tidak membutuhkan tenaga kerja banyak, didapatkan hasil glukosa yang lebih jernih dan bersih. Sedangkan kelemahan dari hidrolisis pati dengan asam dan enzim adalah enzim yang digunakan masih impor sehingga harganya relatif mahal dan dalam pemakaian katalis asam dapat menyebabkan korosi pada alat walaupun penggunaan katalis asam sudah dikurangi.

2.5 Pemilihan Proses

Pada setiap proses hidrolisis dalam menghasilkan glukosa, ada beberapa aspek yang perlu diperhatikan yang menjadi tolak ukur pemilihan proses tersebut.

Tabel 2.3 Perbandingan Metode Hidrolisis

Parameter	Metode Hidrolisis		
	Asam	Enzim	Asam - Enzim
1. Aspek Teknis			
Kondisi Operasi :			
- Tekanan(kg/cm ²)	3	-	1-3
- Suhu (°C)	140-160	60-105	-
- pH	2,3	4,5-6	1,8-2
2. Proses:			
- DE	30-55%	97-98%	30-63%
- Reaksi Samping	ada	-	ada
- Daya Korosi	tinggi	rendah	tinggi
3. Aspek Ekonomi			
- Kebutuhan asam	banyak	sedikit	banyak
- Biaya peralatan	mahal	murah	mahal
- Energi	besar	kecil	besar
- Investasi	tinggi	rendah	tinggi

Sumber: (Tjokroadikoesoemo, 1986)

Dari perbandingan ketiga proses diatas, yang digunakan dalam pembuatan Sirup Glukosa dari pati pisang raja ini ialah hidrolisis pati dengan Enzim. Alasan pemilihan proses hidrolisis enzim yaitu:

1. Dekstrosa Ekuivalen (DE) yang dihasilkan mencapai 97-98%, dimana hasil ini lebih tinggi dibandingkan menggunakan hidrolisis yang lain.
2. Biaya energi lebih rendah dibandingkan menggunakan hidrolisis yang lain karena suhu operasi lebih rendah.
3. Tidak mudah mengakibatkan korosi pada peralatan.
4. Tidak terjadi reaksi samping.

2.6 Sifat Fisis dan Kimia Bahan Baku Produk

2.6.1 Spesifikasi produk

1. Sirup Glukosa ($C_6H_{12}O_6 \cdot H_2O$)

- Cairan kental dan bening
- Sedikit berbau manis
- Kandungan glukosa : >60%
- Specific gravity : 1,35 -1,4
- Titik lebur : -30 sampai -10°C
- Titik didih : 104-115°C
- ph : 4-6,5

(MSDS *glucose syrup*, 2015)

2.6.2 Spesifikasi bahan

1. Pisang (Pisang Raja)

Komponen	% Berat
Karbohidrat	31,8
Air	65,8
Protein	1,2
Lemak	0,2
Vitamin	1,0

Sumber: (Direktorat Gizi, 1996)

2. Air

- Rumus Molekul : H_2O
- Berat Molekul : 18,016 g/mol
- Titik Didih : 100°C
- Titik Lebur : 0°C
- Densitas : 1 g/cm³
- pH : 7 (netral)
- Tekanan uap : 2,3 kPa pada 20°C
- Tidak beracun dan berwarna
- Tidak berbau dan berasa

(Perry & Green, 1999)

3. Enzim Amilase

- Nama Dagang : Optitherm L-420
- Fase : Cair
- Kofaktur : Ca^{2+} max 100 ppm
- Suhu Optimum : 90-95°C
- Lama Operasi : 2-3 jam
- Ph Operasi : 6-6,5
- Dosis : 0,5-0,8 kg/kg DS

(Uhlig, 1998)

4. Enzim Glukoamilase

- Nama Dagang : Optidex-L 300
- Berat Molekul : 36.000 gr/mol
- Suhu Optimum : 60°C
- Lama Operasi : 48-72 jam
- Ph Operasi : 4-4,5
- Densitas : 1,15 kg/L

(Uhlig, 1998)

5. Karbon Aktif

- Mempunyai daya adsorptivitas yang tinggi
- Padatan berwarna hitam
- Melting point : 3500°C
- Specific gravity : 1,8-2,1
- Berat molekul 12,01 gram/mol
- Tidak mudah larut dalam air

(Merck, 2023)

6. Kalsium Klorida

- Rumus Kimia : CaCl_2
- Fase : Padat
- Berat Molekul : 110,98 g/mol
- Specific Gravity: 2,152

- Titik didih : >1600°C
- Titik leleh : 772°C

(MSDS, 2024)

7. Enzim *Clarex*

- Fase : Cair
- Warna : Tidak Berwarna
- Titik Didih : 83°C
- Berat Molekul : 36,5 kg/kmol
- Densitas : 1,15 g/L
- Titik Leleh : -46,2 °C
- Viskositas : 2,8 Cp
- Specific gravity : 1,16

(Murphy & Son, 2018)



BAB III PENENTUAN KAPASITAS DAN PEMILIHAN LOKASI PABRIK

3.1 Kapasitas Pabrik

Pabrik sirup glukosa dari pisang (yang diwakili oleh pisang raja) akan dibangun pada tahun 2028. Dalam penentuan kapasitas rancangan sirup glukosa dari ini, terdapat beberapa pertimbangan yang perlu dilakukan yaitu:

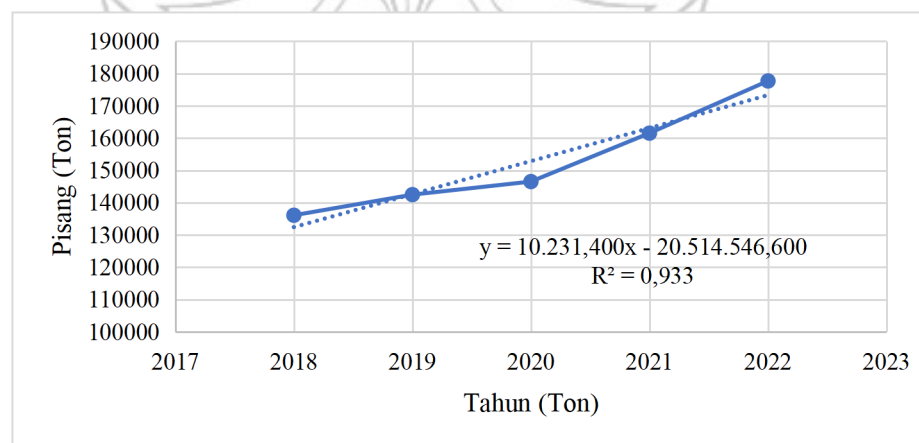
3.1.1 Ketersediaan Bahan baku

Berdasarkan data (Direktorat Jenderal Hortikultura, 2023), pisang termasuk sebagai tanaman buah yang memberikan kontribusi produksi terbesar terhadap produksi buah di Indonesia sebesar 32,81% atau 9.245.427 ton pada tahun 2022. Sulawesi Selatan termasuk daerah penghasil pisang (yang diwakili oleh pisang raja) terbanyak. Berikut data produksi pisang di Sulawesi Selatan tahun 2018 hingga tahun 2022.

Tabel 3.1 Produksi Pisang di Sulawesi Selatan

Tahun	Pisang (Ton)
2018	136.099
2019	142.492
2020	146.539
2021	161.550
2022	177.727

Sumber: (Direktorat Jenderal Hortikultura, 2023)



Gambar 3.1 Grafik Ketersediaan Bahan Baku di Sulawesi Selatan

Jumlah produksi pisang di Sulawesi Selatan pada tahun 2028 dapat dihitung dengan metode pertumbuhan rata-rata per tahun dengan rumus berikut.

$$i = \frac{\sum \%P}{n} \dots\dots\dots (1)$$

$$m = P (1 + i)^a \dots\dots\dots (2)$$

Keterangan:

- i = pertumbuhan rata-rata per tahun
- %P = persen pertumbuhan per tahun
- n = jumlah data
- m = predikat data tahun yang dicari
- P = data tahun terakhir
- a = selisih tahun terakhir dan tahun dicari

Dari data jumlah produksi pisang raja di Sulawesi Selatan, nilai pertumbuhan rata-rata per tahun dapat dihitung sesuai dengan rumus (1), dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 3.2 Pertumbuhan produksi Pisang di Sulawesi Selatan

Tahun	Pisang (Ton)	%Pertumbuhan
2018	136.099	-
2019	142.492	4,70%
2020	146.539	2,84%
2021	161.550	10,24%
2022	177.727	10,01%
i		6,95%

Nilai prediksi data produksi pisang di Sulawesi Selatan pada tahun 2028 dapat dihitung dari data pertumbuhan rata-rata per tahun menggunakan rumus (2).

$$\begin{aligned}m &= P(1+i)^a \\ &= 177.727 (1+ 6,95\%)^6 \\ &= 265.954 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan data produksi pisang di Sulawesi Selatan pada tahun 2028 diperoleh 265.954 ton/tahun. Dikarenakan Sulawesi Selatan menggunakan pisang sebagai bahan makanan untuk olahan lainnya maka hanya 10% yang digunakan dalam pendirian pabrik sirup glukosa ini yaitu sebanyak 26.595 ton. Berdasarkan Komponen pisang raja, 1 ton pisang raja terdapat 31,8% pati sehingga dapat menghasilkan 8.457 ton pati pisang raja. Maka potensi sirup glukosa yang dihasilkan dengan konversi 98% sebanyak 8.288 ton sirup glukosa.

3.1.2 Kebutuhan Produk Sirup Glukosa di Indonesia

1. Produksi Sirup Glukosa

a. Kapasitas Pabrik Sirup Glukosa Indonesia

Berikut adalah data kapasitas produksi pabrik sirup glukosa yang ada di Indonesia.

Tabel 3.3 Daftar Pabrik Penghasil Sirup Glukosa di Indonesia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. BAJ	Jawa Timur	18.000
PT. Suba Indah	Cilegon	82.500
PT. Associated British	Jawa Barat	72.500
PT. Trebor Indonesia	DKI Jakarta	17.500
PT. Sari Pati Idaman	Jawa Tengah	72.500
Total		263.000

Sumber: (Muhsin, *et al.*, 2020)

Dari tabel diatas diperoleh total produksi sirup glukosa di Indonesia adalah 263.000 ton/tahun.

b. Kapasitas Pabrik Sirup Glukosa Internasional

Berikut adalah data kapasitas produksi pabrik sirup glukosa yang ada di dunia, disajikan pada tabel berikut.

Tabel 3.4 Daftar Pabrik Penghasil Sirup Glukosa Internasional

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Global Sweetener Ltd	China	147.000
RM Food Additive	India	6.000
Thai Food PIC Ltd	Thailand	24.000
Akbar Ali & Co	Pakistan	660.000
AJV Grupe	Lituania	1.120.000
Total		1.849.000

Sumber: (Maryati, 2020)

2. Kebutuhan Sirup Glukosa

Penentuan kapasitas produksi didapat dari data pendukung seperti data pertumbuhan produksi, Konsumsi, impor, dan ekspor suatu produk. Pabrik sirup glukosa yang direncanakan akan beroperasi pada tahun 2028.

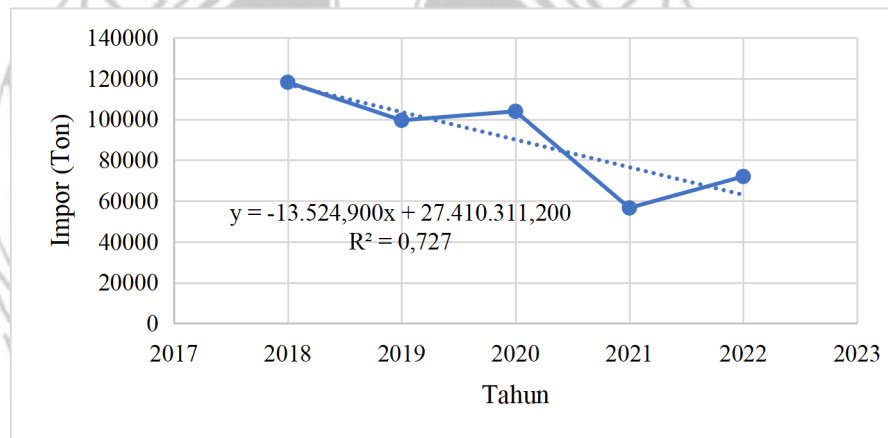
a. Data Impor Sirup Glukosa

Berdasarkan data impor pada Badan Pusat Statistik tahun 2018-2022, diketahui kebutuhan sirup glukosa yang diimpor untuk berbagai industri di Indonesia sebagai berikut.

Tabel 3.5 Data Impor Sirup Glukosa

Tahun	Impor (Ton)
2018	118.134
2019	99.497
2020	103.894
2021	56.566
2022	71.975

Sumber: (BPS, 2018-2022)



Gambar 3.2 Grafik Impor Sirup Glukosa di Indonesia

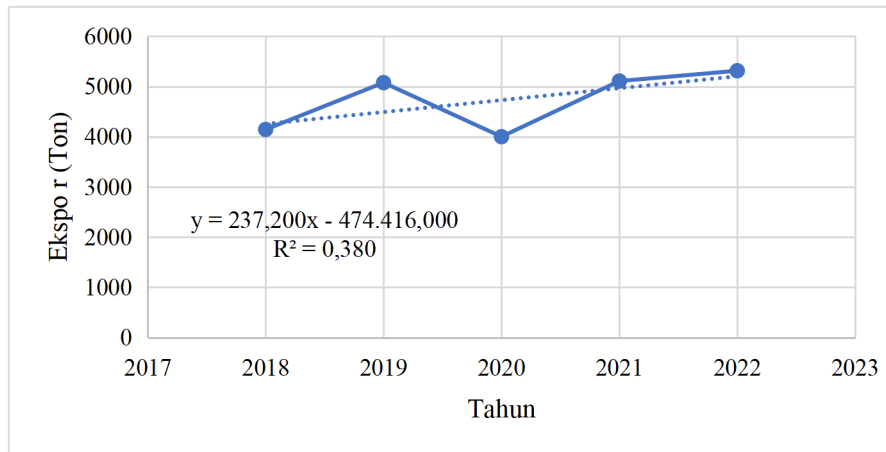
b. Data Ekspor Sirup Glukosa

Berdasarkan data ekspor pada Badan Pusat Statistik tahun 2018-2022, diketahui sirup glukosa yang diekspor untuk berbagai industri di dunia sebagai berikut.

Tabel 3.6 Data Ekspor Sirup Glukosa

Tahun	Ekspor (Ton)
2018	4.143
2019	5.076
2020	4.000
2021	5.108
2022	5.313

Sumber: (BPS, 2018-2022)



Gambar 3.3 Grafik Ekspor Sirup Glukosa di Indonesia

Dapat dilihat dari grafik impor dan ekspor sirup glukosa, hasil $R^2 < 0,9$ maka metode interpolasi linear tidak dapat digunakan untuk menghitung kapasitas produksi. Sehingga metode yang akan digunakan untuk memprediksi data pembangunan pabrik sirup glukosa di tahun 2028 adalah metode pertumbuhan rata-rata per tahun dengan rumus berikut.

$$i = \frac{\sum \%P}{n} \dots \dots \dots (3)$$

$$m = P (1 + i)^a \dots \dots \dots (4)$$

$$m^3 = (m^4 + m^5) - (m^1 + m^2) \dots \dots \dots (5)$$

Keterangan:

i = pertumbuhan rata-rata per tahun

$\%P$ = persen pertumbuhan per tahun

n = jumlah data

m = predikat data tahun yang dicari

P = data tahun terakhir

a = selisih tahun terakhir dan tahun dicari

m^1 = prediksi data produksi

m^2 = prediksi data impor

m^3 = peluang kapasitas produksi

m^4 = prediksi data Konsumsi

m^5 = prediksi data ekspor

Data pendukung yang digunakan dalam perhitungan kebutuhan sirup glukosa di Indonesia adalah data produksi, Konsumsi, impor dan ekspor sirup glukosa pada tahun 2018-2022 terdapat pada tabel berikut.

Tabel 3.7 Data Jumlah Produksi, Konsumsi, Impor dan Ekspor

Tahun	Jumlah (Ton)			
	Produksi	Konsumsi	Impor	Ekspor
2018	263.000	136.099	118.134	4.143
2019	263.000	142.492	99.497	5.076
2020	263.000	146.539	103.894	4.000
2021	263.000	161.550	56.566	5.108
2022	263.000	177.727	71.975	3.313

Dari data jumlah produksi, Konsumsi, impor dan ekspor produk sirup glukosa di Indonesia diatas, nilai pertumbuhan rata-rata per tahun dapat dihitung sesuai dengan rumus (3), dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 3.8 Pertumbuhan Produksi dan Konsumsi Sirup Glukosa

Tahun	Jumlah (Ton)		%Pertumbuhan	
	Produksi	Konsumsi	Produksi	Konsumsi
2018	263.000	136.099	-	-
2019	263.000	142.492	-	-5,19%
2020	263.000	146.539	-	1,53
2021	263.000	161.550	-	-13,35%
2022	263.000	177.727	-	4,83%
i			-	-3,04%

Dapat dilihat dari data diatas, data pertumbuhan rata-rata per tahun dari produksi tidak dapat dihitung karena data tidak tersedia dalam per tahunnya, maka dari itu nilai $m^2 = 0$.

Tabel 3. 9 Pertumbuhan Impor dan Ekspor Sirup Glukosa

Tahun	Jumlah (Ton)		%Pertumbuhan	
	Impor	Ekspor	Impor	Ekspor
2018	118.134	4.143	-	-
2019	99.497	5.076	-15,78%	22,52%
2020	103.894	4.000	4,42%	-21,20%
2021	56.566	5.108	-45,55%	27,70%
2022	71.975	3.313	27,24%	4.01%
i			-7,42%	8,26%

Nilai prediksi dari data produksi, Konsumsi, impor dan ekspor pada tahun 2028 dapat dihitung dari data pertumbuhan rata-rata per tahun menggunakan rumus (4).

$$\begin{aligned}
 m^1 &= P(1+i)^a \\
 &= 71.975 (1-7,42\%)^6 \\
 &= 45.327 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m^2 &= P(1+i)^a \\
 &= 0
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m^4 &= P(1+i)^a \\
 &= 5.313 (1+ 8,26\%)^6 \\
 &= 8.553 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m^5 &= P(1+i)^a \\
 &= 329.662 (1-3,04\%)^6 \\
 &= 273.870 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Sehingga peluang kapasitas produksi pada tahun 2028 dapat dihitung menggunakan rumus (5).

$$\begin{aligned}
 m^3 &= (m^4+m^5) - (m^1+m^2) \\
 &= (8.553+273.870) - (45.327+0) \\
 &= 237.096 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan data prediksi pisang raja yang di produksi pada 2028 sebesar 26.595 ton/tahun (10% dari total prediksi produksi pisang raja di Sulawesi Selatan), maka kapasitas produksi dibuat untuk memenuhi 10% dari peluang kapasitas produksi yaitu sebesar 23.710 ton/tahun yang dibulatkan menjadi 20.000 ton/tahun.

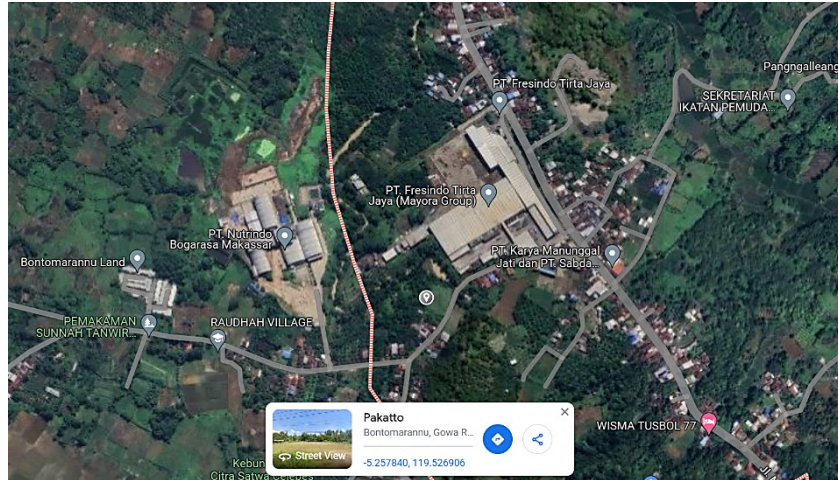
3.2 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi harus berpatokan pada perkembangan pembangunan suatu daerah yang dapat menimbulkan dampak positif maupun negatif yang dapat mempengaruhi perkembangan suatu usaha. Lokasi merupakan kunci bagi efisiensi dan efektifitas bagi keberlangsungan perusahaan jangka panjang. Oleh karena itu, pemilihan lokasi ini harus dilakukan dan diputuskan melalui beberapa pertimbangan yang disertai dengan fakta yang konkret dan lengkap. Penentuan lokasi yang tepat akan meminimumkan biaya investasi dan operasional jangka pendek maupun panjang dan ini akan meningkatkan daya saing perusahaan. Lokasi sangat mempengaruhi biaya dan menentukan penghasilan. Lokasi sepenuhnya mempunyai kekuatan untuk menyusun atau menghancurkan strategi bisnis sebuah perusahaan. Pemilihan lokasi suatu perusahaan akan mempengaruhi risiko dan keuntungan perusahaan tersebut secara keseluruhan, mengingat lokasi sangat mempengaruhi biaya tetap maupun variabel. Kesalahan dalam menentukan lokasi akan berakibat fatal bagi suatu usaha sedangkan lokasi yang strategis akan mempengaruhi kesuksesan dari bisnis yang akan dilaksanakan (Chelviani, *et al.*, 2017). Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam penentuan lokasi pabrik antara lain:

3.3.1 Faktor Primer

Faktor ini secara langsung memengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik yaitu meliputi produksi dan distribusi produk yang diatur menurut macam dan kualitasnya. Pabrik pembuatan Sirup Glukosa dari

Pati Pisang Raja ini direncanakan dibangun lokasi pabrik di Pakatto, Kec. Bontomarannu, Kabupaten Gowa, Sulawesi Selatan.



Gambar 3. 4 Lokasi Pabrik

Pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik didasari oleh beberapa faktor sebagai berikut.

a. Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku menjadi pertimbangan utama dalam pemilihan lokasi pabrik. Faktor kedekatan pabrik dengan lokasi bahan baku sangat penting karena dibutuhkan waktu yang cepat, mudah, dan murah. Pada pabrik sirup glukosa, pabrik beroperasi di dekat keberadaan bahan baku lebih mudah dilakukan jika dibandingkan dengan mengangkut bahan baku itu ke lokasi yang lain. Adapun salah satu lokasi bahan baku diambil dari salah satu daerah penghasil pisang terbesar di Sulawesi Selatan yaitu Gowa (Pattalasang) dengan jarak ± 6 km dari lokasi pabrik.

b. Transportasi

Transportasi perlu diperhatikan dengan benar untuk pengangkutan bahan baku dan penyaluran produk ke konsumen. Fasilitas jalan tol, pelabuhan, dan bandara yang memiliki jarak yang memadai dari lokasi pabrik.

c. Pemasaran

Kebutuhan sirup glukosa terus menunjukkan peningkatan dari tahun ke tahun sehingga pemasaran tidak mengalami hambatan. Salah satu pendukung dari pemasaran ini ialah terdapat pelabuhan yang relative dekat dengan Negara lain sehingga dapat menunjang proses distribusi produk. Tidak hanya ke luar negeri, akses untuk penyaluran dalam negeri yaitu ke kawasan industri yang memerlukan produk dari Provinsi Sulawesi Selatan pun juga tentunya dapat dilakukan dengan berbagai transportasi darat/laut/udara.

d. Kebutuhan Air

Kebutuhan air diperoleh dari sungai yang mengalir disekitar kawasan untuk menunjang proses, sarana utilitas, dan keperluan rumah tangga. Sungai yang dekat dengan lokasi pabrik yaitu sungai Jeneberang (Sungai Maros).

e. Tenaga Kerja

Lokasi pabrik sirup glukosa yang akan mengambil tenaga kerja yang sebagian besar berasal penduduk sekitar yang bertujuan untuk mengurangi jumlah pengangguran dan tenaga kerja juga akan diambil dari orang-orang yang berkompeten dalam bidang sirup glukosa. Selain itu lulusan sarjana yang terkait dengan industri sirup glukosa juga akan dimanfaatkan menjadi tenaga kerja.

3.2.2 Faktor Sekunder

Beberapa faktor sekunder yang mendasari pemilihan lokasi pabrik tersebut yaitu sebagai berikut.

a. Biaya Tanah dan Gedung

Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dan dikarenakan berada dalam kawasan yang memang diperuntuk untuk industri maka akan memiliki peluang perijinan yang tidak berat. Pembangunan pabrik baru dimulai dengan *lay out* kosong sehingga

pembuatan gedung dapat disesuaikan bila kemungkinan terjadi perluasan lahan dan lain sebagainya.

b. Kondisi Iklim dan Cuaca

Seperti daerah lain di Indonesia, maka di sekitar lokasi pabrik yaitu Pakatto, Gowa relatif stabil yaitu sebagai berikut.

- Kelembaban udara rata-rata : 93-100 %
- Temperatur udara rata-rata : 24-33 °C
- Kecepatan angin rata-rata : 8 kph

c. Kemungkinan Perluasan dan Ekspansi

Ekspansi pabrik dimungkinkan karena daerah ini merupakan lahan kosong yang jauh dan tidak mengganggu permukiman warga.

d. Sosial Masyarakat

Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik pembuatan sirup glukosa karena akan menjamin tersedianya lapangan kerja bagi mereka. Selain itu pendirian pabrik ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat. Penerimaan masyarakat lokal terhadap kehadiran industri di daerah tersebut sangat penting untuk diperhatikan. Aspek budaya dan sosial, tata nilai masyarakat dan adat istiadat juga harus diperhitungkan karena penerimaan masyarakat akan menjadi jaminan terhadap keamanan dan kestabilan bisnis di masa mendatang. Kesediaan dari masyarakat untuk menerima segala konsekuensi di daerah tersebut merupakan suatu syarat untuk dapat atau tidaknya didirikannya industri di daerah tersebut.

BAB IV DESKRIPSI / URAIAN PROSES

Pada proses produksi sirup glukosa dari pati pisang raja menggunakan proses hidrolisis (United State Patent No. 5,833,757, 1998) dengan bantuan enzim terbagi menjadi beberapa tahap yaitu:

4.1 Persiapan Bahan Baku

Tahap pertama yaitu persiapan bahan baku. Dalam persiapan bahan baku hal yang dilakukan yaitu menentukan darimana bahan baku tersebut, serta jumlah dari bahan baku yang diperlukan. Selain itu bahan baku perlu dilakukan pengujian terlebih dahulu sebelum masuk ke unit proses. Pengendalian kualitas bahan baku ini bertujuan agar bahan baku yang masuk unit proses sudah sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang dibutuhkan. Pengujian bahan baku ini dilakukan di laboratorium. Tahap persiapan bahan baku juga digunakan untuk menyimpan bahan baku berupa pisang raja sebelum digunakan untuk proses produksi. Pisang raja disimpan dalam gudang penyimpanan bahan baku pada kondisi suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Air yang digunakan dalam proses produksi sirup glukosa menggunakan air proses dari unit utilitas pada kondisi suhu 30°C dan tekanan 1 atm yang dialirkan dari sistem pemipaan. Sedangkan untuk enzim *α-amylase* dan *glucoamylase* disimpan di tangki penyimpanan dalam keadaan kering steril, pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Selain bahan baku, proses ini menggunakan bahan pembantu seperti CaCl₂ dan enzim *clarex* disimpan di dalam tangki penyimpanan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

4.2 Proses Hidrolisis

Pada proses hidrolisis dibagi menjadi tiga tahapan yaitu:

4.2.1 Proses Pencampuran

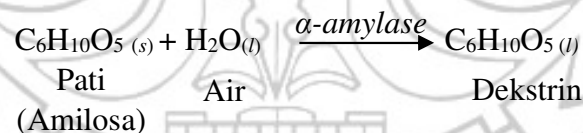
Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan sirup glukosa adalah buah pisang (pisang raja) yang telah dikupas. Dari gudang bahan baku, buah pisang diangkat ke dalam *blender* dengan bantuan *belt conveyor*

untuk menghaluskan buah pisang menjadi bubur pisang dengan suhu 30°C, pada penghalusan pisang ditambahkan air dan larutan KOH 10 N ke dalam blender dengan perbandingan air dan bahan baku pisang sebanyak 1:1. Fungsi dari KOH 10 N adalah sebagai katalis.

4.2.2 Proses Hidrolisis 1 (Liquifikasi)

Hasil dari proses pencampuran yaitu bubur pisang dimasukkan ke dalam reaktor liquifikasi. Kemudian ditambahkan enzim glukoamilase (2 gram/900 gram bahan baku) dan CaCl₂ (2 gram/900 gram bahan baku). CaCl₂ berfungsi untuk menjaga kestabilan enzim glukoamilase. Pada saat enzim glukoamilase memiliki kestabilan tinggi diharapkan inaktivasi enzim akan membutuhkan waktu yang lama walaupun dalam keadaan suhu tinggi.

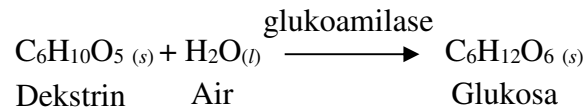
Pada proses ini menghasilkan larutan dekstrin dengan suhu reaksi 95°C dan tekanan 1 atm. Penambahan CaCl₂ dan enzim glukoamilase tujuannya untuk memberi kesempatan semua molekul pati dapat terhidrolisa secara optimal. Pada reaktor liquifikasi ini terjadi reaksi dengan konversi 95,14% (United State Patent No. 4,780,149, 1988). Di dalam reaktor liquifikasi terjadi reaksi berikut.



Keluaran dari reaktor liquifikasi selanjutnya didinginkan ke *cooler* hingga suhu 60°C sebelum masuk ke reaktor sakarifikasi.

4.2.3 Proses Hidrolisis 2 (Sakarifikasi)

Larutan dekstrin dialirkan ke reaktor sakarifikasi menggunakan pompa. Reaktor ini berfungsi untuk mengkonversi dekstrin menjadi glukosa dengan bantuan enzim glukoamilase dan *clarex* dengan suhu 60°C. Pada reaktor sakarifikasi ini terjadi reaksi dengan konversi 97% (United State Patent No. 4,780,149, 1988) . Di dalam reaktor sakarifikasi terjadi reaksi berikut.



4.3 Proses Pemurnian dan Pemekatan

Proses pemurnian dan pemekatan produk yang berupa larutan glukosa dibagi menjadi 4 tahapan.

4.3.1 Pemucatan

Produk larutan glukosa hasil dari proses sebelumnya selanjutnya diumpankan ke dalam tangki *decolorizing*. Larutan diberi karbon aktif untuk pemucatan (penghilangan warna) menggunakan karbon aktif dengan ukuran 60-80 mesh sebanyak 0,1% dari berat bahan kering dalam filtrat. Karbon aktif tersebut memucatkan warna sirup glukosa dengan menyerap sebagian komponen yakni *impurities* (zat pengotor) dan juga sebagian glukosa. Proses pemucatan dalam tangki *decolorizing* berlangsung dengan suhu operasi 60°C. Setelah pemucatan warna tersebut, larutan selanjutnya dialirkan ke *filter press* dengan menggunakan pompa untuk dilakukan penyaringan kembali (Hugot, 1972).

4.3.2 Filtrasi

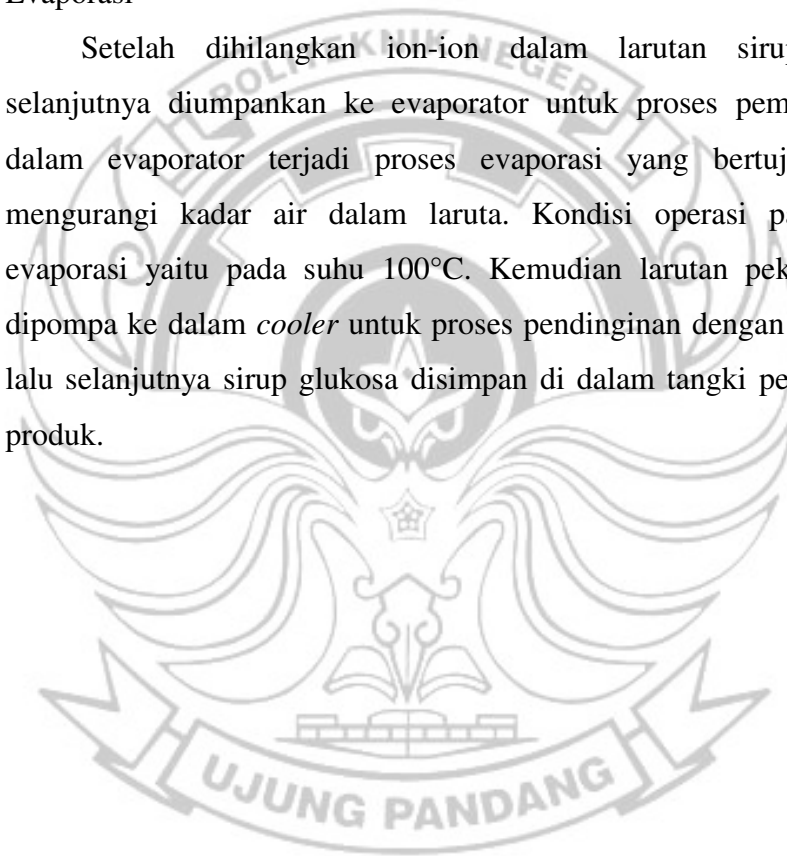
Produk larutan glukosa hasil dari proses sebelumnya selanjutnya diumpankan ke dalam *filter press* untuk memisahkan kotoran yang tidak larut seperti sisa pati, protein, vitamin, serat kasar, lemak, *impurities*, *alpha-amilase*, CaCl_2 , KOH , *glukoamilase*, *clarex*, serta dekstrin. Pemisahan menghasilkan solid (*cake*) dan sirup glukosa sebagai filtrat. Pada *filter press* diasumsikan air dan glukosa keluar sebanyak 2%, sedangkan komponen lain diasumsikan keluar 98%. Solid (*cake*) dibuang menjadi *solid waste*, sedangkan filtrat dialirkan menuju *kation exchanger* dan *anion exchanger* dengan menggunakan pompa *kation-anion exchanger* (Hugot, 1972).

4.3.3 Penukaran Ion

Proses penukaran ion ini dilakukan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada larutan sirup glukosa, seperti Cl^- dan Na^+ . Proses ini dilakukan di dalam *vessel* yang berisi resin yang telah diaktivasi dan menukarkan ion positif terlarut dengan H^+ dan ion negatif dengan OH^- , yakni *kation exchanger* dan *anion exchanger*. Apabila resin yang digunakan telah jenuh, perlu dilakukan proses regenerasi kembali.

4.3.4 Evaporasi

Setelah dihilangkan ion-ion dalam larutan sirup glukosa selanjutnya diumpankan ke evaporator untuk proses pemekatan. Di dalam evaporator terjadi proses evaporasi yang bertujuan untuk mengurangi kadar air dalam laruta. Kondisi operasi pada tangki evaporasi yaitu pada suhu 100°C . Kemudian larutan pekat glukosa dipompa ke dalam *cooler* untuk proses pendinginan dengan suhu 60°C lalu selanjutnya sirup glukosa disimpan di dalam tangki penyimpanan produk.



BAB V NERACA MASSA DAN ENERGI

5.1 Neraca Massa

Hasil perhitungan massa pada proses pembuatan sirup glukosa dengan kapasitas produksi 20.000 ton/tahun adalah sebagai berikut.

Perhitungan dengan menggunakan basis 1.000 kg kapasitas 7.902,38 kg/jam.

Tabel 5.1 Neraca Massa (Basis)

Komponen	Alur 1 (kg/jam)	Alur 2 (kg/jam)	Alur 3 (kg/jam)	Alur 4 (kg/jam)	Alur 5 (kg/jam)	Alur 6 (kg/jam)
Pati	318	-	318	-	-	15,45
Air	658	1.000	1.658	-	-	-
Protein	12	-	12	-	-	-
Lemak	2	-	2	-	-	-
Vitamin	10	-	10	-	-	-
KOH	-	1,87	1,87	-	-	-
CaCl ₂	-	-	-	-	2,22	-
Alpha-amilase	-	-	-	2,22	-	-
Dekstrin	-	-	-	-	-	-
Clarex	-	-	-	-	-	-
Glukoamilase	-	-	-	-	-	-
Glukosa	-	-	-	-	-	-
Total	1.000	1.001,87	2.001,87	2,22	2,22	15,45

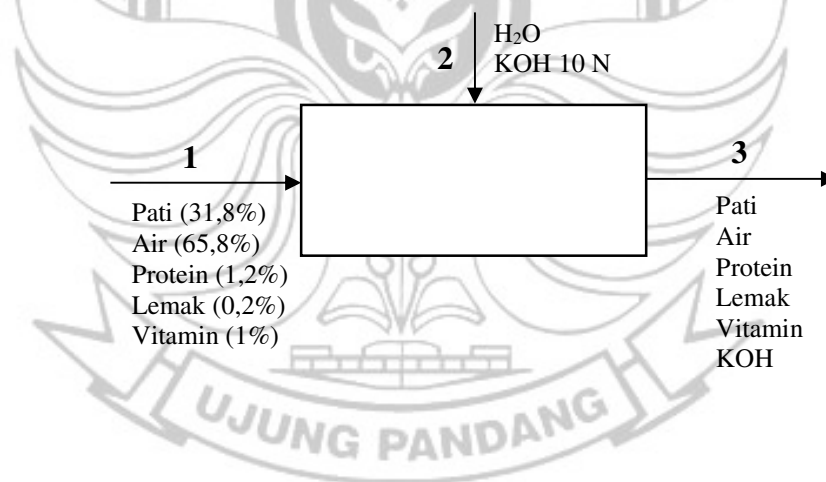
Komponen	Alur 7 (kg/jam)	Alur 8 (kg/jam)	Alur 9 (kg/jam)	Alur 10 (kg/jam)	Alur 11 (kg/jam)	Alur 12 (kg/jam)
Pati	-	-	-	-	-	-
Air	1.641,19	-	-	1.624,89	1.624,89	32,50
Protein	12	-	-	12	12	11,76
Lemak	2	-	-	2	2	1,96
Vitamin	10	-	-	10	10	9,80
KOH	1,87	-	-	1,87	1,87	1,83
CaCl ₂	2,22	-	-	2,22	2,22	2,18
Alpha-amilase	2,22	-	-	2,22	2,22	2,18
Dekstrin	319,35	-	-	9,58	9,58	9,39
Glukoamilase	-	-	0,56	0,56	0,56	0,54
Clarex	-	1,11	-	1,11	1,11	1,09
Glukosa	-	-	-	326,08	326,08	6,52
Total	1.990,86	1,11	0,56	1.992,53	1.992,53	79,75

Komponen	Alur 13 (kg/jam)	Alur 14 (kg/jam)	Alur 15 (kg/jam)	Alur 16 (kg/jam)	Alur 17 (kg/jam)
Pati	-	-	-	-	-
Air	1.592,39	1.592,40	1.592,40	1.165,33	427,07
Protein	0,24	0,24	0,24	-	0,24
Lemak	0,04	0,04	0,04	-	0,04
Vitamin	0,20	0,20	0,20	-	0,20
KOH	0,04	-	-	-	-
CaCl ₂	0,04	-	-	-	-
Alpha-amilase	0,04	0,04	0,04	-	0,04
Dekstrin	0,19	0,19	0,19	-	0,19
Glukoamilase	0,01	0,01	0,01	-	0,02
Clarex	0,02	0,02	0,02	-	0,01
Glukosa	319,56	319,56	319,56	-	319,56
Total	1.912,78	1.912,74	1.912,71	747,38	747,38

Perhitungan dengan kapasitas 7.902,38 kg/jam dengan faktor pengali 7,90 kg/jam.

5.1.1 Blender

Fungsi : untuk menghancurkan dan menghaluskan pisang menjadi bubur

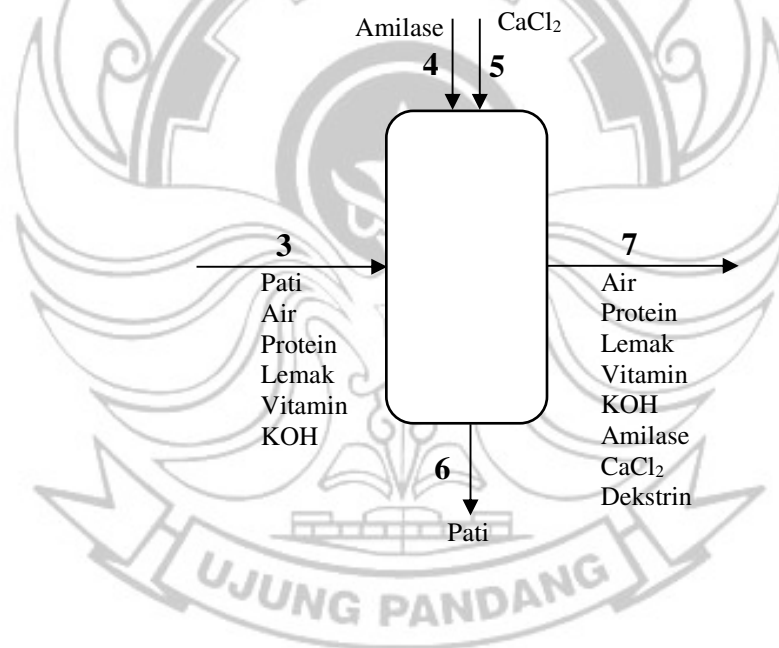


Tabel 5.2 Neraca Massa pada Blender

Komponen	Input		Output
	Alur 1 (kg/jam)	Alur 2 (kg/jam)	Alur 3 (kg/jam)
Pati	2.512,96	-	2.512,96
Air	5.199,77	7.902,38	13.102,15
Protein	94,83	-	94,83
Lemak	15,80	-	15,80
Vitamin	79,02	-	79,02
KOH	-	14,78	14,78
Subtotal	7.902,38	7.917,16	15.819,55
Total	15.819,55		15.819,55

LA.1 Reaktor Liquifikasi (R-01)

Fungsi : untuk mengkonversi bubur pisang menjadi dekstrin

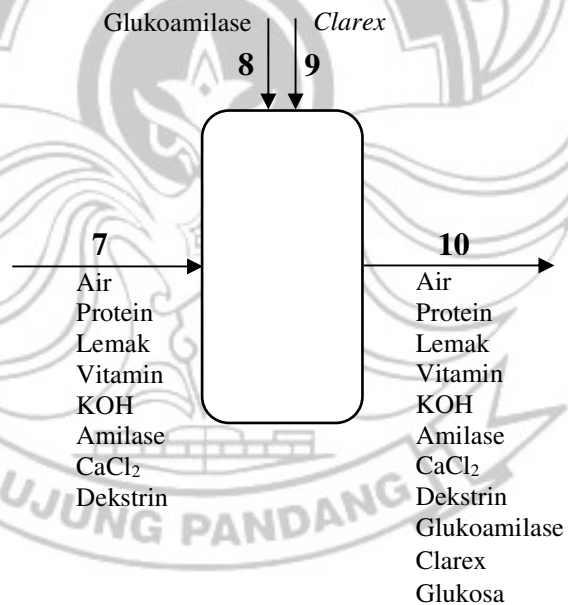


Tabel 5.3 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi

Komponen	Input			Output	
	Alur 3 (kg/jam)	Alur 4 (kg/jam)	Alur 5 (kg/jam)	Alur 6 (kg/jam)	Alur 7 (kg/jam)
Pati	2.512,96	-	-	122,13	-
Air	13.102,15	-	-	-	12.969,33
Protein	94,83	-	-	-	94,83
Lemak	15,80	-	-	-	15,80
Vitamin	79,02	-	-	-	79,02
KOH	14,78	-	-	-	14,78
Alpha-amilase	-	17,56	-	-	17,56
CaCl ₂	-	-	17,56	-	17,56
Dekstrin	-	-	-	-	2.523,66
Subtotal	15.819,55	17,56	17,56	122,13	15.732,56
Total		15.854,67		15.854,67	

5.1.3 Reaktor Sakarifikasi (R-02)

Fungsi : untuk mengkonversi dekstrin menjadi glukosa



Tabel 5.4 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi

Komponen	Input			Output
	Alur 7 (kg/jam)	Alur 8 (kg/jam)	Alur 9 (kg/jam)	Alur 10 (kg/jam)
Air	12.969,33	-	-	12.840,50
Protein	94,83	-	-	94,83
Lemak	15,80	-	-	15,80
Vitamin	79,02	-	-	79,02
KOH	14,78	-	-	14,78
Alpha-amilase	17,56	-	-	17,56
CaCl ₂	17,56	-	-	17,56
Dekstrin	2.523,66	-	-	75,71
Glukoamilase	-	4,39	-	4,39
Clarex	-	-	8,78	8,78
Glukosa	-	-	-	2.576,79
Subtotal	15.732,56	4,39	8,78	15.745,73
Total	15.745,73			15.745,73

5.1.4 Tangki *Decolorizing*

Fungsi : untuk menyerap warna (*decolorization*) sehingga larutan glukosa jernih

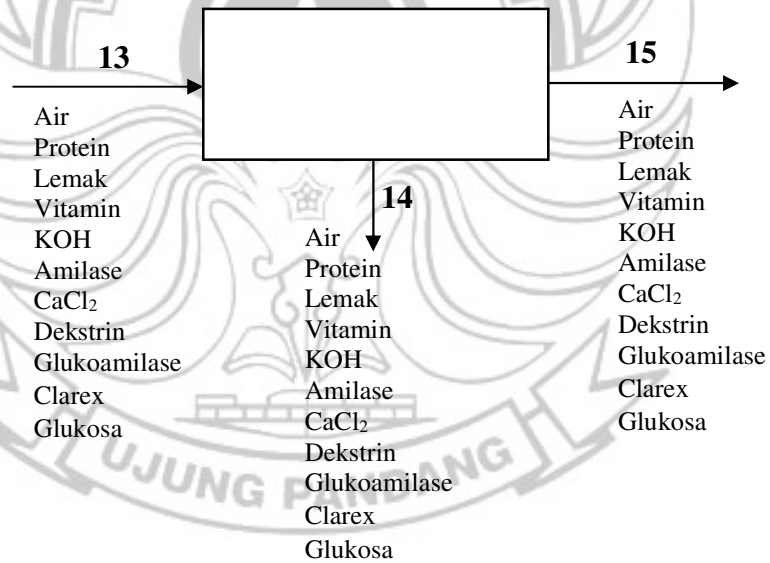


Tabel 5.5 Neraca Massa Tangki Decolorizing

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Alur 10 (kg/jam)	Alur 13 (kg/jam)
Air	12.840,50	12.840,50
Protein	94,83	94,83
Lemak	15,80	15,80
Vitamin	79,02	79,02
KOH	14,78	14,78
Alpha-amilase	17,56	17,56
CaCl ₂	17,56	17,56
Dekstrin	75,71	75,71
Glukoamilase	4,39	4,39
Clarex	8,78	8,78
Glukosa	2.576,79	2.576,79
Total	15.745,73	15.745,73

5.1.5 Filter Press

Fungsi : untuk memisahkan impuritis dari tangki decolorizing

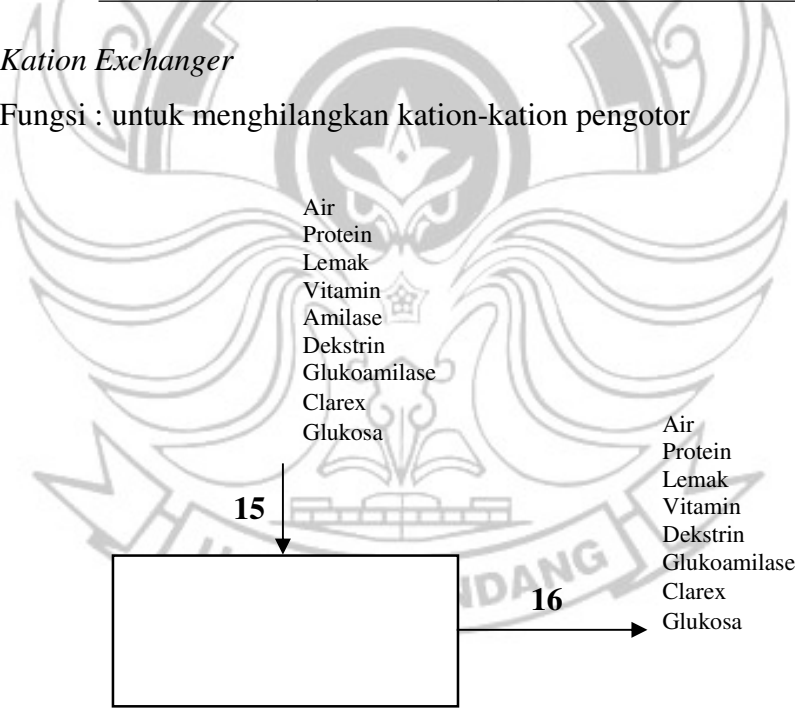


Tabel 5.6 Neraca Massa *Filter Press*

Komponen	Input		Output	
	Alur 13 (kg/jam)	Alur 14 (kg/jam)	Alur 15 (kg/jam)	Alur 15 (kg/jam)
Air	12.840,50	256,81	12.538,69	
Protein	94,83	92,93	1,90	
Lemak	15,80	15,49	0,32	
Vitamin	79,02	77,44	1,58	
KOH	14,78	14,48	0,30	
<i>Alpha-amilase</i>	17,56	17,21	0,35	
CaCl ₂	17,56	17,21	0,35	
Dekstrin	75,71	74,20	1,51	
Glukoamilase	4,39	4,30	0,09	
Clarex	8,78	8,60	0,18	
Glukosa	2.576,79	51,54	2.525,25	
Subtotal	15.745,73	630,22	15.115,51	
Total	15.745,73	15.745,73		

5.1.6 *Kation Exchanger*

Fungsi : untuk menghilangkan kation-kation pengotor



Tabel 5.7 Neraca Massa *Kation Exchanger*

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Alur 15 (kg/jam)	Alur 16 (kg/jam)
Air	12.538,69	12.583,78
Protein	1,90	1,90
Lemak	0,32	0,32
Vitamin	1,58	1,58
KOH	0,30	-
<i>Alpha-amilase</i>	0,35	0,35
CaCl ₂	0,35	-
Dekstrin	1,51	1,51
Glukoamilase	0,09	0,09
Clarex	0,18	0,18
Glukosa	2.525,25	2.525,25
Total	15.115,52	15.115,52

5.1.7 Anion Exchanger

Fungsi : untuk menghilangkan anion-anion pengotor

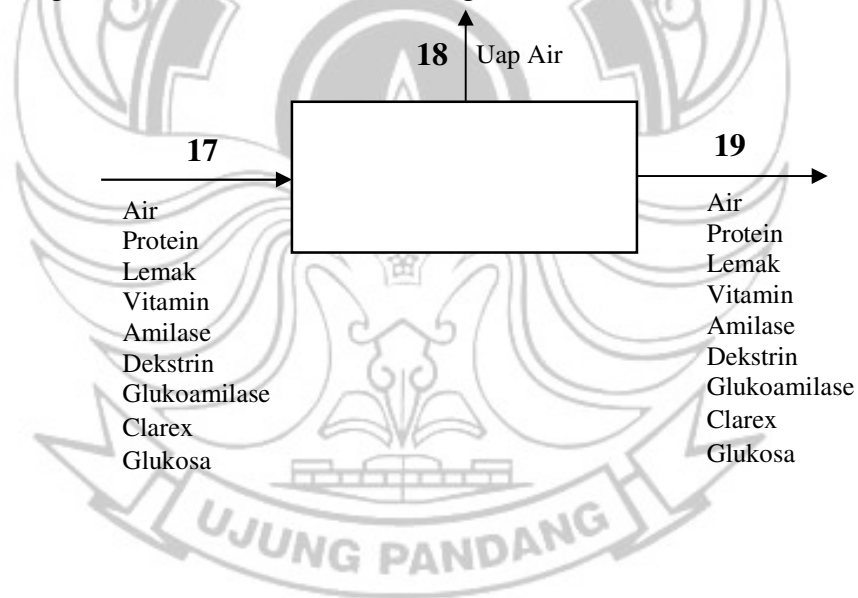


Tabel 5.8 Neraca Massa Anion Exchanger

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Alur 16 (kg/jam)	Alur 17 (kg/jam)
Air	12.583,78	12.583,90
Protein	1,90	1,90
Lemak	0,32	0,32
Vitamin	1,58	1,58
<i>Alpha-amilase</i>	0,35	0,35
Dekstrin	1,51	1,51
Glukoamilase	0,09	0,09
Clarex	0,18	0,18
Glukosa	2.525,25	2.525,25
Total	15.115,07	15.115,07

5.1.8 Evaporator

Fungsi : untuk memekatkan larutan glukosa



Tabel 5.9 Neraca Massa Evaporator

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
	Alur 17 (kg/jam)	Alur 18 (kg/jam)	Alur 19 (kg/jam)
Air	12.583,78	9.209	3.374,90
Protein	1,90	-	1,90
Lemak	0,32	-	0,32
Vitamin	1,58	-	1,58
<i>Alpha-amilase</i>	0,35	-	0,35
Dekstrin	1,51	-	1,51
Glukoamilase	0,09	-	0,09
Clarex	0,18	-	0,18
Glukosa	2.525,25	-	2.525,25
Subtotal	15.115,07	9.209	2.525,25
Total	15.115,07	15.115,07	

5.2 Neraca Energi

Basis perhitungan = 1 jam operasi

Temperatur referensi = 25 °C

5.2.1 Blender

Fungsi : untuk menghancurkan dan menghaluskan pisang menjadi bubur

Tabel 5.10 Neraca Energi Blender

Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 1	137.098,87	Alur 3	302.490,59
Alur 2	165.391,72		
Total	302.490,59	302.490,59	

5.2.2 Reaktor Liquifikasi

Fungsi : untuk mengkonversi bubur pisang menjadi dekstrin

Tabel 5.11 Neraca Energi Reaktor Liquifikasi

Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 3	302.490,59	Alur 6	14.960,90
Alur 4	175,61	Alur 7	23.030.853,24
Alur 5	298,53	P.Reaksi	281,111,75
Steam	23.023.960,85		
Total	23.326.925,59		23.326.925,59

5.2.3 Cooler 1

Fungsi : menurunkan temperatur campuran sebelum dipompakan ke reaktor sakarifikasi

Tabel 5. 12 Neraca Energi Cooler 1

Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 7	23.030.853,24	Alur 7	6.496.266,63
P.pendingin	-16.534.586,61		
Total	6.496.266,63		6.496.266,63

5.2.4 Reaktor Sakarifikasi

Fungsi : untuk mengkonversi dekstrin menjadi glukosa

Tabel 5.13 Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi

Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 7	6.496.266,63	Alur 10	2.444.918,19
Alur 8	307,31	P.Reaksi	-267.965,63
Alur 9	614,63		
Steam	-4.320.236,01		
Total	2.176.952,56		2.176.952,56

5.2.5 Filter Press

Fungsi : untuk memisahkan impuritis dari tangki decolorizing

Tabel 5.14 Neraca Energi Filter Press

Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 13	2.444.918,19	Alur 14	461.915,02
		Alur 15	1.982.003,17

Total	2.444.918,19		2.444.918,19
--------------	---------------------	--	---------------------

5.2.6 Evaporator

Fungsi : untuk memekatkan larutan glukosa

Tabel 5.15 Neraca Energi Evaporator

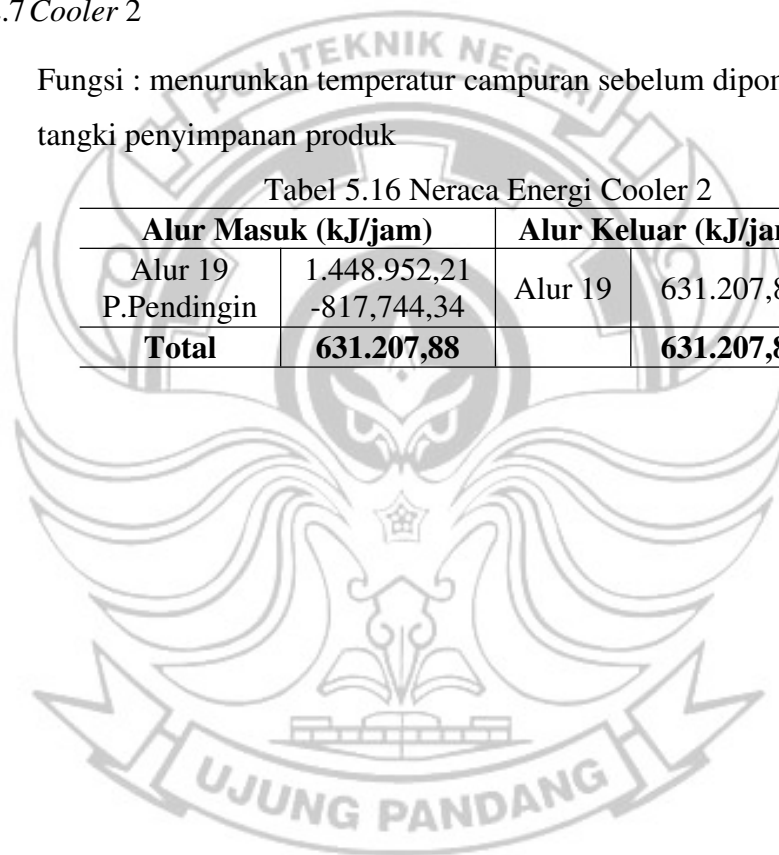
Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 17	1.982.003,17	Alur 18	2.903.136,86
Steam	2.370.085,91	Alur 19	1.448.952,21
Total	4.224.678,72		4.224.678,72

5.2.7 Cooler 2

Fungsi : menurunkan temperatur campuran sebelum dipompakan ke tangki penyimpanan produk

Tabel 5.16 Neraca Energi Cooler 2

Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 19	1.448.952,21	Alur 19	631.207,88
P.Pendingin	-817.744,34		
Total	631.207,88		631.207,88



BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

6.1 Gudang Penyimpanan Bahan Baku (GB)

Fungsi	: untuk menyimpan bahan baku
Bentuk Bangunan	: Gedung berbentuk persegi panjang ditutup atap
Bahan Kontruksi	: Dinding : Batu Bata
	: Lantai : Beton
	: Atap : Asbes
Jumlah	: 1 Unit
Kondisi Ruangan	: Temperatur : 30°C
	: Tekanan : 1 atm
Kondisi fisik	
P	= 54 ft
L	= 27 ft
T	= 27 ft

6.2 *Belt Conveyor*

Fungsi	: untuk mengangkut buah pisang ke <i>blender</i>
Laju Alir	: 7.902,38 kg/jam
Kondisi fisik	:
Lebar belt	= 3,5 ft = 1,05 m
Panjang belt	= 15 ft = 4,5 m
Tinggi belt	= 1,14 m
Horse power	= 0,98 hp
Hp motor	= 1,22 hp

6.3 Blender (BL-01)

Fungsi	: untuk menghancurkan dan menghaluskan pisang jadi bubur
Jumlah	: 1 unit
Diameter	= 3,5 m = 11,6 ft
Panjang	= 3,5 m = 11,6 ft
Daya	= 34,47 Hp

6.4 Reaktor (R-01)

Fungsi	: untuk memberi kesempatan semua molekul pati dapat terhidrolisa menjadi dekstrin
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal
Jumlah	: 1 unit
Jenis	: reaktor alir rangki berpengaduk
Laju alir	= 15819,5 kg/jam
Kondisi operasi	:
Temperatur	= 95°C
Tekanan	= 1 atm
Waktu Tinggal	= 30 menit (0,5 jam) (United State Patent No. 5,833,757, 1998)
Kondisi fisik	:
Volume tangki,	= 7,03 m ³
Diameter tangki	= 1,81 m
Tinggi tangki	= 2,87 m

$$Da/Dt = 1/3; Da = 1/3 \times 1,81\text{m} = 0,60 \text{ m}$$

$$C/Dt = 1/3; C = 1/3 \times 1,81\text{m} = 0,60\text{m}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = 1/4 \times 0,60 \text{ m} = 0,15\text{m}$$

$$W/Da = 1/5; W = 1/5 \times 0,60\text{m} = 0,12\text{m}$$

$$J/Dt = 1/10; J = 1/10 \times 1,81\text{m} = 0,18 \text{ m}$$

6.5 Cooler (E-101)

Fungsi : menurunkan temperatur campuran sebelum dialirkan ke reaktor 2

Jumlah : 1 unit

Jenis : 1-2 *Shell and tube*

Diameter luar : $\frac{3}{4}$ in

BWG : 18

Pitch : $\frac{15}{16}$ *triangular pitch*

Panjang *tube* : 20 ft

Jumlah *tube* : 311,64 buah

6.6 Reaktor (R-02)

Fungsi : untuk memberi kesempatan semua molekul pati dapat terhidrolisa menjadi glukosa

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal

Jumlah : 4 unit

Jenis : reaktor alir rangki berpengaduk

Laju alir : 15.732,55 kg/jam
 Kondisi operasi :
 Temperatur = 60°C
 Tekanan = 1 atm
 Waktu Tinggal = 8 jam (United State Patent No. 5,833,757, 1998)
 Kondisi fisik :
 Volume tangki = 111,87 m³
 Diameter tangki = 4,56 m
 Tinggi tangki = H_s + H_d = 7,22 m
 Da/Dt = 1/3 ; Da = 1/3 x 4,56 m = 1,52 m
 C/Dt = 1/3 ; C = 1/3 X 4,56 m = 1,52 m
 L/Da = 1/4 ; L = 1/4 x 1,52 m = 0,38 m
 W/Da = 1/5 ; W = 1/5 x 0,38 m = 0,30 m
 J/Dt = 1/10 ; J = 1/10 x 4,56 m = 0,46 m

6.7 Filter Press

Fungsi : untuk memisahkan komponen padat dari campuran hasil reaksi
 Jenis : Silinder vertikal dengan tutup *ellipsoidal*
 Material : *Kanvas*
 Jumlah : 2 Unit
 Kondisi Fisik :
 Volume tangki = 3,06 m³

Diameter tangki = 1,51m

Tinggi tangki = 4,54m

6.8 Tangki *Decolorizing*

Fungsi : untuk tempat penghilang zat pewarna yang terkandung didalam glukosa dengan menambahkan karbon aktif

Jenis : Tangki berbentuk silinder, bottom berbentuk konis dan tutup berbentuk dished (dished head) yang dilengkapi pengaduk

Bahan : *Carbon steel SA-333*

Laju alir : 15.745,73kg/jam

Kondisi fisik :

Diameter tangki = 2,996 m

Tinggi tangki = 13,021 m

Daya = 3,4 Hp

6.9 *Cation Exchanger (CE)*

Fungsi : untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup elisoidal

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283, Grade C*

Jenis Sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Laju alir : 15.115,51 kg/jam

Kondisi operasi :

Temperatur = 60°C

Diameter tangki = 0,6096 m

Tinggi tangki = 1,2192 m

6.10 Anion Exchanger (AE)

Fungsi : untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup elisoidal

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283, Grade C*

Jenis Sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Laju alir : 15.115,51kg/jam

Kondisi Operasi :

Temperatur = 60°C

Diameter tangki = 0,6096 m

Tinggi tangki = 1,2192 m

6.11 Evaporator

Fungsi : untuk memekatkan larutan glukosa

Jenis : 1-2 *shell and tube*

Jumlah : 1

Laju alir : 15.115,07 kg/jam

Kondisi fisik :

Volume tangki = 13,44 m³

Diameter tangki = 2,25 m

Tinggi tangki = 2,99 m

Tebal tutup tangki = 0,1 in

6.12 Cooler (E-102)

Fungsi : Menurunkan temperatur campuran sebelum
dialirkan ke tangki produk

Jumlah : 1 unit

Jenis : 1-2 *Shell and tube*

Diameter luar : 1 ¼ in

BWG : 18

Pitch : 19/16 *triangular pitch*

Panjang *tube* : 20 ft

Jumlah *tube* : 28,6 buah

6.13 Tangki Penyimpanan Sirup Glukosa (TP)

Fungsi : untuk menyimpan sirup glukosa

Bentuk : Silinder vertikal dengan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 unit

Laju alir : 2.525,25kg/jam

Kondisi operasi :

Temperatur = 60°C

Tekanan = 1 atm

Kondisi fisik :

Volume tangki = 794,33 m³

Diameter tangki = 8,58 m

Tinggi tangki = 11,44 m

Tebal tutup atas yang digunakan = 1/2 in.

6.14 Pompa 1 (P-101)

Fungsi : untuk memompa bubur pati dari *blender* ke reaktor 1

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 30°C

Daya pompa = 0,57 Hp

6.15 Pompa 2 (P-102)

Fungsi : untuk memompa bubur pati dari reaktor 1 ke *cooler*

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 95°C

Daya pompa = 0,57 Hp

6.16 Pompa 3 (P-103)

Fungsi : untuk memompa bubur pati dari *cooler* ke reaktor 2

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 60°C

Daya pompa = 0,57Hp

6.17 Pompa 4 (P-104)

Fungsi : untuk memompa sirup glukosa dari reaktor 2 ke tangki *decolorizing*

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 60°C

Daya pompa = 0,56 Hp

6.18 Pompa 5 (P-105)

Fungsi : untuk memompa sirup glukosa dari tangki *decolorizing* ke *filter press*

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 60°C

Daya pompa = 0,56Hp

6.19 Pompa 6 (P-106)

Fungsi : untuk memompa sirup glukosa dari *filter press*

ke *cation exchanger*

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 60°C

Daya pompa = 0,51 Hp

6.20 Pompa 7 (P-107)

Fungsi : untuk memompa sirup glukosa dari *cation exchanger* ke *anion exchanger*

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 60°C

Daya pompa = 0,51Hp

6.21 Pompa 8 (P-108)

Fungsi : untuk memompa sirup glukosa dari *anion exchanger* ke evaporator

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 60°C

Daya pompa = 0,51Hp

6.22 Pompa 9 (P-109)

Fungsi : untuk memompa sirup glukosa dari evaporator ke cooler 2

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur : 100°C

Daya pompa = 0,1Hp

6.23 Pompa 10 (P-110)

Fungsi : untuk memompa sirup glukosa dari evaporator ke cooler 2

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur : 100°C

Daya pompa = 0,1Hp

BAB VII UTILITAS DAN UNIT PENDUKUNG PROSES

Utilitas merupakan unit penunjang kelancaran suatu proses produksi pabrik. Oleh karena itu, unit-unit harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik. Berdasarkan kebutuhannya, utilitas pabrik sirup glukosa diklasifikasikan sebagai berikut.

1. Kebutuhan Air, terdiri dari:
 - a. Kebutuhan air proses
 - b. Kebutuhan uap (*steam*)
 - c. Kebutuhan air pendingin
 - d. Air untuk berbagai kebutuhan
2. Kebutuhan Tenaga Listrik
3. Kebutuhan Bahan Bakar
4. Unit Pengolahan Limbah

7.1 Unit Pengadaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik sirup glukosa ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai.

7.1.1 Proses Pengolahan Air

Proses pengolahan air pada prarancangan sirup glukosa ini dilakukan dengan tahapan sebagai berikut.

1. Sedimentasi

Sedimentasi merupakan tahap awal dari pengolahan air sungai. Air yang dialirkan dari sungai ditampung dalam suatu bak sedimentasi untuk mengendapkan partikel-partikel padatan yang tidak terlarut.

2. Koagulasi

Proses koagulasi terjadi pada *clarifier*. Air dari bak sedimentasi dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$).

3. Filtrasi

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air yang keluar dari *sand filter* kemudian dialirkan menuju bak penampungan air bersih.

4. Demineralisasi

Air untuk umpan boiler dan pendingin harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water*. Adapun tahap demineralisasi air sebagai berikut.

a. *Cation Exchanger*

Proses yang terjadi pada *cation exchanger* adalah penukaran kation-kation yang terkandung dalam air dengan kation pada resin, sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi yang terjadi pada *cation exchanger*:



Kation resin akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan H_2SO_4 .

Reaksi regenerasi resin:

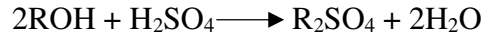


b. *Anion Exchanger*

Air bersifat basa yang terbentuk dari *cation exchanger* selanjutnya dialirkan menuju *anion exchanger* untuk

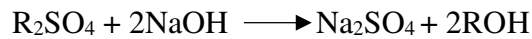
menghilangkan kandungan anionnya.

Reaksi yang terjadi pada *anion exchanger*:



Anion resin akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan NaOH.

Reaksi regenerasi resin:



7.2 Kebutuhan Air

Dalam proses produksi, air memegang peranan penting, baik untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan domestik. Kebutuhan air suatu pabrik meliputi air proses, uap (*steam*), air pendingin, dan air untuk berbagai kebutuhan. Kebutuhan air pada pabrik sirup glukosa adalah sebagai berikut.

7.2.1 Kebutuhan Air Proses

Perhitungan kebutuhan air proses pada pabrik sirup glukosa yang diperoleh dari lampiran A dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 7.1 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan (kg/jam)
<i>Blender</i>	BL-01	7.902,38
Total		7.902,38

7.2.2 Kebutuhan Uap (*Steam*)

Uap digunakan dalam pabrik sebagai media pemanas alat-alat perpindahan panas. *Steam* diproduksi dalam ketel. Perhitungan kebutuhan *steam* pada pabrik sirup glukosa yang diperoleh dari LB.2, LB.4, LB.6 dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 7.2 Kebutuhan Uap (Steam)

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Reaktor Liquifikasi	R-01	10.454,51
Reaktor Sakarifikasi	R-02	1.961,69
Evaporator	E-01	1.076,32
Total		13.492,52

Diperkirakan 80% kondensat dapat digunakan kembali (Evans, 1978), sehingga

$$\begin{aligned} \text{Kondensat yang digunakan kembali} &= 80\% \times 13.492,52 \text{ kg/jam} \\ &= 10.794,02 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air tambahan} &= 20\% \times 210.794,02 \text{ kg/jam} \\ &= 2.158,80 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel 7.3 Persyaratan Batas Air Umpan (IS 10392, 1982)

Faktor (maksimum)	20 kg/cm ³	21-39 kg/cm ³	40-59 kg/cm ³
Total besi (ppm)	0,05	0,02	0,01
Total Tembaga (ppm)	0,01	0,01	0,01
Total Silika (ppm)	1,0	0,3	0,1
Oksigen (ppm)	0,02	0,02	0,01
Residu hidrasin (ppm)	-	-	0,02-0,04
pH pada 25°C	8,8-9,2	8,8-9,2	8,8-9,2
Kesadahan (ppm)	1,0	0,5	-

7.2.3 Kebutuhan Air Pendingin

Perhitungan kebutuhan air pendingin pada pabrik sirup glukosa yang diperoleh dari LB.3, LB.7 dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 7.4 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan (kg/jam)
<i>Cooler 1</i>	C-01	162.741,99
<i>Cooler 2</i>	C-02	8.048,66
Total		170.790,66

Air pendingin bekas dapat digunakan kembali setelah didinginkan dalam *cooling tower*. Dengan menganggap terjadi kehilangan air selama proses sirkulasi, maka air tambahan yang diperlukan adalah jumlah air yang hilang karena penguapan, *drift loss*, dan *blowdown* (Perry, 1999). Air yang hilang karena penguapan dapat dihitung dengan persamaan:

$$W_e = 0,00085 \times W_c \text{ (Pers. 12-10, Perry, 1999)}$$

Keterangan:

W_e = jumlah air pendingin yang diperlukan = kg/jam

T_1 = temperature air pendingin masuk = 30°C

T_2 = temperature air pendingin keluar = 55°C

Maka:

$$W_e = 0,00085 \times 170.790,66 \text{ kg/jam} \times (55-30) = 3.629,306 \text{ kg/jam}$$

Air yang hilang karena *drift loss* biasanya 0,1-0,2% dari air pendingin yang masuk ke menara air (Perry, 1999). Diperkirakan *drift loss* 0,2% maka:

$$W_d = 0,002 \times 3.629,306 \text{ kg/jam} = 7,26 \text{ kg/jam}$$

Air yang hilang karena *blowdown* bergantung pada jumlah siklus sirkulasi air pendingin, biasanya antara 3-5 siklus (Perry, 1999). Diperkirakan *blowdown* 5 siklus maka:

$$W_b = \frac{W_e}{S-1} = \frac{3.629,306 \text{ kg/jam}}{5-1} = 907,33 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Air tambahan yang diperlukan} &= W_e + W_d + W_b \\ &= 3.629,306 + 7,26 + 907,33 \\ &= 4.543,89 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin sebagai berikut:

- Kesadahan (*hardness*), dapat menimbulkan kerak
- Kadar besi, dapat menimbulkan korosi
- Minyak, dapat menyebabkan turunnya *heat transfer coefficient* dan

dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan

7.2.4 Air Konsumsi Umum dan Sanitasi

1. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik untuk tiap orang/*shift* adalah 40-100 liter/hari (Metcalf, 1991). Diambil 80 liter/hari = 3,33 liter/jam ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m³; Jumlah karyawan = 144 orang, maka total air domestik = 3,3 liter/jam \times 144 = 475,2 liter/jam \times 0,99568 kg/liter = 473,1471 kg/jam.

2. Kebutuhan Air Laboratorium

Kebutuhan air untuk laboratorium adalah 1000-1800 liter/hari (Metcalf dan Eddy, 1991), maka diambil 1750 liter/hari = 72,9167 kg/jam.

3. Kebutuhan Air Kantin dan Tempat Ibadah

Kebutuhan air untuk kantin dan rumah ibadah adalah 40-120 liter/hari (Metcalf dan Eddy, 1991), maka diambil 120 liter/hari = 5 liter/jam ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m³; Pengunjung rata-rata = 70 orang, maka total kebutuhan airnya = 5 liter/jam \times 70 = 350 liter/jam \times 0,99568 kg/liter = 348,4880 kg/jam.

4. Kebutuhan Air Poliklinik

Kebutuhan air untuk poliklinik adalah 400-600 liter/hari (Metcalf dan Eddy, 1991), maka diambil 600 liter/hari = 24,8920 kg/jam.

Tabel 7.5 Parameter Fisik Standar Baku Mutu Air Sanitasi

Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu (maksimum)
Kekeruhan	NTU	25
Warna	TCU	50
Zat padat terlarut (TDS)	Mg/L	1.000
Suhu	°C	Suhu udara
Rasa	-	Tidak berasa
Bau	-	Tidak berbau

Sumber: Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2017

Tabel 7.6 Parameter Biologi Standar Baku Mutu Air Sanitasi

Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu (maksimum)
Total coliform	CFU/100 ml	50
E. Coli	CFU/100 ml	0

Sumber: Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2017

Tabel 7.7 Parameter Kimia Standar Baku Mutu Air Sanitasi

Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu (maksimum)
pH	mg/L	6,5-8,5
Besi	mg/L	1
<i>Flourida</i>	mg/L	1,5
Kesadahan (CaCO ₃)	mg/L	500
Mangan	mg/L	0,5
Nitrat	mg/L	10
Nitrit	mg/L	1
Sianida	mg/L	0,1
Deterjen	mg/L	0,05
Pestisida total	mg/L	0,1
Air raksa	mg/L	0,001
Arsen	mg/L	0,05
Kadmium	mg/L	0,005
Kromium	mg/L	0,05
Selenium	mg/L	0,01
Seng	mg/L	15
Sulfat	mg/L	400
Timbal	mg/L	

Sumber: Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2017

Tabel 7.8 Pemakaian Air

Tempat	Jumlah (kg/jam)

Domestik	473,1471
Laboratorium	72,9167
Kantin dan Tempat Ibadah	348,4880
Poliklinik	24,8920
Total	919,4438

Tabel 7.9 Total Kebutuhan Air

Tempat	Jumlah (kg/jam)
Air Proses	7.902,38
Air Pendingin	170.790,66
Air <i>Make Up</i> Pendingin	4.543,89
Air Umpan <i>Boiler</i>	13.492,52
Air <i>Make up Boiler</i>	2.158,80
Air Sanitasi	919,44
Total	199.807,70

7.3 Unit Pengadaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik di pabrik sirup glukosa ini dipenuhi oleh Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator listrik. Penggunaan generator listrik bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinu meskipun ada gangguan pasokan listrik dari PLN. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak balik dengan pertimbangan tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar dan tenaga dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan. Kebutuhan listrik di pabrik ini terdiri dari:

1. Listrik untuk Keperluan Alat Proses dan Utilitas
2. Listrik untuk Ruang Kontrol dan Laboratorium
3. Listrik untuk Bengkel
4. Listrik untuk Penerangan dan Perkantoran
5. Listrik untuk Perumahan

7.3.1 Listrik untuk Keperluan Proses dan Pengolahan Air

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses dan pengolahan air diperkirakan sebagai berikut.

Tabel 7. 10 Kebutuhan Listrik untuk Pengolahan Air

Nama Alat	Daya	kW
Pompa Utilitas 1	4,44	3,31
Pompa Utilitas 2	0,01	0,01
Pompa Utilitas 3	1.592,63	1.188,10
Pompa Utilitas 4	0,02	0,01
Pompa Utilitas 5	0,00	0,00
Pompa Utilitas 6	1.592,63	1.188,10
Pompa Utilitas 7	670,78	500,40
Pompa Utilitas 8	0,48	0,35
Pompa Utilitas 9	1.592,63	1.188,10
Pompa Utilitas 10	1.592,63	1.188,10
Pompa Utilitas 11	1.592,63	1.188,10
Pompa Utilitas 12	1.592,63	1.188,10
Cooling Tower	4,31	3,21
Total	10235,80	7635,91

7.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk *boiler* dan pembangkit tenaga listrik (generator) adalah minyak solar, karena minyak solar memiliki efisiensi dan nilai bakar yang tinggi.

7.4.1 Keperluan Bahan Bakar Generator

Nilai bahan bakar solar = 19.860 Btu/lbm (Perry, 1999)

Densitas bahan bakar solar = 0,89 kg/liter

Daya *output* generator = 328,108 kW

Daya generator yang dihasilkan

= 328,108 kW × (0,9478 Btu/detik.kW) × 3.600 detik/jam

= 1.119.530,74 Btu/jam

Jumlah bahan bakar

$$= 1.119.530,74 \text{ Btu/jam} \div 19.860 \text{ Btu/lbm} \div 0,45359 \text{ kg/lbm}$$

$$= 25,57 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan Solar} = 25,57 \text{ kg/jam} \div 0,89 \text{ kg/liter}$$

$$= 28,73 \text{ liter/jam}$$

7.4.2 Keperluan Bahan Bakar *Boiler*

$$\text{Uap yang dihasilkan boiler} = 13.492,52 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Entalpi saturated steam (120°C)} = 2200,97 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan boiler} = 13.492,52 \text{ kg/jam} \times 2200,97 \text{ kJ/kg}$$

$$= 29.696.633,34 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Efisiensi boiler} = 85\%$$

$$\text{Panas yang harus disuplai boiler} = 29.696.633,34 \text{ kJ/jam} \times 85\%$$

$$= 25.242.138,34 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Nilai bahan bakar solar} = 19860 \text{ Btu/lbm} = 46194,36 \text{ kJ/kg (Perry, 1999)}$$

$$\text{Jumlah bahan bakar} = 25.242.138,34 \text{ kJ/jam} \div 46194,36 \text{ kJ/kg}$$

$$= 546,43 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas bahan bakar solar} = 0,89 \text{ kg/liter}$$

$$\text{Kebutuhan solar} = 546,43 \text{ kg/jam} \div 0,89 \text{ kg/liter}$$

$$= 613,97 \text{ liter/jam}$$

$$\text{Total kebutuhan solar} = 28,7296 \text{ liter/jam} + 613,97 \text{ liter/jam}$$

$$= 642,70 \text{ liter/jam}$$

7.5 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan di pabrik sirup glukosa ini yaitu limbah cair dan padat. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah tersebut perlu diolah terlebih

dahulu di unit pengolahan limbah agar tidak mencemari lingkungan. Pengolahan limbah berdasarkan jenis buangnya yaitu:

7.5.1 Pengolahan Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan dari pabrik sirup glukosa yaitu:

- Air limbah proses

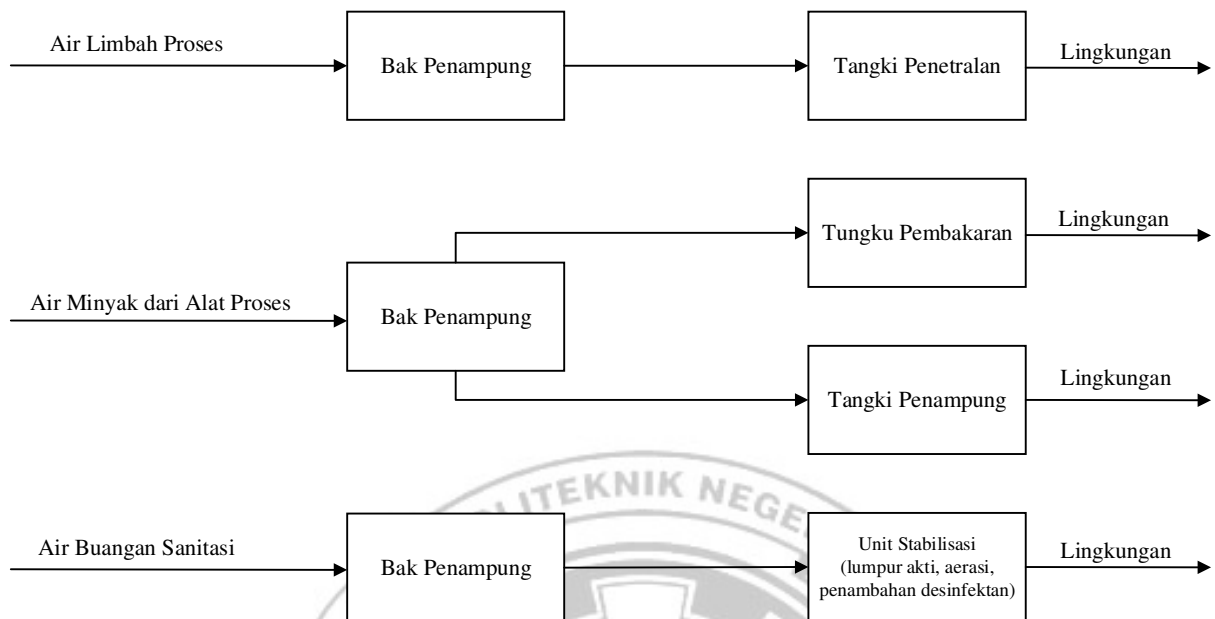
Limbah dari reaktor dan evaporator berupa air dan uap dikondensasikan terlebih dahulu. Limbah ini dinetralkan dalam tangki penetralan. Produk sirup glukosa yang tercecer, sisa air proses, dan regenerasi resin. Limbah cair ini mengandung senyawa asam dan basa. Proses pengolahan limbah ini yaitu dinetralkan dalam tangki penetralan. Penetralkan dilakukan dengan memakai larutan H_2SO_4 jika pH buangnya $>7,0$ dan memakai larutan $NaOH$ jika pH buangnya $<7,0$. Selanjutnya diolah seperti pengolahan limbah pada umumnya yakni melewati tahap koagulasi, flokulasi, flotasi dan filtrasi.

- Air berminyak dari alat proses

Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain. Pemisah dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak dibagian atas akan dialirkan ke penampungan minyak dan pengolahannya dengan pembakaran di dalam tungku pembakar. Sedangkan air dibagian bawah akan dialirkan ke penampungan akhir dan selanjutnya dibuang.

- Air buangan sanitasi dari toilet

Sebelum diolah ke unit pengolahan limbah, air buangan sanitasi dari toilet di wilayah pabrik sirup glukosa dikumpulkan terlebih dahulu. Air sanitasi tersebut selanjutnya diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi desinfektan *calcium hypochlorite*.



Gambar 7. 1 Diagram Alir Proses Pengolahan Limbah Cair

7.5.2 Pengolahan Limbah Padat

Limbah padat yang dihasilkan berasal dari:

- *Filter Press*

Hasil dari proses di *filter press* yaitu impuritas dan pati yang tidak terkonversi akan menjadi limbah padat (*cake*). Limbah tersebut dikumpulkan dan digunakan sebagai pupuk untuk tanaman atau sebagai pakan ternak.

- Sampah Organik dan Non Organik

Sampah organik dan non organik yang dihasilkan oleh aktivitas karyawan pabrik dikumpulkan di tempat sampah di seluruh pabrik. Sampah yang terkumpul dari tempat sampah dikumpulkan dan diantarkan ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA) terdekat.

- Sisa Bahan Baku

Bahan baku yang tercecer di gudang penyimpanan dan bahan baku yang tidak lolos spek akan dikumpulkan dan dibuang ke Tempat Pembuangan Akhir (TPA) terdekat.

7.6 Spesifikasi Peralatan

7.6.1 Bak Air Sanitasi (BK-06)

Fungsi	= untuk menampung air Sanitasi yang keluar dari Bak klornisasi
Jumlah	= 1 unit
Bentuk	= persegi Panjang
Material	= beton bertulang
Volume bak	= 3,0426 m ³
Panjang	= 6,0852 m
Lebar	= 3,0426 m
Tinggi	= 2,7383 m

7.6.2 Bak Air Proses (BK-03)

Fungsi	= untuk menampung Air Proses yang keluar dari Bak Air Bersih
Jumlah	= 1 unit
Bentuk	= persegi Panjang
Material	= beton bertulang
Volume bak	= 3,0426 m ³
Panjang	= 6,0852 m
Lebar	= 3,0426 m
Tinggi	= 2,7383 m

7.6.3 Pompa ke Peralatan (P-212)

Fungsi	= untuk memompa air dari bak air pendingin ke Peralatan
--------	---

Jumlah	= 1 unit
Bahan	= <i>commercial steel</i>
NPS	= 6 in
<i>Inside diameter</i>	= 6,605 m
<i>Outside diameter</i>	= 6,625 m
Daya Pompa	= 1.592,63 hp

7.6.4 Pompa ke Bak Air Pendingin (P-204)

Fungsi	= untuk memompa air dari bak air bersih ke Bak Air Pendingin
Jumlah	= 1 unit
Bahan	= <i>commercial steel</i>
NPS	= 6 in
<i>Inside diameter</i>	= 6,605 m
<i>Outside diameter</i>	= 6,625 m
Daya Pompa	= 670,783 hp

7.6.5 Pompa ke Boiler (P-212)

Fungsi	= untuk memompa air dari bak air proses ke Boiler
Jumlah	= 1 unit
Bahan	= <i>commercial steel</i>
NPS	= 6 in
<i>Inside diameter</i>	= 6,605 m

Outside diameter = 6,625 m

Daya Pompa = 0,475 hp

7.6.6 Pompa ke Daerator (P-212)

Fungsi = untuk memompa air dari bak air lunak ke
Daerator

Jumlah = 1 unit

Bahan = *commercial steel*

NPS = 6 in

Inside diameter = 6,605 m

Outside diameter = 6,625 m

Daya Pompa = 1592,6275 hp

7.6.7 Pompa air bersih (P-205)

Fungsi = untuk memompa air dari bak air bersih ke
Cation Exchanger

Jumlah = 1 unit

Bahan = *commercial steel*

NPS = 6 in

Inside diameter = 6,605 m

Outside diameter = 6,625 m

Daya Pompa = 1.592,63 hp

7.6.8 Pompa ke bak air proses (P-206)

Fungsi = untuk memompa air dari bak air bersih ke

Bak air proses

Jumlah	= 1 unit
Bahan	= <i>commercial steel</i>
NPS	= 6 in
<i>Inside</i> diameter	= 6,605 m
<i>Outside</i> diameter	= 6,625 m
Daya Pompa	= 4,444 hp

7.6.9 Pompa ke toilet (P-209)

Fungsi ke	= untuk memompa air dari bak air sanitasi
Jumlah	= 1 unit
Bahan	= <i>commercial steel</i>
NPS	= 6 in
<i>Inside</i> diameter	= 6,605 m
<i>Outside</i> diameter	= 6,625 m
Daya Pompa	= 0,0075 hp

7.6.10 Pompa ke bak klorinasi (P-206)

Fungsi	= untuk memompa air dari bak air bersih ke Bak Klornisasi
Jumlah	= 1 unit
Bahan	= <i>commercial steel</i>

NPS	= 6 in
<i>Inside diameter</i>	= 6,605 m
<i>Outside diameter</i>	= 6,625 m
Daya Pompa	= 1592,6275 hp

7.6.11 Pompa ke bak sanitasi (P-208)

Fungsi = untuk memompa air dari bak Klorinasi ke
Bak sanitasi

Jumlah	= 1 unit
Bahan	= <i>commercial steel</i>
NPS	= 6 in
<i>Inside diameter</i>	= 6,605 m
<i>Outside diameter</i>	= 6,625 m
Daya Pompa	= 0,0196 hp = 36 buah

7.6.12 Water Cooling Tower (WCT)

Fungsi = untuk mendinginkan air dari temperatur 55°C
menjadi 30°C

Jumlah	= 1 unit
Jenis	= <i>mechanical draft cooling tower</i>
Bahan Konstruksi	= <i>carbon steel</i>
Kondisi Operasi	= Temperatur masuk menara = 50°C Temperatur keluar menara = 30°C
Luas Menara	= 38,8115 ft ²

Tinggi = 10,7 m

Daya = 2 hp

7.6.13 Pompa *Water Cooling Tower* (PU-08)

Fungsi = untuk memompa air dari *water cooling tower*
ke *cooling tower*

Jumlah = 1 unit

Jenis = *centriugal pump*

Bahan Konstruksi = *commercial steel*

Daya Motor = 31,5844 hp

7.6.14 Tangki Utilitas (TU)

Fungsi = untuk menampung air distribusi kebutuhan
domestik

Jumlah = 1 unit

Bentuk = silinder vertikel dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi = *carbon steel SA 283 grade C*

Kondisi Operasi = Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Diameter = 8,9860 m

Tinggi = 12,8760 m

7.6.16 Pompa Tangki Utilitas (PU-14)

Fungsi = untuk memompa air dari tangki utilitas
ke kebutuhan domestik

Jumlah = 1 unit

Jenis = *centriugal pump*

Bahan Konstruksi = *commercial steel*

Daya Motor = ½ hp

7.6.17 Tangki Bahan Bakar (TB-01)

Fungsi = untuk menyimpan bahan bakar

Jumlah = 1 unit

Bentuk = silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi = *carbon steel SA 283 grade C*

Kondisi Operasi = Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Kapasitas = m³

Diameter = 6,9742 m

Tinggi = 10,1806 m

7.6.18 Pompa Tangki Bahan Bakar I (PU-15)

Fungsi = untuk memompa bahan bakar solar dari tangki bahan bakar ke

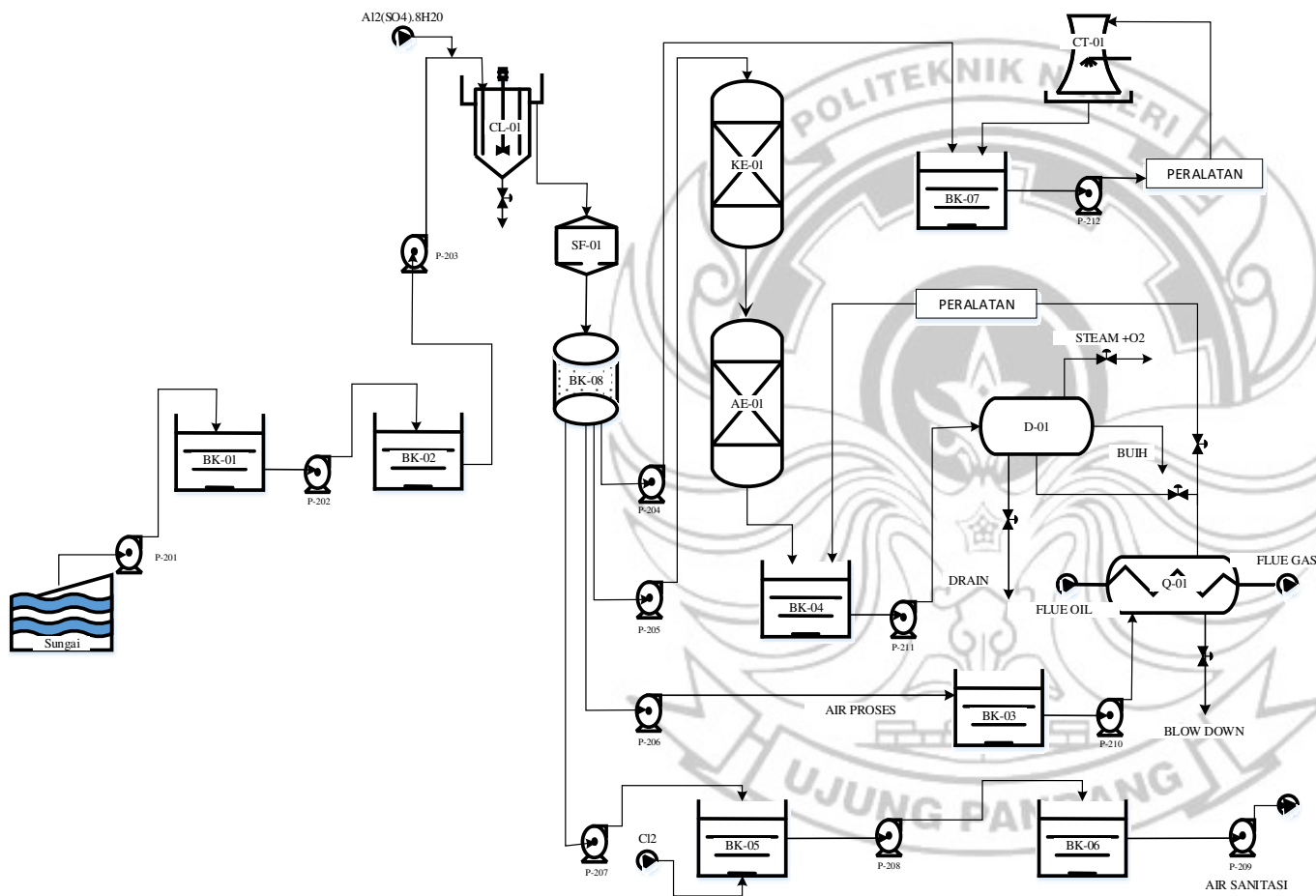
Jumlah = 1 unit

Jenis = *centriugal pump*

Bahan Konstruksi = *commercial steel*

Daya Motor = ½ hp

DIAGRAM ALIR PENGOLAHAN AIR



Gambar 7.2 Diagram Alir Pengolahan Air

Kode	Keterangan
P-206	Pompa Air
BK-03	Bak Air P
P-209	Pompa ke
CT-01	Cooling T
BK-05	Bak Klori
BK-06	Bak Air S
P-208	Pompa ke
P-207	Pompa ke
P-212	Pompa ke
BK-07	Bak Air P
KE-01	Cation Ex
AE-01	Anion Ex
P-204	Pompa Ke
P-210	Pompa ke
D-01	Daerator
Q-01	Boiler
P-211	Pompa ke
BK-04	Bak air L
P-205	Pompa Ai
BK-08	Bak Air E
SF-01	Sand Filte
CL-01	Clarifier
P-203	Pompa SK
BK-02	Bak Skim
P-202	Pompa Ba
BK-01	Bak Sedin
P-201	Pompa Ai



Prodi D4 Teknologi Kimia Indus

Dikerjakan Oleh:
 Anggita Jolymisea Eka Rimma
 Jois Aprianti .P
Dosen Pembimbing:
 Ir. Barlian Hasan., M.T.
 Dr. Fajriyati Mas'ud, STP., M.Si.

BAB VIII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

8.1 Instrumentasi

Dalam industri proses dibutuhkan instrumentasi, yaitu suatu alat untuk mengontrol, merekam, serta mengawasi kondisi yang terjadi selama proses berlangsung. Kondisi operasi suatu peralatan memegang peranan yang penting dalam proses produksi. Perubahan kondisi operasi tertentu dapat mempengaruhi kualitas produk yang dihasilkan. Variabel-variabel proses yang diukur dan dikontrol meliputi suhu, tekanan, kecepatan suatu aliran, ketinggian fluida dan sebagainya. Instrumentasi dapat berupa petunjuk (*indicator*), perekam (*recorder*), dan alat kontrol (*controller*).

8.1.1 Tujuan Pemasangan Alat Instrumentasi

1. Menjaga variabel-variabel proses tetap berada di dalam ambang batas operasi aman;
2. Mendeteksi timbulnya kondisi bahaya sedini mungkin (*early warning*) dengan membuat tanda bahaya;
3. Menjaga kualitas produk yang dihasilkan berada pada standar yang telah ditetapkan;
4. Menjamin keselamatan, efektifitas, dan efisiensi kerja;
5. Mempermudah pengoperasian alat. Pengendalian peralatan proses dapat dilakukan secara otomatis dan manual, yaitu dengan alat kontrol dan tenaga manusia.

8.1.2 Instrumentasi Pengatur Variabel Operasi

1. *Level Indicator* (LI) berfungsi untuk mengetahui ketinggian bahan cairan dalam alat proses secara kontinu agar sesuai dengan yang dikehendaki;
2. *Flow Controller* (FC) berfungsi untuk mengendalikan laju aliran bahan cairan secara langsung pada titik proses pengaliran suatu fluida;

3. *Temperature Controller* (TC) berfungsi untuk mengendalikan suhu aliran fluida dalam alat proses agar tetap sesuai dengan suhu operasi yang telah ditetapkan;
4. *Ratio Controller* (RC) berfungsi untuk mengendalikan laju masing-masing aliran berdasarkan rasio aliran yang satu terhadap aliran yang lain sesuai dengan ketetapan.

8.2 Keselamatan Kerja

Proses produksi yang berlangsung di dalam pabrik tidak terlepas dari banyaknya kemungkinan untuk terjadi kecelakaan kerja pada tenaga kerja. Kecelakaan kerja yang terjadi pada tenaga kerja menjadi tanggung jawab setiap perusahaan. Oleh karena itu, dibutuhkan sistem keselamatan dan kesehatan kerja (K3) yang baik dan terstandarisasi. Penanganan bahaya dan kecelakaan kerja di dalam pabrik perlu diperhatikan dan ditangani dengan baik.

Secara umum keselamatan kerja dapat diartikan sebagai suatu usaha untuk lingkungan kerja yang kondusif dimana lingkungan kerja yang aman, bebas dari kecelakaan, kebakaran, penyakit dan keracunan. Keselamatan kerja yang kondusif menjamin produktifitas kerja yang tinggi. Selain itu juga merupakan penghormatan terhadap nilai-nilai kemanusiaan, sosial dan hukum. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menangani keadaan darurat yang terjadi pada pabrik sebagai berikut.

1. Peralatan dan Perlengkapan

Keadaan darurat peralatan dan perlengkapan yang harus disediakan untuk menangani bahaya kebakaran adalah *fire extinguisher (foam)* dan *hydrant* di setiap lantai bangunan pabrik serta *hose reel* yang berupa selang gulung yang dilengkapi dengan *nozzle* untuk mengalirkan air pemadam kebakaran. Bangunan pabrik juga dilengkapi dengan alarm sirine yang akan berbunyi panjang saat terjadi keadaan darurat, baik itu kebakaran maupun gempa bumi;

2. Pintu dan Tangga Darurat

Pintu darurat merupakan pintu yang langsung menuju ke tangga darurat dan ahanya digunakan saat terjadi keadaan darurat. Tangga darurat merupakan tangga yang digunakan khusus untuk penyelamatan apabila terjadi keadaaa darurat;

3. Jalur Evakuasi

Jalur evakuasi merupakan jalur yang disediakan dari setiap bangunan dalam pabrik menuju tempat yang aman (titik kumpul) saat terjadi keadaan darurat;

4. Titik Kumpul

Titik kumpul merupakan ruang terbuka di luar bangunan pabrik sebagai tempat berkumpul untuk evakuasi pada saat terjadi keadaan darurat.

Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) wajib diperhatikan, dipatuhi dan dilaksanakan oleh semua karyawan perusahaan dengan penuh rasa tanggung jawab. Kebijakan keselamatan dan kesehatan kerja sebagai berikut.

1. Lingkungan

- a) Semua karyawan wajib menjaga kebersihan dan kerapihan di sektor kerja masing-masing;
- b) Buanglah sampah sesuai dengan jenisnya pada tempat yang telah disediakan;
- c) Dilarang merokok di seluruh area kecuali tempat yang telah disediakan;
- d) Seluruh karyawan wajib menghemat energi listrik dengan mematikan lampu, AC dan peralatan listrik lainnya sebelum meninggalkan ruangan kerja dalam waktu yang lama.

2. Rencana Evakuasi

- a) Peringatan tanda bahaya dalam keadaan darurat ditandai dengan bunyi sirine;

- b) Dalam keadaan darurat, seluruh penghuni gedung wajib meninggalkan tempat kerja dan berkumpul di lokasi-lokasi evakuasi atau titik keamanan yang telah disediakan.

3. Perlindungan Pernafasan

- a) Pemilihan jenis alat pelindung pernafasan didasarkan pada tingkat sumber bahaya;
- b) Para pekerja yang menggunakan alat perlindungan pernafasan (masker) harus sudah mendapatkan pelatihan dan mampu menggunakan alat pelindung pernafasan yang sesuai dengan tingkat bahayanya;
- c) Alat pelindung pernafasan harus selalu disediakan, tidak boleh diubah ataupun rusak dan masing-masing pemakai alat harus bertanggung jawab atas alat pelindung pernafasannya.

4. Perlindungan Tangan

- a) Penanganan bahan-bahan kimia harus menggunakan sarung tangan karet;
- b) Sarung tangan tidak boleh digunakan untuk memegang benda-benda yang berputar;
- c) Jika ada pekerjaan yang memungkinkan tangannya dapat terkena benda yang berbahaya, maka harus menggunakan sarung tangan khusus untuk sentuhan benda kasar, tajam, bergerigi, dingin, atau panas.

5. Tali Pengikat dan Ikat Pinggang Keselamatan

- a) Ikat pinggang keselamatan harus selalu dipakai setiap saat ketika pekerja melakukan pekerjaan yang berada pada ketinggian dua meter atau lebih di atas permukaan tanah/lantai;
- b) Tali pengikat tubuh harus digunakan untuk menjamin pekerja lebih aman dalam berpindah-pindah tempat walaupun disediakan alat pencegah lainnya.

6. Sepatu dan Helm

Keselamatan kerja setiap karyawan yang bekerja di dalam atau di sekitar utilitas, area proses dan bengkel harus menggunakan sepatu keselamatankerja

(*safety shoes*) dan helm keselamatan kerja (*safety helmet*) demi keselamatan dalam bekerja.

Pada umumnya bahaya yang dapat ditimbulkan di dalam suatu pabrik disebabkan sebagai berikut.

1. Bahaya Kebakaran dan Ledakan

Kemungkinan-kemungkinan dapat dicegah dan dikurangi dengan perencanaan tata letak peralatan dan ruangan yang baik serta pemilihan bawahan konstruksi yang baik dan kondisi operasi sesuai dengan yang direncanakan. Selain itu juga dapat disediakan alat-alat untuk pemadam kebakaran, pemasangan alarm atau tanda bahaya serta konstruksi beton pada penguat dinding disekitar alat yang mudah meledak.

2. Bahan Kimia

Perlu diperhatikan bahaya-bahaya bahan kimia yang dapat membahayakan kesehatan maupun keselamatan para karyawan, khususnya terhadap bahan-bahan kimia yang bersifat racun, iritan bila tersentuh kulit, mudah terbakar maupun meledak. Untuk itu harus diketahui batasan-batasan kemampuan bahan kimia tersebut khususnya yang mudah terbakar dan meledak. Hal ini dapat dilakukan dengan cara penempatan-penempatan tangki penyimpanan pada lokasi yang terisolisir serta pembuatan parit-parit disekitar tangki.

3. Bahaya karena Bangunan

Bangunan dan peralatan proses yang direncanakan harus diatur sedemikian rupa untuk mencegah timbul bahaya. Selain itu perlu diperhatikan hal-hal sebagai berikut.

- a) Memberi pagar pengaman untuk peralatan yang berputar;
- b) Memberi penerangan yang cukup bagi daerah-daerah yang dianggap berbahaya.

4. Bahaya karena Listrik

Gangguan listrik terutama disebabkan oleh terjadinya hubungan singkat, kelebihan beban arus dan kurang terpeliharanya mesin-mesin pembangkit yang digunakan. Cara-cara pengamanan gangguan listrik ini dapat dilakukan dengan cara sebagai berikut.

- a) Memberi tanda bahaya pada daerah yang bertegangan tinggi;
- b) Pengontrolan dan pengisolasian yang baik terhadap peralatan maupun kabel-kabel listrik;
- c) Menjauhkan dari tempat-tempat mudah terbakar seperti pengelasan dan sebagainya.

Dari segi perencanaan usaha-usaha yang perlu diperhatikan sebagai berikut.

1. Pemipaan diatas tanah sedikitnya dipasang pada ketinggian dua meter sedangkan pemipaan yang terletak dipermukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerjaan;
2. Sistem pemadaman kebakaran harus sesuai dengan sirkulasi arus proses sehingga apabila terjadi kebakaran api akan mudah dilokalisir dengan cepat;
3. Jaringan listrik pada daerah proses diberikan isolasi khusus tahan panas;
4. Permukaan yang panas diisolasi secukupnya, begitu juga bagian mesin yang bergerak diberikan penutup yang sesuai;
5. Mencegak kebocoran pada sistem pemipaan dengan gasket (*packing*) yang memadai;
6. Pada daerah proses yang rawan dipasang papan yang mudah terlihat oleh karyawan;
7. Pada peralatan yang tinggi diberi penangkal petir;
8. Untuk pemakaian bahan-bahan yang beracun supaya digunakan pelindung terhadap kemungkinan keracunan;
9. Dipasang alarm/tanda bahaya, berguna apabila terjadi bahaya dapat diketahui serta adanya tempat berkumpul aman para karyawan;
10. Disediakan poliklinik yang sarananya memadai untuk pertolongan pertama pada kecelakaan.

Tindakan pencegahan untuk menghindari timbulnya hal-hal yang tidak diinginkan, tindakan preventif yang ahrus dilakukan untuk mengurangi atau mencegah kecelakaan kerja. Menurut peraturan keselamatan kerja secara umu perlu diperhatikan sebagai berikut.

1. Tanda-tanda Mekanis

Tanda-tanda ini disediakan untuk mencegah pekerjaan agar terhindar dari kecelakaan. Tanda-tanda ini tidak boleh dipindahkan kecuali diadakan reparasi alat dan harus ditempatkan kembali seperti semula apabila reparasi selesai.

2. Kebersihan

Pabrik bersih dan rapi adalah pabrik yang jauh dari bahaya. Kotoran-kotoran sampah pabrik jangan dibiarkan tertimbun. Alat-alat, mesin-mesin, dan lantai harus dalam kondisi bersih. Bahan-bahan persediaan harus disimpan dalam tempat yang aman, jauh dari pipa panas serta tidak menghalangi jalan besar maupun jalan kecil. Peralatan janganlah diletakkan diatas mesin yang tinggi. Singkirkanlah papan-papan yang telah dipakai pada tempat yang telah ditentukan. Oleh karena itu, meskipun dari segi perencanaan kemungkinan terjadi bahaya diusahakan sekecil mungkin. Namun, aktor manusia dan kesadaran para karyawan sangat berperan dalam keselamatan kerja maka perlu disiapkan program latihan untuk menghadapi keadaan bahaya. Dengan adanya pelatihan secara periodik tentunya kesadaran karyawan dapat selalu ditingkatkan.

BAB IX TATA LETAK PABRIK

9.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimal dari seperangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang tepat sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan, dan kelancaran kerja para pekerja serta keselamatan proses.

Dasar perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mempermudah dan memperoleh bentuk tata letak yang memberikan efisiensi tinggi dalam setiap kegiatan operasi serta meliputi keselamatan kerja dan keamanan pabrik. Dalam perencanaan tata letak pabrik, tujuan yang hendak dicapai yaitu sebagai berikut.

1. Memberikan garis kerja bagi karyawan
2. Memberikan efisiensi kerja bagi karyawan
3. Memberikan keselamatan tenaga kerja yang lebih baik
4. Memudahkan pemeliharaan dan perbaikan
5. Menekan biaya produksi serendah mungkin

Untuk mencapai hal-hal tersebut diatas maka banyak faktor yang perlu diperhatikan sebagai berikut.

1. Cara meletakkan peralatan harus sedemikian rupa sehingga mempermudah pemeliharanya;
2. Diusahakan alat yang sejenis dikumpulkan menjadi satu kelompok sesuai dengan fungsinya;
3. Jarak peralatan satu dengan yang lainnya harus diatur sedemikian rupa sehingga aman dalam pengoperasiannya;
4. Faktor keselamatan kerja harus diperhatikan agar bahaya dapat dihindari;

5. Efisiensi pabrik dari segi penghematan energi, tenaga kerja maupun tempat, maka tidak dilakukan pemisahan antara unit dan proses lainnya.

Untuk mencapai kondisi yang optimal, maka hal-hal yang harus diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik adalah sebagai berikut.

1. Pabrik sirup glukosa ini merupakan pabrik baru (bukan pengembangan), sehingga penentuan *lay out* tidak dibatasi oleh bangunan yang ada;
2. Kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik di masa depan;
3. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka perencanaan *lay out* selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas, dan dari bahan yang mudah meledak, juga jauh dari asap atau gas beracun;
4. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *outdoor* untuk menekan biaya bangunan dan gedung, dan juga karena iklim Indonesia memungkinkan konstruksi secara *out door*;
5. Lahan terbatas sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengatur ruangan atau lahan (Vibrant, 1959).

Tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama yaitu sebagai berikut.

1. Daerah Proses
Daerah ini merupakan proses penyusunan perencanaan-perencanaan tata letak peralatan, berdasarkan aliran proses, daerah proses diletakkan ditengah-tengah pabrik sehingga memudahkan pengawasan dan perbaikan pada peralatan pabrik.
2. Daerah Penyimpangan (*Storage*)
Daerah ini merupakan tempat penyimpanan produk yang siap dipasarkan.
3. Daerah Pemeliharaan Peralatan dan Bangunan Pabrik

Daerah ini merupakan tempat untuk melakukan kegiatan perbaikan atau perawatan peralatan (bengkel) untuk melayani permintaan perbaikan dari alat-alat dan bangunan pabrik.

4. Daerah Utilitas

Daerah ini merupakan tempat penyediaan keperluan pabrik yang berupa air, *steam*, dan listrik.

5. Daerah Administrasi

Daerah ini merupakan lokasi kegiatan pabrik serta kegiatan-kegiatan lain yang berhubungan dengan pabrik.

6. Daerah Persediaan

Daerah ini terletak disamping daerah operasi yang berguna untuk menampung bahan-bahan kebutuhan proses pabrik.

7. Daerah Perluasan

Daerah ini berguna untuk keperluan perluasan pabrik dimasa mendatang. Daerah perluasan ini terletak dibagian belakang pabrik.

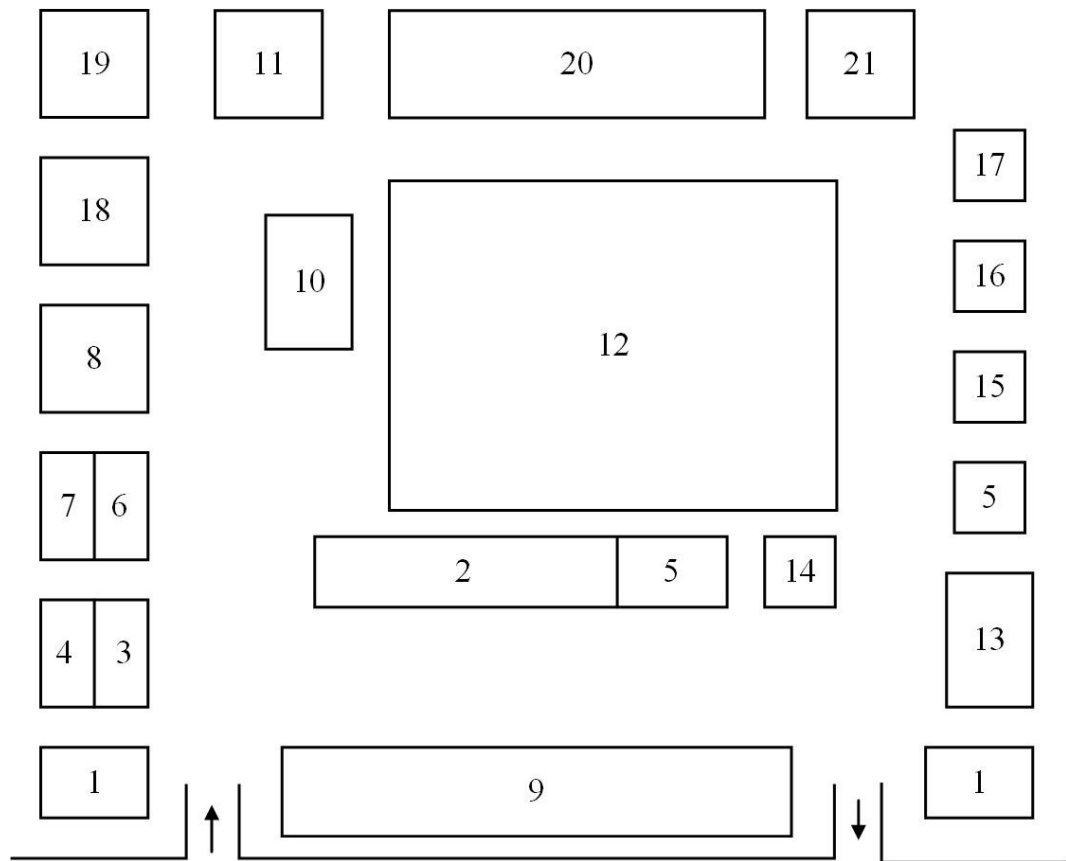
8. Daerah *Service* atau Pelayanan Pabrik

Pelayanan pabrik, bengkel, kantin maupun fasilitas kesehatan yaitu poliklinik harus ditempatkan sebaik mungkin sehingga diperoleh efisiensi yang tinggi, disamping itu pula bila terjadi gangguan operasi pabrik dan gangguan kesehatan dari karyawan dapat ditekan sekecil mungkin.

9. Jalan Raya

Untuk memudahkan pengangkutan bahan baku dan hasil produksi, maka diperlukan masalah transportasi, misalnya jalan raya yang dekat dengan lokasi pabrik.

Untuk lebih jelasnya tentang tata letak lokasi pabrik ini dapat dilihat pada gambar berikut.



Gambar 9.1 Tata Letak Lokasi Pabrik

Keterangan:

- | | |
|-----------------------|------------------------|
| 1. Pos Jaga | 12. Daerah Proses |
| 2. Kantor | 13. Gudang Produk |
| 3. Gudang Serbaguna | 14. Ruang Kontrol |
| 4. Masjid | 15. Pembangkit Listrik |
| 5. Toilet | 16. Gudang Peralatan |
| 6. Koperasi | 17. Bengkel |
| 7. Poliklinik | 18. Lapangan Olahraga |
| 8. Kantin | 19. Mess Karyawan |
| 9. Tempat Parkir | 20. Area Perluasan |
| 10. Laboratorium | 21. Pengolahan Limbah |
| 11. Gudang Bahan Baku | |

BAB X STRUKTUR ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN

10.1 Struktur Organisasi

Struktur organisasi sangat penting bagi suatu perusahaan untuk mempermudah pengorganisasian dan pengaturan kerja masing-masing bagian.

Pada prarancangan pabrik sirup glukosa ini menggunakan struktur organisasi garis. Pemilihan dilakukan dengan memperhatikan 5 aspek penting bagi organisasi yaitu sebagai berikut.

1. Tata pembagian unit ormal diantara unit-unit kerja
2. Tata hubungan kerja antara para manajer dan kepala bagian dengan pejabat-pejabat dibawahnya
3. Macam-macam pekerjaan yang menjadi tanggung jawab setiap unit kerja
4. Pelaksanaan departementasi pada perusahaan
5. Jenjang-jenjang jabatan secara keseluruhan dan jabatan tertinggi sampai terendah

Struktur organisasi garis adalah struktur organisasi yang melukiskan wewenang garis para pejabat dalam suatu organisasi terhadap beberapa keuntungan yaitu sebagai berikut.

1. Ada kesatuan perintah dari atas ke bawah sehingga disiplin kerja terjamin dan tidak terjadi kesimpangsiuran dalam menjalankan tugasnya
2. Pemimpin dapat cepat mengambil keputusan
3. Pengawasan lebih mudah dan efisien

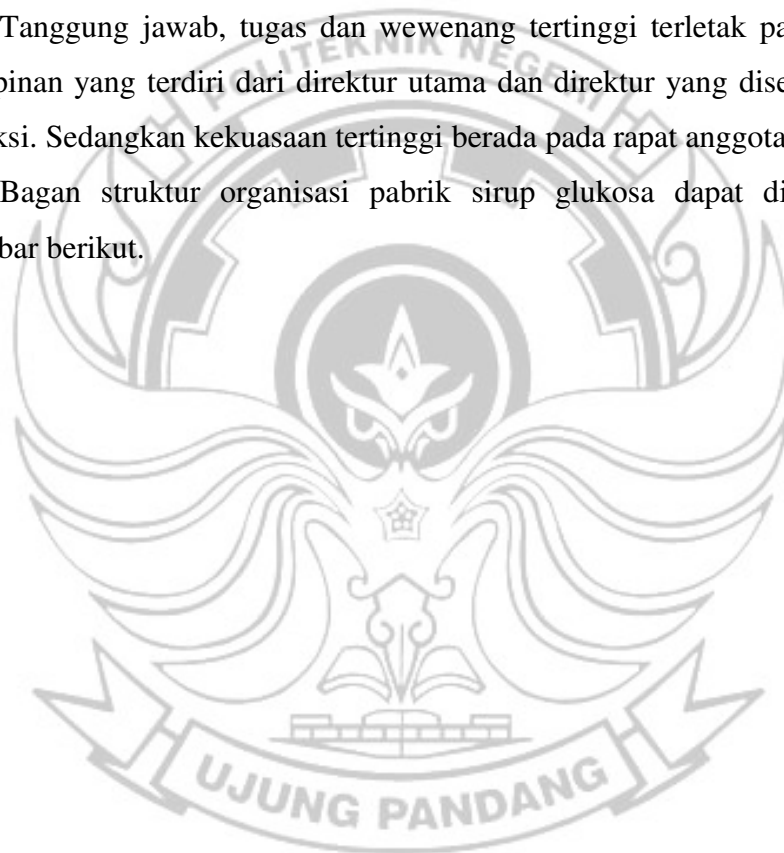
Perusahaan akan dipimpin oleh seorang direktur utama, dengan satu orang direktur teknik dan produksi, dan 1 orang direktur keuangan dan administrasi. Masing-masing direktur dibantu oleh kepala bagian yang membawahi kepala seksi. Tugas kepala seksi secara langsung dibantu oleh

operator dan karyawan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini yaitu sebagai berikut.

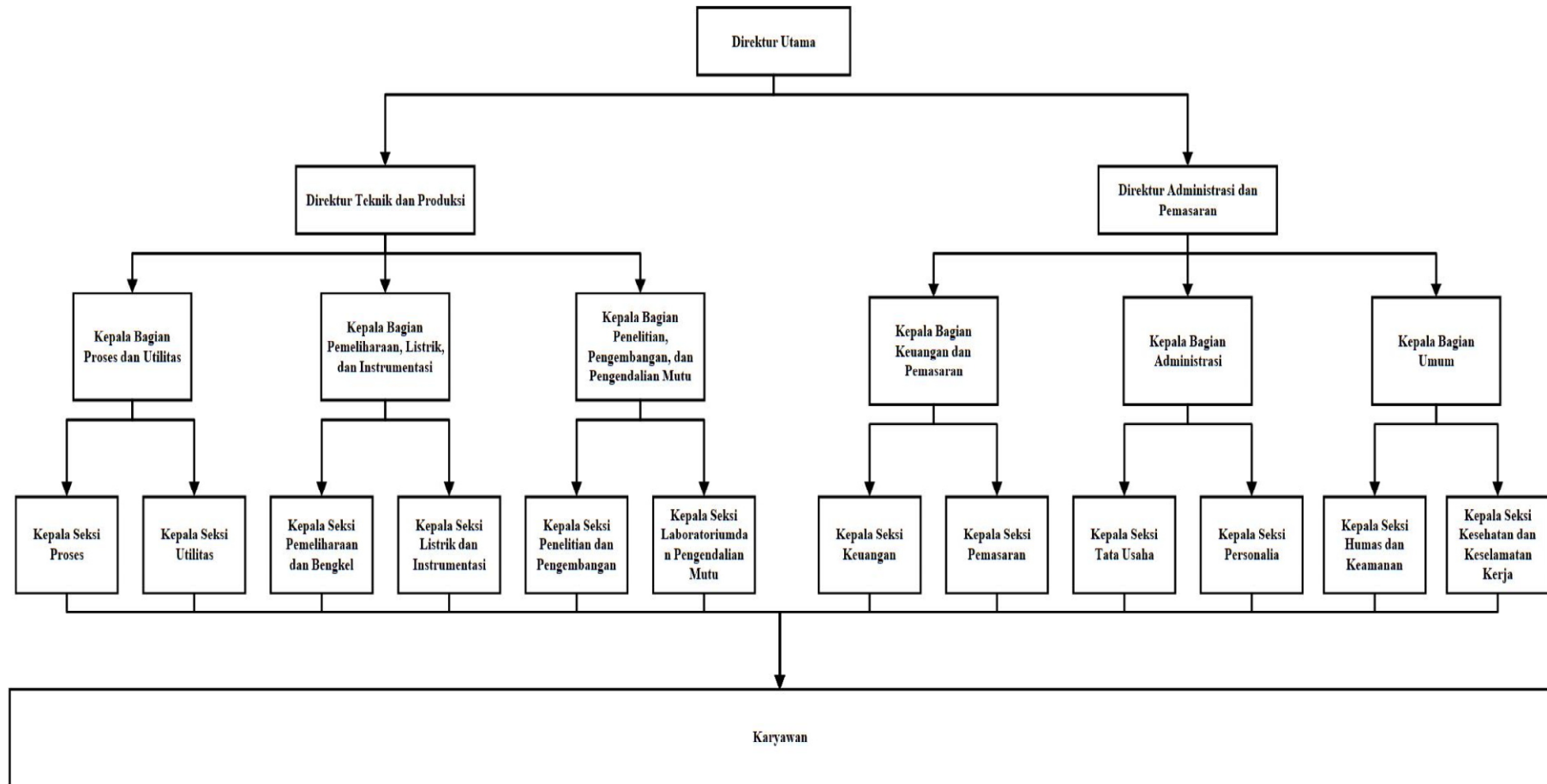
1. Direktur Utama
2. Direktur
3. Kepala Bagian
4. Kepala Seksi
5. Kepala *Shift*
6. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yang terdiri dari direktur utama dan direktur yang disebut dewan direksi. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat anggota tahunan.

Bagan struktur organisasi pabrik sirup glukosa dapat dilihat pada gambar berikut.



STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN



Gambar 10.1 Struktur Organisasi Perusahaan

10.2 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan Usaha : memproduksi sirup glukosa dengan bahan baku
pisang raja

Lokasi :

Struktur Organisasi : garis

Kapasitas : 20.000 ton/tahun

Alasan perusahaan memakai bentuk Perseroan Terbatas (PT) yaitu sebagai berikut.

1. Modal dapat diperoleh dengan meminjam dari bank dan penjualan saham.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi dipegang oleh pemimpin perusahaan.
3. Kehidupan perusahaan lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhentinya saham, direksi, dan karyawan.

10.3 Pembagian Tugas dan Wewenang

1. Direktur Utama

Tugas : memimpin kegiatan perusahaan/pabrik secara keseluruhan, menerapkan sistem kerja dan arah kebijaksanaan perusahaan serta bertanggung jawab penuh terhadap jalannya pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

2. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas : memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan dan laboratorium.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

3. Direktur Pemasaran dan Administrasi

Tugas : bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

4. Kepala Bagian

a) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas : mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan utilitas.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

b) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi

Tugas : bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro

c) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Tugas : mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan pengembangan perusahaan, pengawasan mutu serta keselamatan kerja.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

d) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Akuntansi

e) Kepala Bagian Administrasi

Tugas : bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha dan personalia.

Pendidikan : Sarjana Sospol/Manajemen

f) Kepala Bagian Umum

Tugas : bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan

dengan rumah tangga perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Sospol/Ekonomi

5. Kepala Seksi dan Karyawan

a) Kepala Seksi Proses

Tugas : memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

b) Kepala Seksi Utilitas

Tugas : bertanggung jawab terhadap penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

c) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

Pendidikan : Sarjana Teknik Mesin

d) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro

e) Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas : mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

f) Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas : menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan pengolahan limbah.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

g) Kepala Seksi Keuangan

Tugas : bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/Akuntansi

h) Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : mengkoordinasi kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Ekonomi

i) Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

Pendidikan : Sarjana Hukum/Ekonomi

j) Kepala Seksi Personalia

Tugas : mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

Pendidikan : Sarjana Hukum/Psikologi Industri

k) Kepala Seksi Humas dan Keamanan

Tugas : menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, masyarakat, serta mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Komunikasi/Psikologi/Hukum

l) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah kerja di perusahaan.

Pendidikan : Dokter

- Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu satu tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

- Hari Libur Nasional

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

- Kerja Lembur (*Overtime*)

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

- Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya. Sistem penggajian karyawan sebagai berikut.

Tabel 10.1 Sistem Penggajian Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah gaji/bulan (Rp)
Dewan Komisaris	1	40.000.000	40.000.000
Direktur	1	30.000.000	30.000.000
Sekretaris	1	6.000.000	6.000.000
Manajer Produksi	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Teknik	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Umum dan Keuangan	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Pembelian dan Pemasaran	1	16.000.000	16.000.000
Kepala Seksi Proses	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Laboratorium	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Mesin	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Listrik	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Instrumentasi	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Keuangan	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Administrasi	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Personalia	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Humas	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Keamanan	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Pembelian dan Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
Karyawan Produksi	50	4.000.000	200.000.000
Karyawan Teknik	20	4.000.000	80.000.000
Karyawan Umum dan Keuangan	10	4.000.000	40.000.000
Karyawan Pembelian dan Pemasaran	10	4.000.000	40.000.000
Dokter	2	6.000.000	12.000.000
Perawat	4	3.000.000	12.000.000
Petugas Keamanan	12	4.000.000	48.000.000
Petugas Kebersihan	6	3.000.000	21.000.000
Supir	10	2.000.000	20.000.000
Total	144		743.000.000

- Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi dua golongan yaitu sebagai berikut.

1. Karyawan Harian (*non-shift*)

Jam kerja karyawan harian sebagai berikut.

- Senin s.d kamis : jam kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

istirahat : 12.00 – 13.00

- Jumat : jam kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00
istirahat : 11.30 – 13.30

- Hari Sabtu dan Minggu libur

2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* dikelompokkan menjadi 4 grup, yaitu A, B, C dan D. Jam kerja karyawan *shift* sebagai berikut.

- *Shift* pagi (*day shift*) : 07.00 – 15.00
- *Shift* sore (*swing shift*) : 15.00 – 23.00
- *Shift* malam (*night shift*) : 23.00 – 07.00

Selama 1 hari kerja, hanya 3 *shift* yang masuk, sedangkan 1 *shift* libur. Siklus pergantian *shift* selama 10 hari adalah sebagai berikut.

Tabel 10.2 Siklus Pergantian *Shift*

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Pagi	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P
Sore	L	L	P	P	S	S	M	M	S	S
Malam	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M
Libur	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S

1 siklus terdiri dari 8 hari, dengan perincihan 2 hari *shift* pagi, 2 hari *shift* sore, 2 hari *shift* malam dan 2 hari libur.

BAB XI ANALISIS KELAYAKAN EKONOMI

Analisis ekonomi dimaksudkan mengetahui sebuah proyek (pabrik) yang direncanakan menguntungkan atau tidak. Disamping itu sebagai gambaran apakah suatu pabrik yang dibuat cukup fleksibel ditinjau dari segi ekonomi. Hasil analisis tersebut diharapkan berbagai kebijaksanaan yang dapat diambil untuk pengarahannya secara tepat. Suatu rancangan pabrik dianggap layak didirikan bila dapat beroperasi dalam kondisi yang baik dan memberikan keuntungan.

Adapun parameter ekonomi yang digunakan sebagai pedoman untuk menentukan layak tidaknya suatu pabrik didirikan dan besarnya tingkat pendapatan yang dapat diterima dari segi ekonomi.

11.1 Modal Investasi/*Capital Investment* (CI)

Modal investasi diartikan sebagai jumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik baru dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu. Modal investasi terdiri dari.

11.1.1 Modal Investasi Tetap/*Fixed Capital Investment* (FCI)

Modal investasi tetap yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi peralatan, pemasangan alat dan fasilitas lain sehingga pabrik dapat beroperasi. Modal investasi tetap ini terdiri dari

- 1) Modal Investasi Tetap Langsung (MITL)/*Direct Fixed Capital* (DCFI), yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan bangunan pabrik, meliputi
 - Modal untuk Tanah
 - Modal untuk Bangunan Dan Sarana
 - Modal untuk Peralatan Proses
 - Modal untuk Peralatan Utilitas
 - Modal untuk Instrumentasi dan Alat Kontrol
 - Modal untuk Perpipaan
 - Modal untuk Instalasi Listrik

- Modal untuk Insulasi
- Modal untuk Inventaris Kantor
- Modal untuk Perlengkapan Kebakaran dan Keamanan
- Modal untuk Sarana Transportasi

Dari hasil perhitungan pada lampiran D diperoleh modal investasi tetap langsung (MITL) sebesar Rp 60.278.930.877,-

2) Modal Investasi Tetap Tak Langsung (MITTL)/*Indirect Fixed Capital Investment* (IFCI), yaitu modal yang diperlukan pada saat pendirian pabrik (*construction overhead*) dan semua komponen pabrik yang tidak berhubungan secara langsung dengan operasi proses. Modal investasi tetap tak langsung ini meliputi

- Modal untuk Pra-investasi
- Modal untuk *Engineering* dan Supervisi
- Modal Biaya Legalitas
- Modal Biaya Kontraktor (*contractor's fee*)
- Modal untuk Biaya Tak Terduga (*contingencies*)

Dari perhitungan pada lampiran D diperoleh modal investasi tetap tak langsung (MITTL) sebesar Rp 13.076.476.435,-

Maka total modal investasi tetap,

Total MIT = MITL + MITTL

= Rp 60.278.930.877,- + Rp 13.076.476.435,-

= Rp 73.355.398.312,-

11.1.2 Modal Kerja/*Working Capital* (WC)

Modal kerja adalah modal yang diperlukan untuk memulai usaha sampai mampu menarik keuntungan dari hasil penjualan dan memutar keuangannya. Jangka waktu pengadaan biasanya antara 3-4 bulan, tergantung pada cepat atau lambatnya hasil produksi yang diterima. Dalam perancangan ini jangka waktu pengadaan modal kerja diambil 3 bulan. Modal kerja ini meliputi

- Modal untuk Pembelian dan Persediaan Bahan Baku
- Pajak
- Gaji Karyawan
- Modal untuk Mulai Beroperasi (*start up*)
- Modal untuk Piutang Dagang

Piutang dagang adalah biaya yang harus dibayar sesuai dengan nilai penjualan yang dikreditkan. Besarnya dihitung berdasarkan lamanya kredit dan nilai jual tiap satuan produk. Rumus yang digunakan sebagai berikut.

$$PD = \frac{IP}{12} \times HPT$$

Keterangan:

PD = piutang dagang

IP = jangka waktu yang diberikan (3 bulan)

HPT = hasil penjualan tahunan

Dari hasil perhitungan pada lampiran D diperoleh modal kerja sebesar Rp 123.467.592.287,-

$$\begin{aligned} \text{Total Modal Investasi} &= \text{Modal Investasi Tetap} + \text{Modal Kerja} \\ &= \text{Rp } 73.355.398.312,- + \text{Rp } \\ &123.467.592.287,- \\ &= \text{Rp } 196.822.990.599,- \end{aligned}$$

Modal investasi berasal dari modal sendiri/saham-saham sebanyak 60% dari modal investasi total, modal sendiri sebesar Rp 118.093.794.359,- dan pinjaman dari bank sebanyak 40% dari modal investasi total, pinjaman bank sebesar Rp 78.729.196.240,-

11.2 Biaya Produksi Total/*Total Cost* (TC)

Biaya produksi total merupakan semua biaya yang digunakan selama pabrik beroperasi. Biaya produksi total meliputi

11.2.1 Biaya Tetap/*Fixed Cost* (FC)

Biaya tetap adalah biaya yang jumlahnya tidak tergantung pada jumlah produksi, meliputi

- Gaji Tetap Karyawan
- Bunga Pinjaman Bank
- Depresiasi Dan Amortisasi
- Biaya Perawatan Tetap
- Biaya Tambahan Industri
- Biaya Tambahan Umum
- Biaya Administrasi Umum
- Biaya Pemasaran Dan Distribusi
- Biaya Laboratorium, Penelitian dan Pengembangan
- Biaya Hak Paten dan Royalti
- Biaya Asuransi
- Pajak Bumi Dan Bangunan (PBB)

Dari hasil perhitungan pada lampiran D diperoleh biaya tetap (FC) sebesar Rp 55.308.193.021,-

11.2.2 Biaya Variabel/*Variabel Cost* (VC)

Biaya variabel adalah biaya yang jumlahnya tergantung pada jumlah produksi. Biaya variabel meliputi

- Biaya Bahan Baku Proses dan Utilitas
- Biaya Variabel Tambahan, meliputi biaya perawatan dan penanganan lingkungan, pemasaran dan distribusi
- Biaya Variabel Lainnya

Dari hasil perhitungan pada lampiran D diperoleh biaya variabel (VC) sebesar Rp 468.041.535.297,-

$$\begin{aligned}\text{Total Biaya Produksi} &= \text{Biaya Tetap} + \text{Biaya Variabel} \\ &= \text{Rp } 55.308.193.021,- + \text{Rp } 468.041.535.297,-\end{aligned}$$

= Rp 523.349.728.318,-

11.3 Total Penjualan (*Total Sales*)

Penjualan diperoleh dari hasil penjualan produk sirup glukosa dan produk samping lainnya adalah sebesar Rp 600.000.000.000,- Maka laba penjualan adalah sebesar Rp 76.650.271.682,-

11.4 Bonus Perusahaan

Sesuai fasilitas tenaga kerja dalam pabrik pembuatan sirup glukosa, maka perusahaan memberikan bonus 0,5% dari keuntungan perusahaan yaitu sebesar Rp 383.251.358,-

11.5 Perkiraan Rugi/Laba Usaha

Dari hasil perhitungan pada lampiran D diperoleh

1. Laba Sebelum Pajak (bruto) = Rp 76.267.020.324,-
2. Pajak Penghasilan (PPh) = Rp 19.066.755.081,-
3. Laba Setelah Pajak (netto) = Rp 57.200.256.243,-

11.6 Analisa Aspek Ekonomi

11.6.1 Profit Margin (PM)

Profit Margin adalah persentase perbandingan antara keuntungan sebelum pajak penghasilan PPh terhadap total penjualan

$$\begin{aligned} \text{PM} &= \frac{\text{Laba Sebelum Pajak}}{\text{Total Penjualan}} \times 100\% \\ &= \frac{76.267.020.324}{600.000.000.000} \times 100\% \\ &= 12,7\% \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh profit margin sebesar 12,7% maka prarancangan pabrik ini memberikan keuntungan.

11.6.2 Break Even Point (BEP)

Break Even Point merupakan kondisi dimana pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi. Penentuan titik impas ditentukan dengan cara membuat suatu kurva kapasitas versus unit *cost*.

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{Biaya Tetap}}{\text{Total Penjualan} - \text{Biaya Variabel}} \times 100\% \\ &= \frac{55.308.193.021}{600.000.000.000 - 468.041.535.297} \times 100\% \\ &= 42\% \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas produksi pada titik BEP} = 42\% \times 20.000 \text{ ton/tahun}$$

$$= 8.382,67 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Nilai Penjualan pada titik BEP} = 42\% \times 20.000.000$$

$$= 8.382.666,95$$

Dari data *feasibilities* (Timmerhaus *et.al.*, 1991) :

- BEP \leq 50%, pabrik layak (*feasible*)
- BEP \geq 70%, pabrik kurang layak (*infeasible*)

Dari perhitungan diperoleh BEP = 39% maka prarancangan pabrik ini layak.

11.6.3 Return On Investment (ROI)

Return on investment adalah kecepatan tahunan pengembalian investasi (modal) dari keuntungan yang didapat dari hasil penjualan atau tingkat yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$\text{ROI sebelum pajak} = \frac{\text{Laba sebelum pajak}}{\text{Total modal investasi}} \times 100\%$$

$$= \frac{76.267.020.324}{196.822.990.599} \times 100\%$$

$$= 39\%$$

$$\text{ROI setelah pajak} = \frac{\text{Laba setelah pajak}}{\text{Total modal investasi}} \times 100\%$$

$$= \frac{57.200.265.243}{196.822.990.599} \times 100\%$$

$$= 29\%$$

Analisa ini dilakukan untuk mengetahui laju pengembalian modal investasi total dalam pendirian pabrik. Kategori resiko pengembalian modal tersebut

- $\text{ROI} \leq 15\%$ resiko pengembalian modal rendah
- $15 \leq \text{ROI} \leq 45\%$ resiko pengembalian modal rata-rata
- $\text{ROI} \geq 45\%$ resiko pengembalian modal tinggi

Dari hasil perhitungan diperoleh ROI sebesar 34% sehingga pabrik yang akan didirikan ini termasuk resiko laju pengembalian modal tinggi.

11.6.4 Cash Flow

Cash flow dimaksudkan untuk mengetahui sampai berapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanamkan

$$\begin{aligned} \text{Cash Flow} &= \text{Laba setelah pajak} + \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp } 57.200.265.243,- + \text{Rp } 4.569.156.534,- \\ &= \text{Rp } 61.769.421.776,- \end{aligned}$$

11.6.5 Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah jangka waktu pengembalian investasi (modal) berdasarkan keuntungan perusahaan. Jangka waktu pengembalian pinjaman sebelum dan sesudah pajak.

$$\begin{aligned} \text{POT sebelum pajak} &= \frac{1}{ROI} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{1}{39\%} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 3 \text{ tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{POT setelah pajak} &= \frac{1}{ROI} \times 1 \text{ tahun} \\ &= \frac{1}{29\%} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 2 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Dari data perhitungan didapat bahwa seluruh modal investasi akan kembali setelah 2 tahun.

BAB XII KESIMPULAN

Hasil analisa perhitungan pada prarancangan pabrik sirup glukosa dari pisang raja dengan kapasitas produksi 20.000 ton/tahun diperoleh beberapa kesimpulan yaitu sebagai berikut.

1. Kapasitas produksi 20.000 ton/tahun menggunakan bahan baku pisang raja adalah sebanyak ton/tahun.
2. Bentuk hukum perusahaan yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT).
3. Bentuk organisasi yang direncanakan adalah garis dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 144 orang.
4. Luas tanah yang dibutuhkan adalah 10.000 m²
5. Analisa ekonomi
 - *Proit Margin* (PM) sebesar 12,7% maka prarancangan pabrik ini memberikan keuntungan.
 - *Break Even Point* (BEP) sebesar 42% maka prarancangan pabrik ini layak (*feasible*).
 - *Return On Investment* (ROI) sebesar 39% sehingga pabrik yang akan didirikan ini termasuk resiko laju pengembalian modal tinggi.
 - *Pay Out Time* (POT) selama 2 tahun.

Dari hasil analisa aspek ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik pembuatan sirup glukosa ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Astuti, M. P. (2023). Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Pati Singkong (Tepung Tapioka) dengan Proses Hidrolisis Pati secara Enzimatis Kapasitas 20.000 Ton/Tahun.
- Ayuk, N. H., & Dicky, A. (2013). Isolasi Amilosa dan Amilopektin Dari Pati Kentang. *Jurnal Teknologi Kimia dan Industri*, Vol. 2, No. 3, 57-62.
- BPS. (2018-2022). *Buletin Statistik Perdagangan Luar Negeri Ekspor Menurut HS*. Hämtat från Badan Pusat Statistik: <https://www.bps.go.id/id>
- Budiarti, G., S. S., & Kusmiyati. (2016). Studi Konversi Pati Ubi Kayu (Cassava Starch) menjadi Glukosa secara Enzimatis. *Chemical* 3(1), 7-16.
- Chelviani, K. M., Meitriana, M. A., Haris, I. A. (2017). Analisis Faktor-faktor yang Mempengaruhi Pemilihan Lokasi Toko Modern di Kecamatan Buleleng. *Jurnal Pendidikan Ekonomi Undiksha* 9(2), 257-266.
- Direktorat Gizi, D. K. (1996). *Daftar Komponen Bahan Makanan*. Hämtat från Perpustakaan Kementerian Kesehatan: <https://perpustakaan.kemkes.go.id>
- Direktorat Jenderal Hortikultura, K. P. (2023). *Angka Tetap Hortikultura*. Jakarta: Direktorat Jenderal Hortikultura Kementerian Pertanian.
- Francis H, V., Charles S, B., & Cheryl I, B. (den 10 November 1998). *United State Patentnr 5,833,757*. Hämtat från United States Patent and Trademark: <https://www.uspto.gov/patents>
- G-Bioscience. (den 5 November 2017). *Safety Data Sheet Alpha-Amylase*. Hämtat från G-Bioscience: <https://cdn.gbiosciences.com/>
- Geankoplis, C. (1997). *Transport Process and Unit Operation. Fourt Edition*. New Delhi: Prentice-Hall of India.
- Hugot, E. (1986). *Handbook of Cane Sugar Engineering*.
- Kern, D. (1965). *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Maarel, V. D. M., Veen, V. D. B., Uitdehaag, C. M. J., Leemhuis, H., & Dijkhuizen, L. (2002). *Properties and applications of starch-converting enzymes of the amylase family*. The Netherlands.
- Marini, H., & Mahendra, A. (2018). Pabrik Sirup Glukosa Dari Biji Jagung. *Teknik Kimia Industri*.

- Maryati, E. (2009). Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa Dari Tepung Tapioka Dan Air Kapasitas 50.000 Ton/Tahun TPP.
- Merck. (den 3 Desember 2021). *MSDS Kalium Hidroksida*. Hämtat från Merck: <https://www.merckmillipore.com/>
- Merck. (den 12 Mei 2023). *MSDS Karbon Aktif*. Hämtat från Merck: <https://www.merckmillipore.com/>
- Merck. (den 13 Maret 2024). *MSDS Kalsium Klorida*. Hämtat från Merck: <https://www.merckmillipore.com/>
- Muhsin, M. R., Putra, A. W., RacBLaniah, O., & Rachimoellah, M. (2020). Pra-Desain Pabrik Sirup Glukosa dari Buah Mangrove (*Bruguiera gymnorrhuzae*) dengan Hidrolisa Enzim-enzim. *Jurnal of Fundamentals and Applications of Chemical Engineering*, 1(1), 18-21.
- Murphy, & Son. (den 13 September 2018). *Safety Data Sheet Brewers Clarex*. Hämtat från Murphy & Son: <https://www.murphyandson.co.uk>
- Murphy, & Son. (den 11 Agustus 2020). *Safety Data Sheet Amylogluksamilase*. Hämtat från Murphy & Son: <https://www.murphyandson.co.uk/>
- Nangin, D., & Sutrisno, A. (2015). Enzim Amilase Pemecah Pati Mentah dari Mikroba: Kajian Pustaka. *Jurnal Pangan dan Agroindustri* 3(3), 1032-1039.
- Perry, R. (1997). *Perry's Chemical Engineers' Handbook. Seventh Edition*. Inc. North America: The McGraw-Hill Companies.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design And Economics For Chemical Engineering Fourth Edition*. Singapore: McGraw-Hill Book Co.
- Rospita. U. (2021). Pra Rancangan Glukosa Dari Pati Jagung dengan Kapasitas Produksi 650.000 ton/ tahun. *Skripsi*, 50-51.
- Rahamayanti, & Dian. (2010). *Pemodelan Dan Optimasi Hidrolisa Pati Menjadi Glukosa Dengan Metode Artificial Neural Network-Genetic AlgoritBL (Ann-Ga)*. Semarang: Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Diponegoro Semarang.
- Rosadi, A., & Setiawan, D. (2022). Pra Rancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Tepung Tapioka melalui Proses Hidrolisis Enzimatis dengan Kapasitas 150.000 ton/tahun. *Jurnal Tugas Akhir Teknik Kimia*, 7-11.
- Sahari, Z. Dwi. (2021). Perancangan Pabrik Sirup Glukosa dengan Proses Hirolisis Enzim Kapasitas 85.000 Ton/Tahun. Perpustakaan BJ Habibie. Politeknik Negeri Ujung Pandang

SNI 01-2978, 2021

Tjokroadikoesoemo. (1986). HFS Dan Industri Ubi Kayu Lainnya. i P. S. Tjokroadikoesoemo, *OPAC Perpustakaan Nasional RI*. Gramedia: <https://Opac.Perpunas.Go.Id/Detailopac.aspx?Id=664157..>

Uhlig, H. (1998). *Industrial Enzymes and Their Applications*. In *Choices Reviews Online (Issue 01)*. Hämtat från American Library Association: <https://Doi.Org/10.5860/CHOICE.36-03333>

Yaws, Carl.L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill.





LAMPIRAN A NERACA MASSA

Perhitungan neraca massa pembuatan sirup glukosa dari pisang raja dengan kapasitas 20.000 ton/tahun. Basis perhitungan 1.000 kg pisang raja/jam.

Data yang diketahui:

Basis umpan masuk *blender* sebesar 1.000 kg/jam, dengan umpan tersebut dihasilkan sirup glukosa yang keluar evaporator sebesar 319,56kg/jam. Kapasitas produksi sirup glukosa yang diinginkan sebesar 20.000 ton/tahun, maka diperlukan faktor pengali umpan supaya didapatkan kapasitas produksi sesuai dengan yang diharapkan.

Asumsi pabrik beroperasi 330 hari dalam 1 tahun, maka kapasitas produksi pabrik:

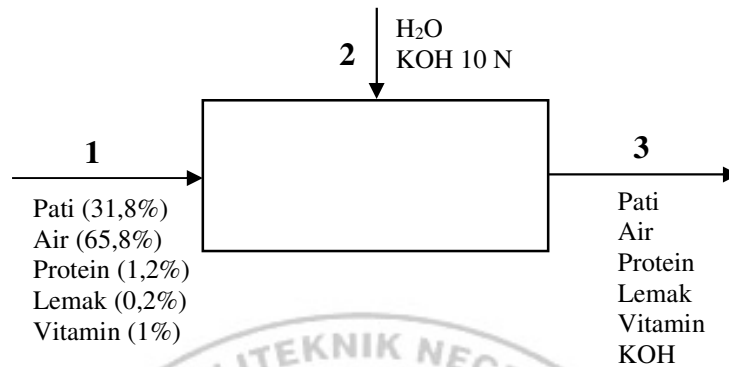
$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Produksi} &= \frac{20.000 \text{ ton/tahun}}{330 \text{ hari/tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 2.525,25 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Faktor Pengali} &= \frac{\text{Kapasitas produksi}}{\text{produk hasil basis } 1000 \text{ kg/jam}} \\ &= \frac{2.525,25 \text{ kg/jam}}{319,56 \text{ kg/jam}} \\ &= 7,90\end{aligned}$$

Jumlah umpan pisang yang digunakan agar kapasitas produksi sesuai dengan sirup glukosa yang dihasilkan:

$$\begin{aligned}\text{Umpan} &= \text{umpan basis} \times \text{faktor pengali} \\ &= 1000 \text{ kg/jam} \times 7,90 \\ &= 7.902,38 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

LA.1 Blender (BL)



- Neraca massa pada alur 1:

$$\begin{aligned}
 F1 \text{ pati} &= 31,8\% \times 7.902,38 \text{ kg/jam} = 2.512,96 \text{ kg/jam} \\
 F1 \text{ air} &= 65,8\% \times 7.902,38 \text{ kg/jam} = 5.199,77 \text{ kg/jam} \\
 F1 \text{ protein} &= 1,2\% \times 7.902,38 \text{ kg/jam} = 94,83 \text{ kg/jam} \\
 F1 \text{ lemak} &= 0,2\% \times 7.902,38 \text{ kg/jam} = 15,80 \text{ kg/jam} \\
 F1 \text{ vitamin} &= 1\% \times 7.902,38 \text{ kg/jam} = 79,02 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

- Neraca massa pada alur 2:

Air masuk pada alur 2 yaitu 1:1 dengan bahan baku

$$F2 \text{ air} = 1 \times 7.902,38 \text{ kg/jam} = 7.902,38 \text{ kg/jam}$$

Dari (United State Patent No. 5,833,757, 1998) jumlah KOH 10 N yang dibutuhkan untuk 900 gram pisang sebanyak 3 ml. Maka untuk bahan baku sebanyak 7.902,38 kg/jam, diperlukan KOH sebanyak:

$$\begin{aligned}
 F2 \text{ KOH} &= \frac{10 \frac{\text{mol}}{\text{liter}} \times 3 \text{ ml}}{900 \text{ gram}} \times 56 \frac{\text{gram}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ liter}}{1000 \text{ ml}} \times 7.902,38 \text{ kg/jam} \\
 &= 14,78 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

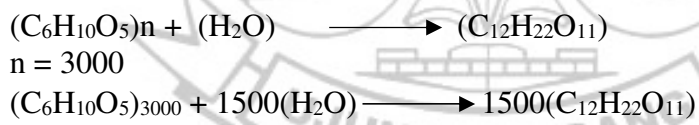
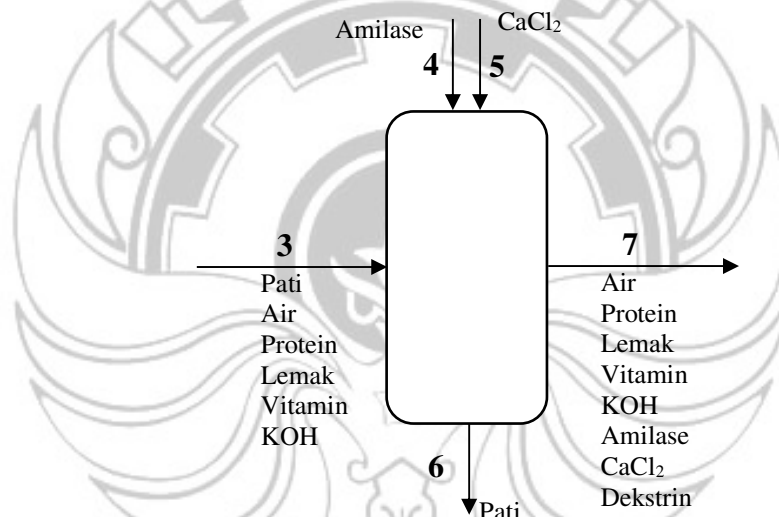
- Neraca massa pada alur 3:

$$\begin{aligned}
 F3 \text{ pati} &= F1 \text{ pati} &= 2.512,96 \text{ kg/jam} \\
 F3 \text{ air} &= 5.199,77 + 7.902,38 &= 13.102,15 \text{ kg/jam} \\
 F3 \text{ protein} &= F1 \text{ protein} &= 94,83 \text{ kg/jam} \\
 F3 \text{ lemak} &= F1 \text{ lemak} &= 15,80 \text{ kg/jam} \\
 F3 \text{ vitamin} &= F1 \text{ vitamin} &= 79,02 \text{ kg/jam} \\
 F3 \text{ KOH} & &= 14,78 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LA.1 Neraca Massa *Blender*

Komponen	Input		Output
	Alur 1 (kg/jam)	Alur 2 (kg/jam)	Alur 3 (kg/jam)
Pati	2.512,96	-	2.512,96
Air	5.199,77	7.902,38	13.102,15
Protein	94,83	-	94,83
Lemak	15,80	-	15,80
Vitamin	79,02	-	79,02
KOH	-	14,78	14,78
Subtotal	7.902,38	7.917,16	15.819,55
Total	15.819,55		15.819,55

LA.2 Reaktor Liquifikasi (R-01)



- Neraca massa pada alur 3:

$$F_3 \text{ Pati} = \frac{2.512,96 \text{ kg/jam}}{162,14 \text{ kg/kmol} \times 3000} = 0,0052 \text{ kmol/jam}$$

Konversi 95,14% (United State Patent No. 4,780,149, 1988)

Pati yang terkonversi = 95,14% × 0,0052 kmol/jam = 0,0049 kmol/jam

$$F_3 \text{ Air} = \frac{13.102,15 \text{ kg/jam}}{18,015 \text{ kg/kmol}} = 727,29 \text{ kmol/jam}$$

Air yang bereaksi = 0,0049 × 1500 = 7,37

F3 protein = 94,83 kg/jam

F3 lemak = 15,80 kg/jam

F3 vitamin = 79,02 kg/jam

F3 KOH = 14,78 kg/jam

	C ₆ H ₁₀ O ₅	H ₂ O	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁
M	0,0052	727,29	-
R	0,0049	7,37	7,37
S	0,0003	719,92	7,37

- Neraca massa pada alur 4 dan 5:

Dari (United State Patent No. 5,833,757, 1998) jumlah amilase dan CaCl₂ yang dibutuhkan untuk 900 gram pisang sebanyak 2 gram. Maka untuk bahan baku sebanyak 7.902,38 kg/jam, diperlukan amilase dan CaCl₂ sebanyak:

$$F4 \text{ amilase} = \frac{7.902,38 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ gram}}{900 \text{ gr}} = 17,56 \text{ kg/jam}$$

$$F5 \text{ CaCl}_2 = \frac{7.902,38 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ gram}}{900 \text{ gr}} = 17,56 \text{ kg/jam}$$

- Neraca massa pada alur 6:

$$F6 \text{ Pati} = 0,0003 \text{ kmol/jam} \times 162,14 \text{ kg/kmol} \times 3000 \text{ kg/kmol} \\ = 122,13 \text{ kg/jam}$$

- Neraca massa pada alur 7:

$$F7 \text{ Air} = 719,92 \text{ kmol/jam} \times 18,015 \text{ kg/kmol} \\ = 12.969,33 \text{ kg/jam}$$

$$F7 \text{ Dekstrin} = 7,37 \text{ kmol/jam} \times 342,297 \text{ kg/kmol} \\ = 2.523,66 \text{ kg/jam}$$

$$F7 \text{ Protein} = 94,83 \text{ kg/jam}$$

$$F7 \text{ Lemak} = 15,80 \text{ kg/jam}$$

$$F7 \text{ Vitamin} = 79,02 \text{ kg/jam}$$

$$F7 \text{ KOH} = 14,78 \text{ kg/jam}$$

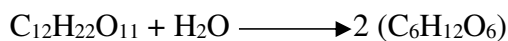
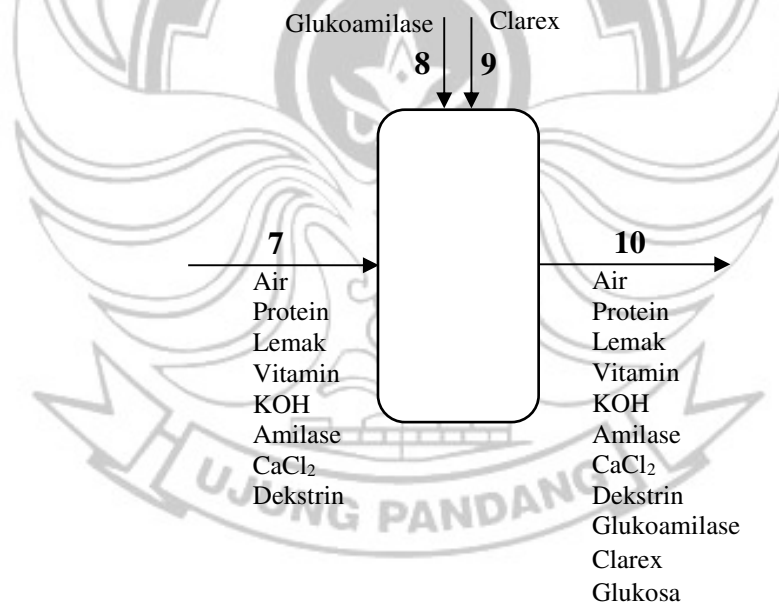
$$F7 \text{ amilase} = 17,56 \text{ kg/jam}$$

$$F7 \text{ CaCl}_2 = 17,56 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.2 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi

Komponen	Input			Output	
	Alur 3 (kg/jam)	Alur 4 (kg/jam)	Alur 5 (kg/jam)	Alur 6 (kg/jam)	Alur 7 (kg/jam)
Pati	2.512,96	-	-	122,13	-
Air	13.102,15	-	-	-	12.969,33
Protein	94,83	-	-	-	94,83
Lemak	15,80	-	-	-	15,80
Vitamin	79,02	-	-	-	79,02
KOH	14,78	-	-	-	14,78
Amilase	-	17,56	-	-	17,56
CaCl ₂	-	-	17,56	-	17,56
Dekstrin	-	-	-	-	2.523,66
Subtotal	15.819,55	17,56	17,56	122,13	15.732,56
Total	15.854,67			15.854,67	

LA.3 Reaktor Sakarifikasi (R-02)



- Neraca massa pada alur 7:

$$F_7 \text{ Dekstrin} = \frac{2.523,66 \text{ kg/jam}}{342,297 \text{ kg/kmol}} = 7,37 \text{ kmol/jam}$$

Konversi 97% (United State Patent No. 4,780,149, 1988)

$$\text{Dekstrin yang terkonversi} = 97\% \times 7,37 \text{ kmol/jam} = 7,15 \text{ kmol/jam}$$

$$F7 \text{ Air} = \frac{12.969,33 \text{ kg/jam}}{18,015 \text{ kg/kmol}} = 719,92 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Air yang bereaksi} = 7,37 \times 0,97 = 7,15 \text{ kmol/jam}$$

$$F7 \text{ Protein} = 94,83 \text{ kg/jam}$$

$$F7 \text{ Lemak} = 15,80 \text{ kg/jam}$$

$$F7 \text{ Vitamin} = 79,02 \text{ kg/jam}$$

$$F7 \text{ KOH} = 14,78 \text{ kg/jam}$$

$$F7 \text{ Amilase} = 17,56 \text{ kg/jam}$$

$$F7 \text{ CaCl}_2 = 17,56 \text{ kg/jam}$$

	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	H ₂ O	2(C ₆ H ₁₂ O ₆)
M	7,37	719,92	-
R	7,15	7,15	14,30
S	0,22	712,77	14,30

- Neraca massa pada alur 8 dan 9:

Dari (United State Patent No. 5,833,757, 1998) jumlah *glukoamilase* dan *clarex* yang dibutuhkan untuk 900 gram pisang sebanyak 0,5 dan 1 gram. Maka untuk bahan baku sebanyak 7.902,38 kg/jam, diperlukan *glukoamilase* dan *clarex* sebanyak:

$$F8 \text{ Glukoamilase} = \frac{7.902,38 \text{ kg/jam} \times 0,5 \text{ gram}}{900 \text{ gr}} = 4,39 \text{ kg/jam}$$

$$F9 \text{ Clarex} = \frac{7.902,38 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ gram}}{900 \text{ gr}} = 8,78 \text{ kg/jam}$$

- Neraca massa pada alur 10:

$$F10 \text{ Dekstrin} = 0,22 \text{ kmol/jam} \times 342,297 \text{ kg/kmol} \\ = 75,71 \text{ kg/jam}$$

$$F10 \text{ Air} = 712,77 \text{ kmol/jam} \times 18,015 \text{ kg/kmol} \\ = 12.840,50 \text{ kg/jam}$$

$$F10 \text{ Glukosa} = 14,30 \text{ kmol/jam} \times 180,156 \text{ kg/kmol} \\ = 2.576,79 \text{ kg/jam}$$

$$F10 \text{ Protein} = 94,83 \text{ kg/jam}$$

$$F10 \text{ Lemak} = 15,80 \text{ kg/jam}$$

$$F10 \text{ Vitamin} = 79,02 \text{ kg/jam}$$

$$F10 \text{ KOH} = 14,78 \text{ kg/jam}$$

$$F10 \text{ Amilase} = 17,56 \text{ kg/jam}$$

$$F10 \text{ CaCl}_2 = 17,56 \text{ kg/jam}$$

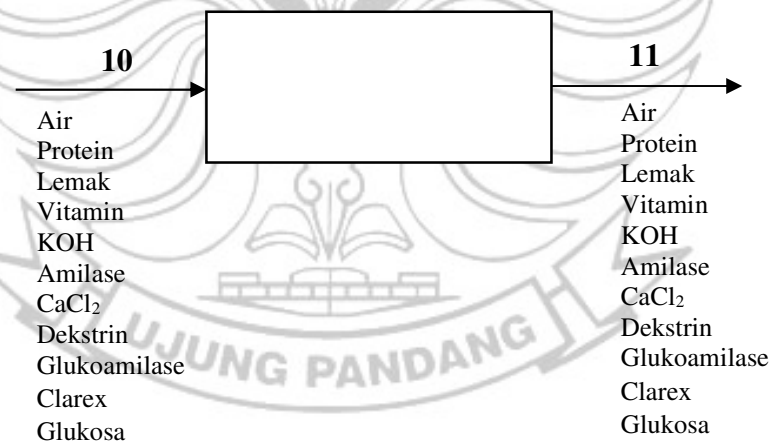
$$F10 \text{ Glukoamilase} = 4,39 \text{ kg/jam}$$

$$F10 \text{ Clarex} = 8,78 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.3 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi

Komponen	Input			Output
	Alur 7 (kg/jam)	Alur 8 (kg/jam)	Alur 9 (kg/jam)	Alur 10 (kg/jam)
Air	12.969,33	-	-	12.840,50
Protein	94,83	-	-	94,83
Lemak	15,80	-	-	15,80
Vitamin	79,02	-	-	79,02
KOH	14,78	-	-	14,78
Alpha-amilase	17,56	-	-	17,56
CaCl ₂	17,56	-	-	17,56
Dekstrin	2.523,66	-	-	75,71
Glukoamilase	-	4,39	-	4,39
Clarex	-	-	8,78	8,78
Glukosa	-	-	-	2.576,79
Subtotal	15.732,56	4,39	8,78	15.745,73
Total		15.745,73		15.745,73

LA.4 Tangki Decolorizing



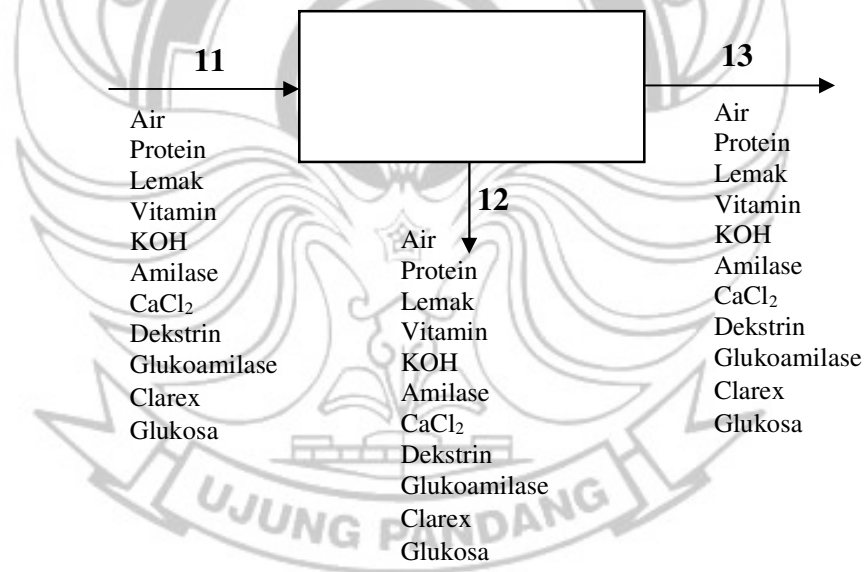
Komponen sirup glukosa yang dianggap *solvent* adalah dekstrin, amilase, glukoamilase dan clarex. Komponen sisanya dianggap sebagai *solute*.

$$\begin{aligned} \text{Komponen } \textit{solvent} &= 17,56 + 75,71 + 4,39 + 8,78 \\ &= 106,44 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LA.4 Neraca Massa Tangki *Decolorizing*

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Alur 10 (kg/jam)	Alur 11 (kg/jam)
Air	12.840,50	12.840,50
Protein	94,83	94,83
Lemak	15,80	15,80
Vitamin	79,02	79,02
KOH	14,78	14,78
Amilase	17,56	17,56
CaCl ₂	17,56	17,56
Dekstrin	75,71	75,71
Glukoamilase	4,39	4,39
Clarex	8,78	8,78
Glukosa	2.576,79	2.576,79
Total	15.745,73	15.745,73

LA.5 Filter Press



- Neraca Massa pada Alur 11
- F11 Air = 12.840,50 kg/jam
- F11 Protein = 94,83 kg/jam
- F11 Lemak = 15,80 kg/jam
- F11 Vitamin = 79,02 kg/jam
- F11 KOH = 14,78 kg/jam
- F11 Amilase = 17,56 kg/jam
- F11 CaCl₂ = 17,56 kg/jam

F11 Dekstrin = 75,71 kg/jam
F11 Glukoamilase = 4,39 kg/jam
F11 Clarex = 8,78 kg/jam
F11 Glukosa = 2.576,79 kg/jam

Note:

Asumsi performa *filter unreacted* glukosa terfilter 100%

Asumsi efisiensi *Filter Press* = 98% (karena di patent setelah filter pertama masih ada sisa glukosa)

- Neraca Massa Alur 12

F12 Air = $2\% \times 12.840,50 \text{ kg/kmol}$
= 256,81 kg/jam
F12 Protein = $98\% \times 94,83 \text{ kg/kmol}$
= 92,93 kg/jam
F12 Lemak = $98\% \times 15,80 \text{ kg/kmol}$
= 15,49 kg/jam
F12 Vitamin = $98\% \times 79,02 \text{ kg/kmol}$
= 77,44 kg/jam
F12 KOH = $98\% \times 14,78 \text{ kg/kmol}$
= 14,48 kg/jam
F12 Amilase = $98\% \times 17,56 \text{ kg/kmol}$
= 17,21 kg/jam
F12 CaCl₂ = $98\% \times 17,56 \text{ kg/kmol}$
= 17,21 kg/jam
F12 Dekstrin = $98\% \times 75,71 \text{ kg/kmol}$
= 74,20 kg/jam
F12 Glukoamilase = $98\% \times 4,39 \text{ kg/kmol}$
= 4,30 kg/jam
F12 Clarex = $98\% \times 8,78 \text{ kg/kmol}$
= 8,60 kg/jam
F12 Glukosa = $2\% \times 2.576,79 \text{ kg/kmol}$
= 51,54 kg/jam

- Neraca Massa Alur 13

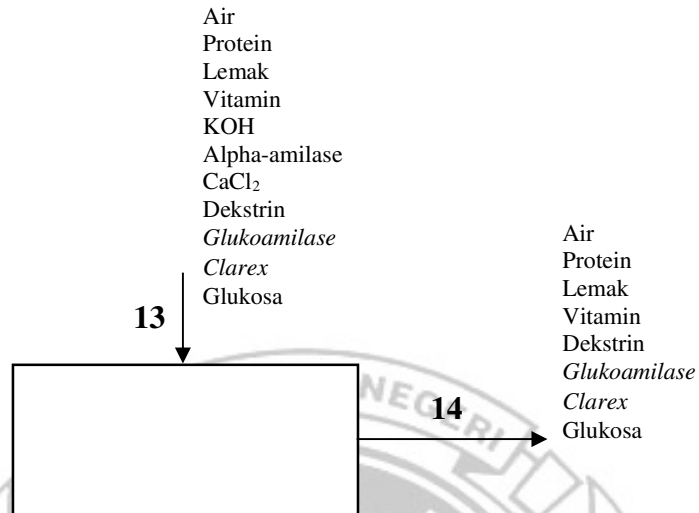
F13 Air = $98\% \times 12.840,50 \text{ kg/kmol}$
= 12.538,69 kg/jam
F13 Protein = $2\% \times 94,83 \text{ kg/kmol}$
= 1,90 kg/jam

F13 Lemak	= 2% × 15,80 kg/kmol = 0,32 kg/jam
F13 Vitamin	= 2% × 79,02 kg/kmol = 1,58 kg/jam
F13 KOH	= 2% × 14,78 kg/kmol = 0,30 kg/jam
F13 Amilase	= 2% × 17,56 kg/kmol = 0,35 kg/jam
F13 CaCl ₂	= 2% × 17,56 kg/kmol = 0,35 kg/jam
F13 Dekstrin	= 2% × 75,71 kg/kmol = 1,51 kg/jam
F13 Glukoamilase	= 2% × 4,39 kg/kmol = 0,09 kg/jam
F13 Clarex	= 2% × 8,78 kg/kmol = 0,18 kg/jam
F13 Glukosa	= 98% × 2.576,79 kg/kmol = 2.525,25 kg/jam

Tabel LA.5 Neraca Massa *Filter Press*

Komponen	Input			Output		
	Alur 11 (kg/jam)	Alur 12 (kg/jam)	Alur 13 (kg/jam)	Alur 11 (kg/jam)	Alur 12 (kg/jam)	Alur 13 (kg/jam)
Air	12.840,50	256,81	12.538,69			
Protein	94,83	92,93	1,90			
Lemak	15,80	15,49	0,32			
Vitamin	79,02	77,44	1,58			
KOH	14,78	14,48	0,30			
Amilase	17,56	17,21	0,35			
CaCl ₂	17,56	17,21	0,2325			
Dekstrin	75,71	74,20	1,51			
Glukoamilase	4,39	4,30	0,09			
Clarex	8,78	8,60	0,18			
Glukosa	2.576,79	51,54	2.525,25			
Subtotal	15.745,73	630,22	15.115,51			
Total	15.745,73	15.745,73				

LA.6 Kation Exchanger



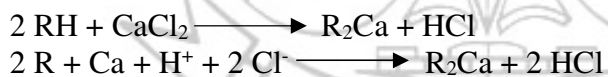
Asumsi: seluruh Ca^{2+} terlarut diikat oleh resin (efisiensi 100%)

Massa CaCl_2 dalam larutan yang masuk ke *cation exchanger* = 0,35 kg

Massa Ca^{2+} dalam sirup glukosa masuk ke *cation exchanger*:

$$\begin{aligned} \text{Ca}^{2+} \text{ dalam larutan} &= \left(\frac{\text{BM Ca}^{2+}}{\text{BM CaCl}_2} \right) \times \text{massa CaCl}_2 \\ &= \left(\frac{40,08 \text{ kg/kmol}}{111,08 \text{ kg/kmol}} \right) \times 0,35 \text{ kg} \\ &= 0,13 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi pada proses pengikatan kation oleh resin:



Menghitung banyak Ca^{2+} yang diikat oleh resin:

$$\begin{aligned} \text{Mol ekuivalen Ca}^{2+} &= \frac{\text{Massa Ca}^{2+}}{\left(\frac{\text{BM Ca}}{n} \right)} \\ &= \frac{0,13 \text{ kg}}{\left(\frac{40,08 \text{ kg/kmol}}{2} \right)} \\ &= 0,0063 \text{ kmol ekuivalen} \end{aligned}$$

$$\text{Mol ekuivalen H}^+ = \text{mol ekuivalen Ca}^{2+}$$

$$\frac{\text{Massa H}^+}{\left(\frac{\text{BM H}}{n} \right)} = \text{mol ekuivalen Ca}^{2+}$$

$$\text{Massa H}^+ = \text{mol ekuivalen Ca}^{2+} \times \frac{\text{BM H}}{n}$$

$$= 0,0063 \text{ kmol} \times \frac{1,0078 \text{ kg/kmol}}{1}$$

$$= 0,0064 \text{ kg}$$

Mol ekivalen HCl = mol ekivalen Ca²⁺

$$\frac{\text{Massa HCl}}{\left(\frac{\text{BM HCl}}{n}\right)} = \text{mol ekivalen Ca}^{2+}$$

$$\text{Massa HCl} = \text{mol ekivalen Ca}^{2+} \times \frac{\text{BM HCl}}{n}$$

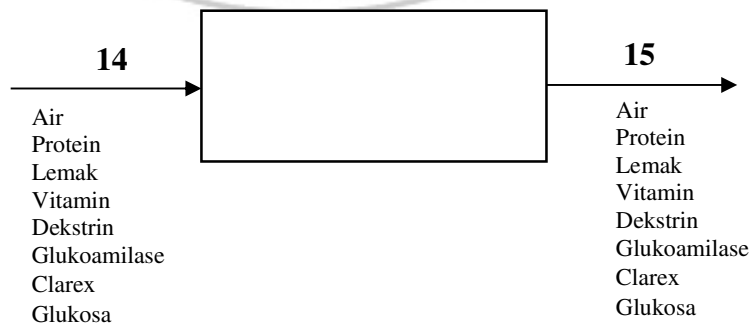
$$= 0,0063 \text{ kmol} \times \frac{36,5 \text{ kg/kmol}}{1}$$

$$= 0,23 \text{ kg}$$

Tabel LA. 6 Neraca Massa Cation Exchanger

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Alur 13 (kg/jam)	Alur 14 (kg/jam)
Air	12.538,69	12.583,78
Protein	1,90	1,90
Lemak	0,32	0,32
Vitamin	1,58	1,58
KOH	0,30	-
Amilase	0,35	0,35
CaCl ₂	0,35	-
Dekstrin	1,51	1,51
Glukoamilase	0,09	0,09
Clarex	0,18	0,18
Glukosa	2.525,25	2.525,25
Total	15.115,52	15.115,02

LA.7 Anion Exchanger



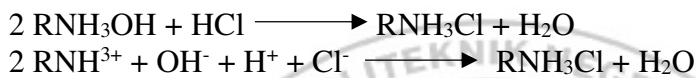
Asumsi: seluruh Cl^- terlarut diikat oleh resin (efisiensi 100%)

Massa HCl dalam larutan yang masuk ke *anion exchanger* = 0,23 kg

Massa Cl^- dalam sirup glukosa masuk ke *anion exchanger*:

$$\begin{aligned}\text{Cl}^- \text{ dalam larutan} &= \left(\frac{\text{BM Cl}}{\text{BM HCl}}\right) \times \text{massa HCl} \\ &= \left(\frac{35,45 \text{ kg/kmol}}{36,5 \text{ kg/kmol}}\right) \times 0,23 \text{ kg} \\ &= 0,22 \text{ kg}\end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi pada proses pengikatan anion oleh resin:



Menghitung banyak Cl^- yang diikat oleh resin:

$$\begin{aligned}\text{Mol ekuivalen Cl}^- &= \frac{\text{Massa Cl}^-}{\left(\frac{\text{BM Cl}^-}{n}\right)} \\ &= \frac{0,22 \text{ kg}}{\left(\frac{35,45 \text{ kg/kmol}}{1}\right)} \\ &= 0,0063 \text{ kmol ekuivalen}\end{aligned}$$

Menghitung banyak OH^- yang dilepaskan oleh resin:

$$\begin{aligned}\text{Mol ekuivalen OH}^- &= \text{mol ekuivalen Cl}^- \\ \frac{\text{Massa OH}^-}{\left(\frac{\text{BM OH}^-}{n}\right)} &= \text{mol ekuivalen Cl}^- \\ \text{Massa OH}^- &= \text{mol ekuivalen Cl}^- \times \frac{\text{BM OH}^-}{n} \\ &= 0,0063 \text{ kmol} \times \frac{117,008 \text{ kg/kmol}}{1} \\ &= 0,11 \text{ kg}\end{aligned}$$

Mol ekuivalen H_2O = mol ekuivalen Cl^-

$$\begin{aligned}\frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\left(\frac{\text{BM H}_2\text{O}}{n}\right)} &= \text{mol ekuivalen Cl}^- \\ \text{Massa H}_2\text{O} &= \text{mol ekuivalen Cl}^- \times \frac{\text{BM H}_2\text{O}}{n} \\ &= 0,0063 \text{ kmol} \times \frac{18,02 \text{ kg/kmol}}{1} \\ &= 0,11 \text{ kg}\end{aligned}$$

Pada arus 14 terdapat H_2O sebanyak = 12.583,78 kg

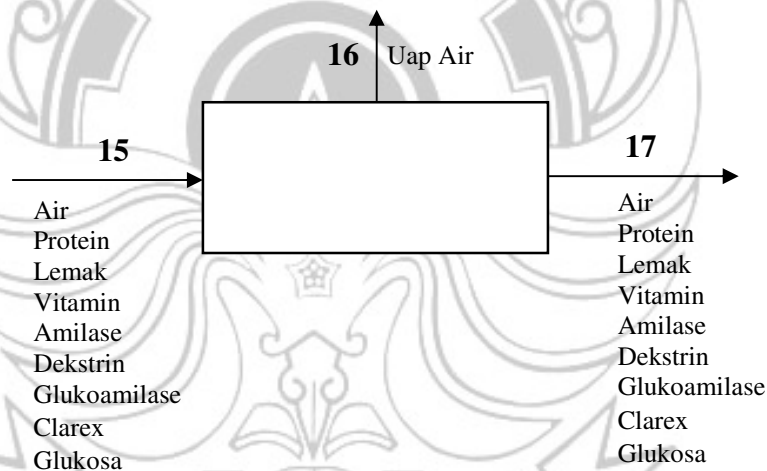
Maka H_2O total = H_2O pada filtrat + H_2O terbentuk

$$\begin{aligned}&= 12.583,78 \text{ kg} + 0,11 \text{ kg} \\ &= 12.583,90 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Tabel LA.7 Neraca Massa Anion Exchanger

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	Alur 14 (kg/jam)	Alur 15 (kg/jam)
Air	12.583,78	12.538,90
Protein	1,90	1,90
Lemak	0,32	0,32
Vitamin	1,58	1,58
<i>Alpha-amilase</i>	0,35	0,35
Dekstrin	1,51	1,51
Glukoamilase	0,09	0,09
Clarex	0,18	0,18
Glukosa	2.525,25	2.525,25
Total	15.115,07	15.115,07

LA.8 Evaporator



Impuritas merupakan jumlah massa protein, lemak, vitamin, amilase, glukoamilase, clarex dan dekstrin. Jadi komponen yang keluar (alur 17) menjadi:

Komponen	Massa (kg)
Air	12.583,90
Glukosa	2.525,25
Impuritis	5,92
Total	15.115,07

Dari tabel diatas dapat disimpulkan bahwa:

$$\text{Massa } \textit{solute} = 2.525,25 + 5,92 = 2.531,17 \text{ kg}$$

$$\text{Massa } \textit{solvent} = 12.583,78 \text{ kg}$$

Maka fraksi *solute* masuk (x_f)

$$\begin{aligned} X_f &= \frac{\text{massa } \textit{solute}}{\text{total massa masuk}} \\ &= \frac{2.531,17 \text{ kg}}{15.115,07 \text{ kg}} \\ &= 0,17 \end{aligned}$$

Neraca massa komponen total:

- Tidak ada bahan kering dalam V ($x_v=0$)
- x_L merupakan konsentrasi akhir sirup glukosa (75%)

$$F \times x_f = L \cdot x_L + V \cdot x_v$$

$$15.115,07 \text{ kg} \times 0,17 = 0,75 \times L + 0$$

$$2.531,17 = 0,75 \times L$$

$$L = 3.374,90 \text{ kg}$$

Jumlah air yang diuapkan:

$$V = 12.583,90 \text{ kg} - 3.374,90 \text{ kg}$$

$$= 9.209 \text{ kg}$$

Jumlah air dalam produk = air masuk – jumlah air diuapkan

$$= 12.583,90 \text{ kg} - 9.209 \text{ kg}$$

$$= 3.374,90 \text{ kg}$$

Tabel LA.8 Neraca Massa Evaporator

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>	
	Alur 15 (kg/jam)	Alur 16 (kg/jam)	Alur 17 (kg/jam)
Air	12.583,78	9.209	3.374,90
Protein	1,90	-	1,90
Lemak	0,32	-	0,32
Vitamin	1,58	-	1,58
Amilase	0,35	-	0,35
Dekstrin	1,51	-	1,51
Glukoamilase	0,09	-	0,09
Clarex	0,18	-	0,18
Glukosa	2.525,25	-	2.525,25
Subtotal	15.115,07	9.209	5.906,07
Total	15.115,07	15.115,07	



LAMPIRAN B NERACA ENERGI

- Kapasitas Produksi : 2.525,25 kg/jam
- Bahan Baku : Pisang
- Produk : Sirup Glukosa (C₆H₁₂O₆)
- Waktu Operasi : 330 hari/tahun, 24 jam/hari

1. Besar entalpi dihitung dengan persamaan:

$$\Delta H = n \int C_p dT \dots\dots\dots \text{(Perry, 1984)}$$

Keterangan:

- n : jumlah mol
- T₀ : suhu referensi 25°C = 298 K
- T : suhu operasi
- C_p : kapasitas panas (kJ/kg°C)

2. Panas Sensibel

$$Q = \int m C_p dT \dots\dots\dots \text{(Perry, 1984)}$$

3. Panas Latent

$$Q = m \lambda$$

Λ = Panas latent

4. Perubahan Panas

- Panas sistem tanpa reaksi kimia
- $\Delta H = Q = Q_{out} - Q_{in}$
- Panas sistem dengan reaksi kimia
- $\Delta H = Q = \Delta H_f 25^\circ\text{C} + \Delta H_p - \Delta H_R$

Persamaan untuk menghitung kapasitas panas (Reklaitis, 1983):

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \dots\dots\dots(1)$$

Jika C_p adalah fungsi dari temperatur maka persamaan menjadi:

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = \int_{T_1}^{T_2} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT \dots\dots\dots(2)$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4) \dots\dots(3)$$

Untuk sistem yang melibatkan perubahan fasa persamaan yang digunakan:

$$\int_{T_1}^{T_2} Cp dT = \int_{T_1}^{T_b} Cp_1 dT + \Delta H_{VI} + \int_{T_b}^{T_2} Cp_v dT \dots \dots \dots (4)$$

Perhitungan energi untuk sistem yang melibatkan reaksi:

$$\frac{dQ}{dt} = r\Delta H_r + N \int_{T_2}^{T_1} Cp dT_{out} - N \int_{T_1}^{T_b} Cp dT_{in} \dots \dots \dots (5)$$

Data-data Cp (kJ/kg °C) (Perry R. , 1997)

- Cp Pati

Cp (kJ/kg°C)	1,75
Cp (kJ/kg K)	1,75

(Geankoplis, Tabel 2-5)

- Cp Air

Suhu (°C)	30	60	95	100
Suhu (K)	303	333	368	373
Cp (kJ/kg°C)	4,18	4,19	4,202	4,203
Cp (kJ/kg K)	4,18	4,19	4,202	4,203

(Geankoplis, Tabel 2-5)

- Cp Protein

$$Cp \text{ (kJ/kg K)} = 2008,2 + 1,2089T - 0,00131T^2$$

$$\int Cp \text{ (kJ/kg K)} = (2008,2(T - Tref)) + \left(\frac{1,2089}{2}\right) (T^2 - Tref^2) - \left(\frac{0,00131}{3}\right) (T^3 - Tref^3)$$

sehingga Cp protein untuk berbagai suhu:

Suhu (°C)	30	60	95	100
Suhu (K)	303	333	368	373
Cp (kJ/kg°C)	10,2	72	145	154,4
Cp (kJ/kg K)	10,2	72	145	154,4

(Onita, 2005)

- Cp Lemak

$$Cp \text{ (kJ/kg K)} = 1984,2 + 1,4733,2T - 0,0048T^2$$

$$\int Cp \text{ (kJ/kg K)} = (1984,2 (T - Tref)) + \left(\frac{1,4733,2}{2}\right) (T^2 - Tref^2) - \left(\frac{0,0048}{3}\right) (T^3 - Tref^3)$$

sehingga Cp lemak untuk berbagai suhu:

Suhu (°C)	30	60	95	100
Suhu (K)	303	333	368	373
Cp (kJ/kg°C)	10,11	71,32	143,7	152,93
Cp (kJ/kg K)	10,11	71,32	143,7	152,93

(Onita, 2005)

- Cp Vitamin

Cp (kJ/kg°C)	2,025
Cp (kJ/kg K)	2,025

(Perry's, Tabel 3-336)

- Cp KOH

Cp (kJ/kg°C)	3,138
Cp (kJ/kg K)	3,138

(Carl Yaws, 1993)

- Cp Enzim Amilase

Cp (kJ/kg°C)	2
Cp (kJ/kg K)	2

(Lange, Tabel 9-8)

- Cp CaCl₂

$$Cp \text{ (kal/mol K)} = 16,9 + 0,00386T$$

$$\int Cp \text{ (kal/mol K)} = (16,91(T - T_{ref})) + \left(\frac{0,00386}{2}\right) (T^2 - T_{ref}^2)$$

sehingga Cp CaCl₂ untuk berbagai suhu:

Suhu (°C)	30	60	95
Suhu (K)	303	333	368
Cp (kal/mol K)	90,3	634	1273
Cp (kal/g K)	0,81	5,71	11,5
Cp (kJ/kg K)	3,4	23,9	48

(Perry's, Tabel 2-151)

- Cp Dekstrin

$$Cp \text{ (kal/g°C)} = 0,291 + 0,00096T$$

$$\int Cp \text{ (kal/g°C)} = (0,291(T - T_{ref})) + \left(\frac{0,00096}{2}\right) (T^2 - T_{ref}^2)$$

sehingga Cp dekstrin untuk berbagai suhu:

Suhu (°C)	30	60	95	100
Suhu (K)	303	333	368	373
Cp (kal/g°C)	1,59	11,6	24,4	25
Cp (kJ/kg°C)	6,64	48,6	102	104,547
Cp (kJ/kg K)	6,64	48,6	102	104,547

(Perry's, Tabel 2-154)

- Cp Enzim Glukoamilase

Cp (kJ/kg°C)	2
Cp (kJ/kg K)	2

(Lange, Tabel 9-8)

- Cp Clarex

Cp (kJ/kg°C)	2
Cp (kJ/kg K)	2

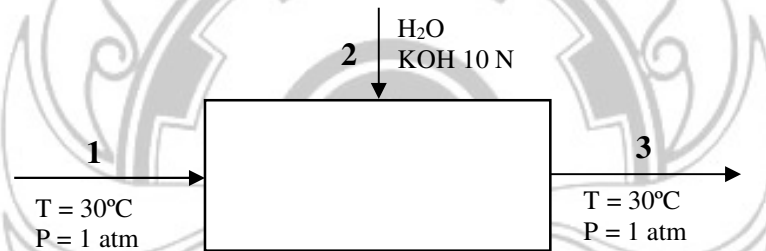
(Lange, Tabel 9-8)

- Cp Glukosa

Suhu (°C)	30	60	100
Suhu (K)	303	333	373
Cp (kJ/kg°C)	1,159	1,448	1,159
Cp (kJ/kg K)	1,159	1,448	1,159

(Geankoplis, Tabel 2-5)

LB.1 Blender



Jumlah massa komponen yang masuk dan keluar:

Komponen	Input		Output
	Alur 1 (kg/jam)	Alur 2 (kg/jam)	Alur 3 (kg/jam)
Pati	2.512,96	-	2.512,96
Air	5.199,77	7.902,38	13.102,15
Protein	94,83	-	94,83
Lemak	15,80	-	15,80
Vitamin	79,02	-	79,02
KOH	-	14,78	14,78
Subtotal	7.902,38	7.917,16	15.819,55
Total	15.819,55		15.819,55

$$\Delta T = T - T_{ref}$$

$$= 303 \text{ K} - 298 \text{ K} = 5 \text{ K}$$

1. Panas Masuk

- Alur 1

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Pati	2512,96	1,75	5	21.988,39
Air	5199,77	4,18	5	108.675,18
Protein	94,83	10,2	5	4836,26
Lemak	15,80	10,11	5	798,93
Vitamin	79,02	2,03	5	800,12
Total Q (kJ/jam)				137.098,87

- Alur 2

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Air	7902,38	4,18	5	165.159,84
KOH	14,78	3,14	5	231,88
Total Q (kJ/jam)				165.391,72

- Total Panas Masuk

$$Q_{in} = Q_1 + Q_2$$

$$= 137.098,87 \text{ kJ/jam} + 165.391,72 \text{ kJ/jam}$$

$$= 302.490,59 \text{ kJ/jam}$$

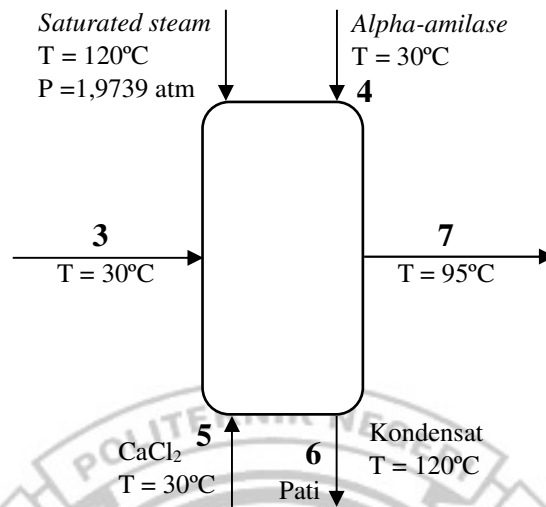
2. Panas Keluar

Tidak terjadi reaksi maka panas keluar total = panas masuk total
 $Q_{out} = 302.490,59 \text{ kJ/jam}$

Tabel LB.1 Neraca Energi Blender

Alur Masuk (kJ/jam)	Alur Keluar (kJ/jam)
Alur 1	Alur 3
Alur 2	
Total	Total
137.098,87	302.490,59
165.391,72	
302.490,59	302.490,59

LB.2 Reaktor Liquifikasi



Jumlah massa komponen yang masuk dan keluar:

Komponen	Input			Output	
	Alur 3 (kg/jam)	Alur 4 (kg/jam)	Alur 5 (kg/jam)	Alur 6 (kg/jam)	Alur 7 (kg/jam)
Pati	2.512,96	-	-	122,13	-
Air	13.102,15	-	-	-	12.969,33
Protein	94,83	-	-	-	94,83
Lemak	15,80	-	-	-	15,80
Vitamin	79,02	-	-	-	79,02
KOH	14,78	-	-	-	14,78
Amilase	-	17,56	-	-	17,56
CaCl ₂	-	-	17,56	-	17,56
Dekstrin	-	-	-	-	2.523,66
Subtotal	15.819,55	17,56	17,56	122,13	15.732,56
Total		15.854,67		15.732,67	

1. Panas Masuk

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 303 \text{ K} - 298 \text{ K} = 5 \text{ K}\end{aligned}$$

- Alur 3
 $Q_3 = 302.490,59 \text{ kJ/jam}$

- Alur 4

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Amilase	17,56	2	5	175,61
Total Q (kJ/jam)				175,61

- Alur 5

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
CaCl ₂	17,56	3,4	5	298,53
Total Q (kJ/jam)				298,53

- Total Panas Masuk

$$\begin{aligned}Q_{in} &= Q_3 + Q_4 + Q_5 \\ &= 302.490,59 + 175,61 + 298,53 \\ &= 302.964,74 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

2. Panas Keluar

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 368 \text{ K} - 298 \text{ K} = 70 \text{ K}\end{aligned}$$

- Alur 6

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Pati	122,13	1,75	70	14.960,90
Total Q (kJ/jam)				14.960,90

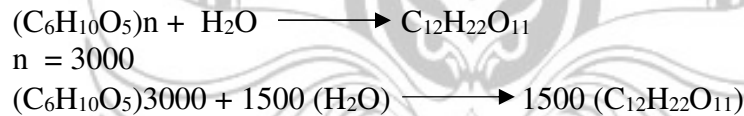
- Alur 7

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Air	12.969,33	4,202	70	3.814.497,38
Protein	94,83	145	70	962.510,47
Lemak	15,80	143,7	70	158.980,18
Vitamin	79,02	2,03	70	11.201,63
KOH	14,78	3,14	70	3.246,34
Amilase	17,56	2	70	59.004,47
CaCl ₂	17,56	48	70	2.458,52
Dekstrin	2.523,66	102	70	18.018.954,24
Total Q (kJ/jam)				23.030.853,24

- Total Panas Keluar

$$\begin{aligned}
 Q_{out} &= Q_6 + Q_7 \\
 &= 14.960,90 + 23.030.853,24 \text{ kJ/jam} \\
 &= 23.045.814,14 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Panas Reaksi (ΔHR)



	C ₆ H ₁₀ O ₅	H ₂ O	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁
M	0,0052	727,29	-
R	0,0049	7,37	7,37
S	0,0003	719,92	7,37

ΔH_f 273 K

Komponen	ΔH _f (kJ/kmol)
C ₆ H ₁₀ O ₅	-195,09
H ₂ O	-68,3174
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	38.060,1

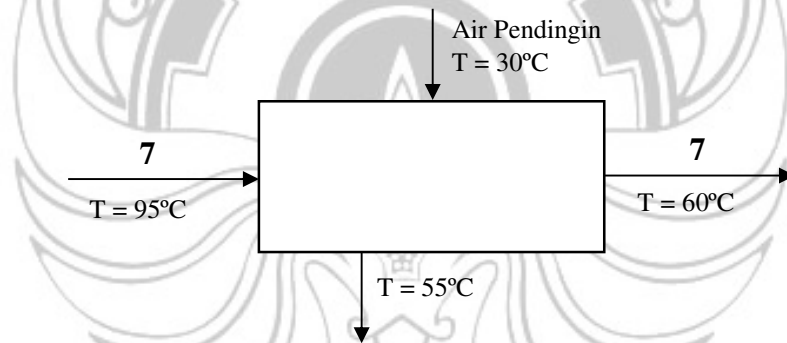
$$\begin{aligned}
 \Delta H^{\circ}_R &= n \times \Delta H_f(C_{12}H_{22}O_{11}) - (n \times \Delta H_f(C_6H_{10}O_5) + (n \times \Delta H_f(H_2O))) \\
 &= (7,37 \times 38.060,1) - (0,0049 \times (-195,09) + (7,37 \times (-68,3174))) \\
 &= 281.111,75 \text{ kJ/jam (Endoterm)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= \Delta H^{\circ}_R + (Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}) \\
 &= 281.111,75 \text{ kJ/jam} + (23.045.814,14 + 302.964,74) \text{ kJ/jam} \\
 &= 23.023.960,85 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LB.2 Neraca Energi Reaktor Liquifikasi

Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 3	302.490,59	Alur 6	14.960,90
Alur 4	175,61	Alur 7	23.030.853,24
Alur 5	298,53	ΔH°_R	281.111,75
Steam	23.023.960,85		
Total	23.326.925,59		23.326.925,59

LB.3 Cooler 1



1. Panas masuk
 $Q_{\text{in}} = 23.326.925,59 \text{ kJ/jam}$

2. Panas Keluar
 $\Delta T = T - T_{\text{ref}}$
 $= 333 \text{ K} - 298 \text{ K} = 35 \text{ K}$

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Air	12.969,33	4,18	35	1.901.952,88
Protein	94,83	72	35	238.968,12
Lemak	15,80	71,32	35	39.451,87
Vitamin	79,02	2,03	35	5.600,82
KOH	14,78	3,14	35	1.623,17
Amilase	17,56	2	35	14.689,66
CaCl ₂	17,56	23,9	35	1.229,26
Dekstrin	2.523,66	48,6	35	4.292.750,86

Total Q (kJ/jam)	6.496.266,63
-------------------------	---------------------

- Total Panas Keluar
 $Q_{out} = 6.496.266,63 \text{ kJ/jam}$

$$Q_{pendingin} = 6.496.266,63 \text{ kJ/jam} - 23.326.925,59 \text{ kJ/jam} \\ = -16.534.586,61 \text{ kJ/jam}$$

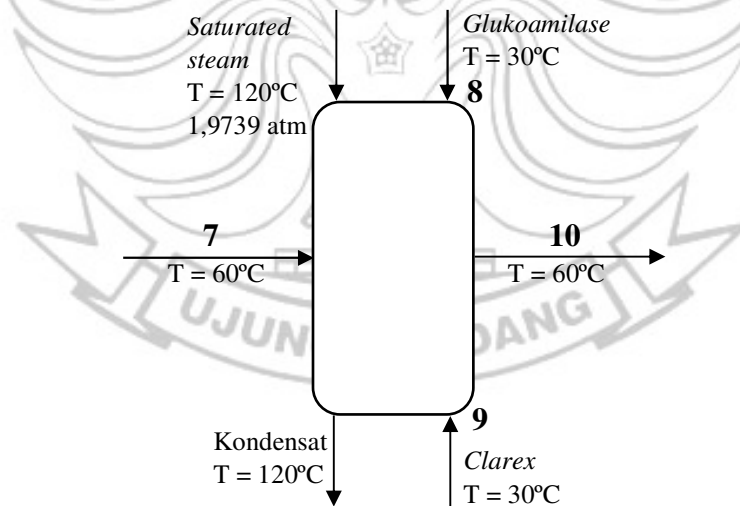
Air pendingin yang diperlukan:

$$m = \frac{Q_{pendingin}}{\Delta H(55^{\circ}\text{C} - 30^{\circ}\text{C})} \\ = \frac{-16.534.586,61 \text{ kJ/jam}}{(230,5 - 128,9)} \\ = 1662.741,99 \text{ kg/jam}$$

Tabel LB.3 Neraca Energi Cooler 1

Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 7	23.326.925,59	Alur 7	6.496.266,63
Q Pendingin	-16.534.586,61		
Total	6.496.266,63		6.496.266,63

LB.4 Reaktor Sakarifikasi



Jumlah massa komponen yang masuk dan keluar:

Komponen	Input			Output
	Alur 7 (kg/jam)	Alur 8 (kg/jam)	Alur 9 (kg/jam)	Alur 10 (kg/jam)
Air	12.969,33	-	-	12.840,50
Protein	94,83	-	-	94,83
Lemak	15,80	-	-	15,80
Vitamin	79,02	-	-	79,02
KOH	14,78	-	-	14,78
Amilase	17,56	-	-	17,56
CaCl ₂	17,56	-	-	17,56
Dekstrin	2.523,66	-	-	75,71
Glukoamilase	-	4,39	-	4,39
Clarex	-	-	8,78	8,78
Glukosa	-	-	-	2.576,79
Subtotal	15.732,56	4,39	8,78	15.745,73
Total	15.745,73			15.745,73

1. Panas Masuk

$$\Delta T = T - T_{ref}$$

$$= 333 \text{ K} - 298 \text{ K} = 35 \text{ K}$$

- Alur 7

$$Q_7 = 6.496.266,63 \text{ kJ/jam}$$

- Alur 8

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Glukoamilase	4,39	2	35	307,31
Total Q (kJ/jam)				307,31

- Alur 9

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Clarex	8,78	2	35	614,63
Total Q (kJ/jam)				614,63

- Total Panas Masuk

$$Q_{in} = Q_7 + Q_8 + Q_9$$

$$= 6.496.266,63 + 307,31 + 614,63$$

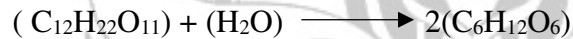
$$= 64.497.188,57 \text{ kJ/jam}$$

2. Panas Keluar
- Alur 10

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Air	12.840,50	4,19	35	1.883.059,21
Protein	94,83	72	35	238.968,12
Lemak	15,80	71,32	35	39.451,87
Vitamin	79,02	2,03	35	5.600,82
KOH	14,78	3,14	35	1.623,17
CaCl ₂	17,56	23,9	35	14.689,66
Amilase	17,56	23,9	35	1.229,26
Dekstrin	75,71	48,6	35	128.782,53
Clarex	8,78	2	35	614,630
Glukoamilase	4,39	2	35	307,315
Glukosa	2.576,79	1,448	35	130.591,63
Total Q (kJ/jam)				2.444.918,19

- Total Panas Keluar
Q_{out} = 2.444.918,19 kJ/jam

Panas Reaksi (ΔH)



	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	H ₂ O	2(C ₆ H ₁₂ O ₆)
M	7,37	719,92	-
R	7,15	7,15	14,30
S	0,22	712,77	14,30

ΔH_f 273C

Komponen	ΔH _f (kJ/Kmol)
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	38.060,1
H ₂ O	-68,3174
C ₆ H ₁₂ O ₆	-261,09

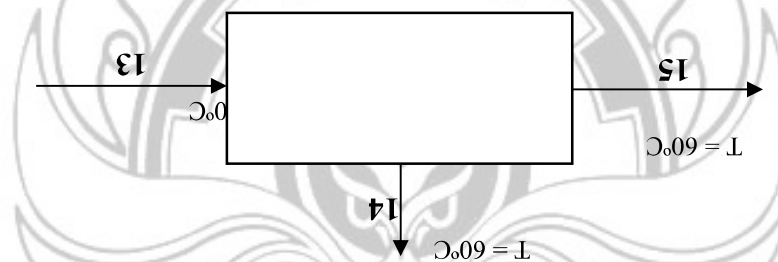
$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}_R &= n \times \Delta H_f(C_6H_{12}O_6) - (n \times \Delta H_f(C_{12}H_{22}O_{11}) + (n \times \Delta H_f(H_2O))) \\ &= (14,30 \times -261,09) - (7,15 \times (38.060,1) + (7,15 \times (-68,3174))) \\ &= -267.965,63 \text{ kJ/jam (Eksoterm)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= \Delta H^{\circ}_R + (Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}) \\
 &= -267.965,63 \text{ kJ/jam} + (2.444.918,19 - 64.497.188,57) \text{ kJ/jam} \\
 &= -4.320.236,01 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LB.4 Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi

Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 7	6.496.266,63	Alur 10	2.444.918,19
Alur 8	307,31	P.Reaksi	-267.965,63
Alur 9	614,63		
Steam	-4.320.236,01		
Total	2.176.952,56		2.176.952,56

LB.5 Filter Press



Jumlah massa komponen yang masuk dan keluar:

Komponen	Input		Output	
	Alur 13 (kg/jam)	Alur 14 (kg/jam)	Alur 14 (kg/jam)	Alur 15 (kg/jam)
Air	12.840,50	256,81	12.538,69	
Protein	94,83	92,93	1,90	
Lemak	15,80	15,49	0,32	
Vitamin	79,02	77,44	1,58	
KOH	14,78	14,48	0,30	
Amilase	17,56	17,21	0,35	
CaCl ₂	17,56	17,21	0,2325	
Dekstrin	75,71	74,20	1,51	
Glukoamilase	4,39	4,30	0,09	
Clarex	8,78	8,60	0,18	
Glukosa	2.576,79	51,54	2.525,25	
Subtotal	15.745,73	630,22	15.115,51	
Total	15.745,73	15.745,73		

1. Panas masuk

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 333 \text{ K} - 298 \text{ K} = 35 \text{ K}\end{aligned}$$

- Alur 13

$$Q_{in} = 2.444.918,19 \text{ kJ/jam}$$

2. Panas Keluar

- Alur 14

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Air	256,81	4,19	35	37.661,18
Protein	92,93	72	35	234.188,76
Lemak	15,49	71,32	35	38.662,829
Vitamin	77,44	2,03	35	5.488,80
KOH	14,48	3,14	35	1.590,71
CaCl ₂	17,21	23,9	35	1.395,86
Amilase	17,21	23,9	35	1.204,68
Dekstrin	74,20	48,6	35	126.206,88
Clarex	8,60	2	35	602,34
Glukoamilase	4,30	2	35	301,17
Glukosa	51,54	1,448	35	2.611,83
Total Q (kJ/jam)				462.915,02

- Alur 15

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Air	12.583,69	4,19	35	1.845.398,02
Protein	1,90	72	35	4.779,36
Lemak	0,32	71,32	35	789,04
Vitamin	1,58	2,03	35	112,02
KOH	0,30	3,14	35	32,46
CaCl ₂	0,35	23,9	35	293,793
Amilase	0,35	23,9	35	24,585
Dekstrin	1,51	48,6	35	2.575,65
Clarex	0,18	2	35	12,293
Glukoamilase	0,09	2	35	6,146
Glukosa	2.525,25	1,448	35	127.979,80
Total Q (kJ/jam)				1.982.003,17

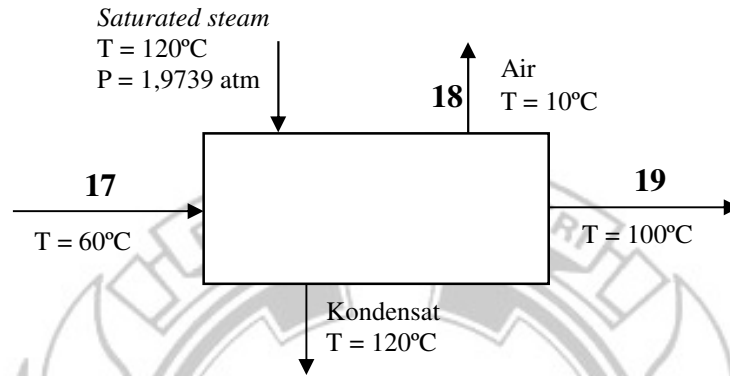
- Total Panas Keluar

$$\begin{aligned}Q_{out} &= Q_{14} + Q_{15} \\ &= 462.915,02 \text{ kJ/jam} + 1.982.003,17 \text{ kJ/jam} \\ &= 2.444.918,19 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Tabel LB.5 Neraca Energi Filter Press

Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 13	2.444.918,19	Alur 14	462.915,02
		Alur 15	1.982.003,17
Total	2.444.918,19		2.444.918,19

LB.6 Evaporator



Jumlah massa komponen yang masuk dan keluar:

Komponen	Input		Output	
	Alur 17 (kg/jam)	Alur 18 (kg/jam)	Alur 18 (kg/jam)	Alur 19 (kg/jam)
Air	12.583,78	9.209	9.209	3.374,90
Protein	1,90	-	-	1,90
Lemak	0,32	-	-	0,32
Vitamin	1,58	-	-	1,58
Amilase	0,35	-	-	0,35
Dekstrin	1,51	-	-	1,51
Glukoamilase	0,09	-	-	0,09
Clarex	0,18	-	-	0,18
Glukosa	2.525,25	-	-	2.525,25
Subtotal	15.115,07	9.209	9.209	2.525,25
Total	15.115,07	15.115,07		

1. Panas masuk

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 373 \text{ K} - 298 \text{ K} = 75 \text{ K}\end{aligned}$$

- Alur 17

$$Q_{in} = 1.982.003,17 \text{ kJ/jam}$$

2. Panas Keluar

- Alur 18

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Air	9.209,00	4,203	75	2.903.136,86
Total Q (kJ/jam)				2.903.136,86

- Alur 19

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Air	3.374,90	4,203	75	1.063.937,01
Protein	1,90	154,4	75	21.962,31
Lemak	0,32	152,93	75	3.625,61
Vitamin	1,58	2,03	75	240,03
Amilase	0,35	2	75	52,683
Dekstrin	1,51	104,55	75	11.872,82
Clarex	0,18	2	75	26,34
Glukoamilase	0,09	2	75	13,17
Glukosa	2.525,25	1,83	75	347.222,22
Total Q (kJ/jam)				1.448.952,21

- Total Panas Keluar

$$\begin{aligned}Q_{out} &= Q_{18} + Q_{19} \\ &= 2.903.136,86 \text{ kJ/jam} + 1.448.952,21 \text{ kJ/jam} \\ &= 4.352.089,08 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$Q_{steam} = (Q_{out} - Q_{in})$$

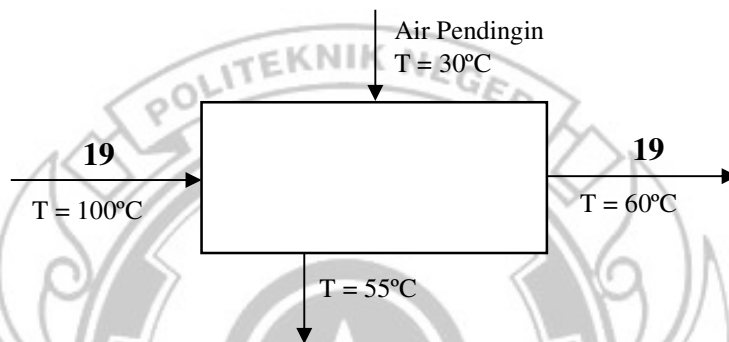
$$= (4.352.089,08 - 2.444.918,19) \text{ kJ/jam}$$

$$= 2.370.085,91 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.6 Neraca Energi Evaporator

Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 17	1.982.003,17	Alur 18	2.903.136,86
Steam	2.370.085,91	Alur 19	1.448.952,21
Total	4.352.089,08		4.352.089,08

LB.7 Cooler 2



1. Panas masuk

$$\Delta T = T - T_{ref}$$

$$= 373 \text{ K} - 298 \text{ K} = 75 \text{ K}$$

$$Q_{in} = 1.448.952,21 \text{ kJ/jam}$$

2. Panas Keluar

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	Q (kJ/jam)
Air	3.374,90	4,19	35	494.928,99
Protein	1,90	72	35	4.779,36
Lemak	0,32	71,32	35	789,04
Vitamin	1,58	2,03	35	112,01
Amilase	0,35	2	35	24,585
Dekstrin	1,51	48,6	35	2.575,65
Clarex	0,18	2	35	12,293
Glukoamilase	0,09	2	35	6,146
Glukosa	2.525,25	1,448	35	127.979,798
Total Q (kJ/jam)				631.207,88

$$Q_{out} = 631.207,88 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 631.207,88 \text{ kJ/jam} - 1.448.952,21 \text{ kJ/jam} \\ = -817.744,34 \text{ kJ/jam}$$

Air pendingin yang diperlukan:

$$m = \frac{Q_{\text{pendingin}}}{\Delta H(55^{\circ}\text{C} - 30^{\circ}\text{C})} \\ = \frac{-711.989,95 \text{ kJ/jam}}{(230,5 - 128,9)} \\ = 8.048,66 \text{ kJ/jam}$$

Tabel LB.7 Neraca Energi Cooler 2

Alur Masuk (kJ/jam)		Alur Keluar (kJ/jam)	
Alur 17	1.448.952,21	Alur 17	631.207,88
P.Pendingin	-817.744,34		
Total	631.207,88		631.207,88



LAMPIRAN C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT PROSES

LC.1 Gudang Penyimpanan Bahan Baku (GB)

Fungsi : Gedung Berbentuk persegi panjang ditutup atap

Bentuk Bangunan : Gedung berbentuk persegi panjang ditutup atap

Bahan Kontruksi : Dinding : Batu Bata

: Lantai : Beton

: Atap : Asbes

Jumlah : 1 Unit

Kondisi Ruangan : Temperatur : 30°C

: Tekanan : 1 atm

Kebutuhan : 1 Minggu

Faktor Kelonggaran (fk) = 20 % (Perry, 1999)

Perhitungan :

Direncanakan kapasitas penyediaan selama 1 minggu (7 hari kerja):

$$= 7902,38 \text{ kg/jam} \times 168 \text{ jam} = 1327600,7 \text{ kg}$$

$$V = \text{kapasitas/densitas} = \frac{1327600,7 \text{ kg}}{1350 \text{ kg/m}^3} = 983,4 \text{ m}^3$$

$$V = (1+0,2) \times 983,4 = 1180,1 \text{ m}^3 = 41674,5 \text{ ft}^3$$

Menentukan dimensi storage

Volume storage = P.L.T

Dimana :

P = Panjang Storage (ft)

L = Lebar Storage (ft)

T = Tinggi storage (ft)

Diinginkan $P=2L$, $T=L$, sehingga

$$V = L \cdot 2L \cdot L = 2L^3$$

$$41674,5 \text{ ft}^3 = 2L^3$$

$$L = 26,62 \text{ ft}$$

Diambil Standar (Pembulatan)

$$P = 54 \text{ ft}$$

$$L = 27 \text{ ft}$$

$$T = 27 \text{ ft}$$

LC.2 Belt Conveyor

Fungsi : Mengangkut buah pisang ke Hammer Mill (BL-01)

Laju Alir : 7902,38 kg/jam

Ditetapkan faktor keamanan 20% = $(1,2 \times 7902,384 \text{ kg/jam})$
= 9482,86 kg/jam = 9,48 ton/jam

Kapasitas 9,48 ton/jam dipilih belt conveyor dengan spesifikasi :

Lebar belt = 3,5 ft = 1,05 m

Panjang belt = 15 ft = 4,5 m

Power belt conveyor = $V(L \cdot 0,0025 + H \cdot 0,001) 2,5$

Tinggi belt = 3,8 ft = 1,14 m

Horse power = $9,48 (15 \times 0,0025 + 3,8 \times 0,001) 2,5$

= 0,98 hp

Efisiensi Motor = 80%

Hp motor = $0,98 / 0,8 = 1,22 \text{ hp}$

LC.3 Blender (BL-01)

Fungsi : Untuk menghancurkan dan menghaluskan pisang jadi bubur

Jumlah : 1 unit

Rate Bahan masuk : 15,804 kg/jam

: 18,96 ton/jam

Untuk kapasitas 7.902,38 kg/jam, maka spesifikasi sebagai berikut :

Diameter = 3,5 m = 11,6 ft (Perry, 1999)

Panjang = 3,5 m = 11,6 ft

Kecepatan putaran = 1200 rpm

Daya maksimum = 200 Hp

Daya bersih E = $[(1,64L-1)k+1][1,64 \times 11,6]^{2,5} \times E_s$
= $[(1,64 \times 11,6 - 1)0,85 + 1][1,64 \times 11,6]^{2,5} \times 0,6^{0,6}$
= 34,47 Hp

Dimana :

L = Panjang

D = Diameter

K = Konstanta (0,85)

E_s = Daya skala laboratoriu = 0,6^{0,6}

Daya yang dibutuhkan sebesar 35 Hp

LC.4 Reaktor (R-01)

Fungsi : Untung memberi kesempatan semua molekul pati dapat terhidrolisa

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal

Jumlah : 1 unit

Jenis : reaktor alir rangki berpengaduk

Kondisi Operasi

Temperatur = 95°C

Tekanan = 1 atm

Laju alir = 15819,5 kg/jam

Densitas (ρ) = 1350 kg/m³

Waktu Tinggal = 30 menit (0,5 jam) (United States Patent, 1998)

Faktor Kelonggaran = 20%

Umur tangki (n) = 10 tahun

1. Perhitungan menentukan ukuran Reaktor

a. Volume Reaktor, V_R :

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan, } V &= \frac{15819,5 \text{ kg/jam}}{1350 \text{ kg/m}^3} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 5,86 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki, } V = 1,2 \times 5,86 \text{ m}^3 = 7,031 \text{ m}^3$$

b. Diameter shell dan tinggi tangki

Direncanakan:

- Tinggi silinder (H_s) : Diameter (D) = 4:3
- Tinggi tutup (H_h) : Diameter (D) = 1:4
- Volume shell tangki (V_s) :

$$V_s = \pi R^2 H_s = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{4}{3} D\right)$$

$$V_s = \frac{\pi}{3} D^3$$

- Volume tutup tangki (V_c) :

$$V_c = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \left(\frac{1}{4} D\right) = \frac{\pi}{24} D^3 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

- Volume tangki (V) :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= \frac{3}{8} \pi D^3$$

Sehingga :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$7,031 \text{ m}^3 = 1,1775 D^3$$

$$D = 1,8131 \text{ m} = 71,382 \text{ in}$$

$$H_s = \frac{4}{3} D = 2,42 \text{ m}$$

c. Diameter dan tinggi tutup

Diameter tutup = diameter tangki = 1,8131 m

$$\text{Tinggi tutup (H}_d) = \frac{1}{4} D = 0,453 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = H_s + H_d = 2,87 \text{ m}$$

2. Tebal shell dan tutup tangki

a. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n.c \quad (\text{Brownell, 1959})$$

dimana :

t = tebal shell

D = diameter dalam tangki

E = Joint efisiensi = 0,8 (Brownell, 1959)

P = tekanan desain

S = allowable stress = 12,650 psia = 87218,714 kPa (Brownell, 1959)

P_o = tekanan udara luar = 1 atm = 101,325 kPa

Faktor Korosi = 0,13 -0,5 mm/tahun (Brownell, 1959)

Diambil = 0,01 in/tahun

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik, } P_{\text{hid}} &= \rho g h_s \\ &= 1350 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/dtk}^2 \times 2,41 \text{ m} \\ &= 31983,3 \text{ Pa} = 31,9 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_o + P = 101,325 \text{ kPa} + 31,9 \text{ kPa} = 133,3 \text{ kPa}$$

$$\text{Maka, } P_{\text{design}} = (1,2)(133,3) \text{ kPa} = 159,9699 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE-1,2P} + n.c \\ &= \frac{(159,96 \text{ kPa}) \cdot (71,38 \text{ in})}{2(87.218,714 \text{ kPa}) \cdot (0,8) - 1,2(159,96 \text{ kPa})} + 10 \times 0,1 = 0,182 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = ¼ in (Brownell & Young, 1959)

b. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan shell.

Tebal tutup atas yang digunakan = ¼ in.

3. Perancangan Pengaduk

Jenis pengaduk : Propeller

Untuk propeller standar (Geankoplis, 1997), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/3 \quad ; \quad Da = 1/3 \times 1,8131 \text{ m} = 0,6044 \text{ m}$$

$$C/Dt = 1/3 \quad ; \quad C = 1/3 \times 1,8131 \text{ m} = 0,6044 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \quad ; \quad L = 1/4 \times 0,6044 \text{ m} = 0,151 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \quad ; \quad W = 1/5 \times 0,6044 \text{ m} = 0,1209 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/10 \quad ; \quad J = 1/10 \times 1,8131 \text{ m} = 0,1813 \text{ m}$$

Data perhitungan :

$$n = 1 \text{ putaran/detik}$$

Bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{n \cdot Da^2 \cdot \rho}{\mu} \dots\dots\dots (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$N_{Re} = \frac{(1 \frac{\text{put}}{\text{det}}) \cdot (0,6044 \text{ m})^2 \cdot 84,2777 \text{ lb/ft}^3}{0,0134 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{sec}} = 12470,9$$

Bilangan Daya (N_p) :

$$N_p = \frac{P \cdot g_c}{\rho \cdot n^3 \cdot Da^5} \dots\dots\dots(\text{Geankoplis, 1997})$$

Untuk $N_{Re} = 12470,9$, $N_p = 5$ (Fig 3.4-4Geankoplis, 1997)

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot n^3 \cdot Da^5}{g_c} = \frac{5.84,2777.1^3 \cdot 0,6044^5}{32,174} = 401,44 \text{ lb/ft sec}$$

Efisiensi 80%

$$P = \frac{401,44}{0,8} = 501,8 \text{ lb/ft sec}$$

$$P = 501,8 \times \frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ lbt/det}} = 0,912 \text{ Hp}$$

4. Penentuan Jacket Pemanas

Jumlah Kondensat : 2526,45 kg/jam

Panas yang dibutuhkan : 281111,75 kJ/jam

Suhu Awal (T_o) : 30°C = 303 K

Suhu Steam (T_s) : 120°C = 393 K

Densitas kondensat : 916,7147 kg/m³

Tinggi Jacket (Hj) = Tinggi Tangki

$$(H_j) = 4,3989 \text{ m}$$

$$V_{\text{steam}} = \frac{\text{Steam}}{\rho} \times \text{waktu tinggal}$$

$$V_{\text{steam}} = \frac{2526,45 \text{ kg/jam}}{916,7247 \text{ kg/m}^3} \times 0,5 = 1,377 \text{ m}^3$$

Penentuan R1

$$V_{\text{steam}} = \{\pi R_1^2 - \pi(R_2+tp)^2\} \times H_j$$

$$1,377 \text{ m}^3 = \{3,14 \times (R_1)^2 - 3,14 (0,314 + 0,15)^2\} \times 4,3989$$

$$1,377 \text{ m}^3 = 3,14 \times (R_1)^2 - 0,6763$$

$$R_1 = 0,6068$$

$$\text{Diameter Tangki} = 1,813 \text{ m}$$

$$\text{Diameter tangki + jaket} = 3,626 \text{ m}$$

$$\text{Diameter jaket} = (3,626 - 1,813) / 2 = 0,906 \text{ m}$$

Penentuan tebal jaket, Tj

$$R_1 = R_2 + tp + T_j$$

$$T_j = R_1 - (R_2 + tp)$$

$$T_j = 0,6068 - (0,314 + 0,15)$$

$$T_j = 0,1427 \text{ m}$$

LC.5 Cooler (E-101)

Fungsi : Menurunkan temperatur campuran sebelum dialirkan ke filter
press

Jumlah : 1 unit

Jenis : 1-2 *Shell and tube*

Dari perhitungan neraca massa pada lampiran A diperoleh:

Fluida panas

Laju alir fluida masuk (W) = 15732,555 kg/jam = 34690,28 lb/jam

Temperatur masuk (T_1) = 95°C = 203°F

Temperatur masuk (T_2) = 60°C = 140°F

Fluida dingin

Laju alir fluida masuk (w) = 35415,124 kg/jam = 78090,34 lb/jam

Temperatur masuk (t_1) = 30°C = 86°F

Temperatur masuk (t_2) = 55°C = 131°F

Panas yang diserap (Q) = 3598176,6 kJ/jam = 3411071,425 btu/jam

(1) Δt = beda suhu sebenarnya

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 203 - 131 = 72^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 140 - 86 = 54^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 72 - 54 = 18 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log (\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{18}{2,3 \log (72 / 54)} = 62,65^\circ\text{F}$$

Menentukan nilai Δt :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{203 - 140}{131 - 86} = 1,4$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{131 - 86}{203 - 86} = 0,3846$$

Dari fig. 18 Kern (1965), diperoleh nilai $F_T = 0,89$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \text{LMTD} \times F_T = 62,65 \times 0,89 = 55,7585 \text{ }^\circ\text{F}$$

(2) Temperatur Kalorik

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{203 + 140}{2} = 171,5 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 131}{2} = 108,5 \text{ }^\circ\text{F}$$

jenis pendingin *Shell and Tube*

asumsi instansi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern, 1965) :

Tube :

Diameter luar : $\frac{3}{4}$ in

BWG : 18

Pitch : 15/16 triangular pitch

Panjang tube : 20 ft

a'' : 0,1963 ft

a. Dari tabel 8 (Kern, 1965), $U_D = 6-60$, diambil $U_D = 50$ btu/jam/ft². °F

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = \frac{3411071,425 \text{ btu/jam}}{50 \frac{\text{btu}}{\text{jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \cdot (55,7585 \text{ } ^\circ\text{F})} = 1223,516 \text{ ft}^2$$

$$\text{b. Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{l \times a} = \frac{1223,516 \text{ ft}^2}{20 \text{ ft} \times (0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}})} = 311,644 \text{ buah}$$

Yang paling mendekati : $N_t = 128$

1 tube pass, ¼ in OD, 18 BWG pada 15/16 in Triangular pitch

Shell ID = 15 in (Kern, 1965)

c. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times a'' \\ &= 20 \times 128 \times 0,1963 = 502,528 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{3411071,4 \text{ btu/jam}}{502,528 \text{ ft}^2 \cdot 55,7585} = 121,736 \text{ btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Shell side : Fluida Panas

(3) Flow Area

$$a_{\text{shell}} = \frac{\text{ID} \times C \times B}{144 \times P_t} = \frac{15 \times 0,1875 \times 12}{144 \times 1} = 0,2383 \text{ ft}^2$$

(4) Kecepatan massa (G_s)

$$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{78090,35 \text{ lb/jam}}{0,2383 \text{ ft}^2} = 145585,46 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

(5) Bilangan Reynold (Re)

Pada $T_c = 171,5^\circ\text{F}$

$\mu = 0,34 \text{ Cp} = 0,8225 \text{ lbm/ft.jam}$ (Geankoplis, 1997)

dari fig. 28 (Kern, 1965) dengan $d_c = 0,0458 \text{ ft}$

$$Re_s = \frac{D_c \times G_s}{\mu} = \frac{0,0458 \text{ ft} \times 145585,46 \text{ lbm/jam ft}^2}{0,34} = 19611,217$$

(6) Dari fig. 24 (Kern, 1965) dengan $Re_s = 14208,28$ diperoleh $jH = 40$

(7) Pada $T_c = 171,5^\circ\text{F}$

$C_p = 1,004 \text{ btu/lbm. }^\circ\text{F}$ (Geankoplis, 1997)

$k = 0,387 \text{ btu/jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})$ (Geankoplis, 1997)

$$\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{1,004 \times 0,8225}{0,387}\right)^{1/3} = 0,7113$$

$$(8) \frac{h_o}{\phi_s} = jH \cdot \frac{K}{De} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 40 \times \frac{0,387}{0,0458} \times 0,7113 = 240,4132 \text{ btu/jam ft}^2.^\circ\text{F}$$

Tube side : Fluida Dingin

(3') *Flow area*

Dari tabel 10 (Kern, 1965) diperoleh $a_t' = 0,334 \text{ in}^2$

$$a_t = \frac{a_t' \times N_t}{144 \times n} = \frac{0,334 \times 128}{144 \times 2} = 0,1484$$

(4') kecepatan massa, G_t

$$Gt = \frac{w}{at} = \frac{78090,35}{0,1484} = 526057,738 \text{ lbm/ jam.ft}^2$$

(5') Bilangan *Reynold*

$$\text{Tube ID} = 0,652 \text{ in} \rightarrow Dt = 0,652/12 = 0,054 \text{ ft}$$

Pada $t_c = 108,5 \text{ }^\circ\text{F}$, diperoleh μ air 0,061, $C_p = 0,0141 \text{ lbm/ft.jam}$

$$\text{Ret} = \frac{Dt \times Gt}{\mu} = \frac{0,054 \times 526057,738}{0,0141} = 2014689,2$$

(6') Dari Fig.24 (Kern, 1965) diperoleh $jH = 800$

(7') pada $t_c = 108,5^\circ\text{F}$

$$C_p = 1,004 \text{ bty/lbm. }^\circ\text{F} \dots\dots\dots (\text{Kern, 1965})$$

$$k = 0,387 \text{ btu/jam.ft}^2.(\text{ }^\circ\text{F/ft}) \dots\dots\dots (\text{Kern, 1965})$$

$$\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,96 \times 0,0141}{0,356}\right)^{1/3} = 0,038$$

$$(8') \quad \frac{h_i}{\phi_t} = jH \cdot \frac{K}{Dt} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 800 \times \frac{0,356}{0,054} \times 0,038 = 200,4148 \text{ btu/jam ft}^2. \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD} = 200,4148 \times \frac{0,652}{0,75} = 174,2273$$

Temperature Tube Wall

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}/\phi_t} (T_c - t_c) \\ &= 108,5 + \frac{240,413}{240,413 + 174,2273} (171,5 - 108,5) \\ &= 145,0281^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(9) Untuk *shell*

$$\mu_s = 11,5 C_p = 27,83 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{0,14} = \left(\frac{27,83}{5,128} \right)^{0,14} = 0,789$$

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s = 240,4132 \times 0,789 = 189,686$$

(9') Untuk Tube

$$\mu_w = 1,2 \quad Cp = 2,904 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_w} \right)^{0,14} = \left(\frac{1,937}{2,904} \right)^{0,14} = 0,945$$

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t = 174,2273 \times 0,945 = 164,6448$$

(10) Koefisien Uc

$$Uc = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{164,6448 \times 189,686}{164,6448 + 189,686} = 88,140 \text{ btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ F$$

(11) Faktor Pengotor Rd

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D} = \frac{88,140 - 46,5635}{88,140 \times 46,5635} = 0,01013$$

Rd ketentuan $\geq 0,003 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ F/Btu$

Rd perhitungan $>$ Rd ketentuan, maka design dapat diterima

Penurunan Tekanan

Shell

$$(1) \text{ Res} = 19611,2173$$

$$f = 0,002$$

$$s = 1$$

(Fig 29 kern, 1965)

$$(2) N + 1 = 12 \times (L/B) = 12 \times (20/12) = 33$$

$$\begin{aligned}
 (3) \Delta P_s &= \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times \phi_s \times D_e \times s_x} \\
 &= \frac{0,002 \times 145585,46^2 \times 1 \times 33}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0458 \times 0,752 \times 0,789} \\
 &= 0,986 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$\Delta P_s \leq 10$ Psia, maka desain dapat diterima

Tube

$$(1') \text{Ret} = 2014689,21$$

$$f = 0,000085 \quad (\text{Fig 26 kern, 1965})$$

$$\begin{aligned}
 (2') \Delta P_f &= \frac{f \times G^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times \phi_t \times D_t \times s} \\
 &= \frac{0,000085 \times 201214,657 \times 20 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0458 \times 1 \times 0,945} \\
 &= 0,4164 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\frac{V^2}{2g'} = 0,005 \text{ (fig. 27 kern, 1965) pada } G_t = 201214,657$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g'} = \frac{4 \times 2}{1} \times 0,04 = 0,04 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_T &= \Delta P_f + \Delta P_r \\
 &= 0,0609 + 0,04 = 0,456 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$\Delta P_T \leq 10$ psi, maka design dapat diterima.

LC.6 Reaktor (R-02)

Fungsi : Untung memberi kesempatan semua molekul pati dapat terhidrolisa

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal

Jumlah : 4 unit

Jenis : reaktor alir rangki berpengaduk

Kondisi Operasi

Temperatur = 60°C

Tekanan = 1 atm

Laju alir = 15732,55 kg/jam

Densitas (ρ) = 1350 kg/m³

Waktu Tinggal = 8 jam (United States Patent, 1998)

Faktor Kelonggaran = 20%

Umur tangki (n) = 10 tahun

5. Perhitungan menentukan ukuran Reaktor

a. Volume Reaktor, V_R :

$$\text{Volume larutan, } V = \frac{15732,55 \text{ kg/jam}}{1350 \text{ kg/m}^3} \times 8 \text{ jam}$$

$$= 93,23 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V = 1,2 \times 93,23 \text{ m}^3 = 111,87 \text{ m}^3$$

b. Diameter shell dan tinggi tangki

Direncanakan:

- Tinggi silinder (H_s) : Diameter (D) = 4:3
- Tinggi tutup (H_h) : Diameter (D) = 1:4
- Volume shell tangki (V_s) :

$$V_s = \pi R^2 H_s = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{4}{3} D\right)$$

$$V_s = \frac{\pi}{3} D^3$$

- Volume tutup tangki (V_h) :

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \left(\frac{1}{4} D\right) = \frac{\pi}{24} D^3 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

- Volume tangki (V) :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= \frac{3}{8} \pi D^3$$

Sehingga :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$111,87 \text{ m}^3 = 1,1775 D^3$$

$$D = 4,562 \text{ m} = 179,62 \text{ in}$$

$$H_s = \frac{4}{3} D = 6,083 \text{ m}$$

c. Diameter dan tinggi tutup

Diameter tutup = diameter tangki = 4,562 m

Tinggi tutup (H_d) = $\frac{1}{4} D = 1,14$ m

Tinggi tangki = $H_s + H_d = 7,224$ m

6. Tebal shell dan tutup tangki

b. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n.c \quad (\text{Brownell, 1959})$$

dimana :

t = tebal shell

D = diameter dalam tangki

E = Joint efisiensi = 0,8 (Brownell, 1959)

P = tekanan desain

S = allowable stress = 12,650 psia = 87218,714 kPa (Brownell, 1959)

P_o = tekanan udara luar = 1 atm = 101,325 kPa

Faktor Korosi = 0,13 -0,5 mm/tahun (Brownell, 1959)

Diambil = 0,01 in/tahun

Tekanan Hidrostatik, P_{hid} = $\rho g h_s$

$$= 1350 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/dtk}^2 \times 6,083 \text{ m}$$

$$= 80480,61 \text{ Pa} = 80,48 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_o + P = 101,325 \text{ kPa} + 80,48 \text{ kPa} = 181,8 \text{ kPa}$$

$$\text{Maka, } P_{\text{design}} = (1,2)(181,8) \text{ kPa} = 218,1667 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + n.c$$

$$= \frac{(218,166 \text{ kPa}) \cdot (179,62 \text{ in})}{2(87.218,714 \text{ kPa}) \cdot (0,8) - 1,2(218,166 \text{ kPa})} + 10 \times 0,1 = 0,0281 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = ¼ in. (Brownell & Young, 1959)

c. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan shell.

Tebal tutup atas yang digunakan = ¼ in.

7. Perancangan Pengaduk

Jenis pengaduk : Propeller

Untuk propeller standar (Geankoplis, 1997), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/3 \quad ; \quad Da = 1/3 \times 4,562 \text{ m} = 1,52 \text{ m}$$

$$C/Dt = 1/3 \quad ; C = 1/3 \times 4,562 \text{ m} = 1,52 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \quad ; L = 1/4 \times 1,52 \text{ m} = 0,38 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \quad ; W = 1/5 \times 1,52 \text{ m} = 0,304 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/10 \quad ; J = 1/10 \times 4,562 \text{ m} = 0,4562 \text{ m}$$

Data perhitungan :

$$n = 1 \text{ putaran/detik}$$

Bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{n \cdot Da^2 \cdot \rho}{\mu} \dots\dots\dots(\text{Geankoplis, 1997})$$

$$N_{Re} = \frac{(1 \frac{\text{put}}{\text{det}}) \cdot (1,52 \text{ m})^2 \cdot 84,2777 \text{ lb/ft}^3}{0,0134 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{sec}} = 156574,4258$$

Bilangan Daya (N_p) :

$$N_p = \frac{P \cdot g_c}{\rho \cdot n^3 \cdot Da^5} \dots\dots\dots(\text{Geankoplis, 1997})$$

Untuk $N_{Re} = 156574,43$, $N_p = 4$ (Fig 3.4-4 Geankoplis, 1997)

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot n^3 \cdot Da^5}{g_c} = \frac{4 \cdot 84,2777 \cdot 1^3 \cdot 1,52^5}{32,174} = 32400,37 \text{ lb/ft sec}$$

Efisiensi 80%

$$P = \frac{32400,37}{0,8} = 40500,464 \text{ lb/ft sec}$$

$$P = 40500,464 \times \frac{1 \text{ Hp}}{550 \text{ lbt/det}} = 73,6372 \text{ Hp}$$

8. Penentuan Jacket Pemanas

Jumlah Kondensat : 94,675 kg/jam

Panas yang dibutuhkan : 267965,63 kJ/jam

Suhu Awal (T_o) : $60^\circ\text{C} = 333 \text{ K}$

Suhu Steam (T_s) : $120^\circ\text{C} = 393 \text{ K}$

Densitas kondensat : $916,7147 \text{ kg/m}^3$

Tinggi Jacket (H_j)= Tinggi Tangki

$$(H_j) = 7,224 \text{ m}$$

$$V_{\text{steam}} = \frac{\text{Steam}}{\rho} \times \text{waktu tinggal}$$

$$V_{\text{steam}} = \frac{94,675 \text{ kg/jam}}{916,7247 \text{ kg/m}^3} \times 0,5 = 0,826 \text{ m}^3$$

Penentuan R1

$$V_{\text{steam}} = \{ \pi R_1^2 - \pi (R_2 + t_p)^2 \} \times H_j$$

$$0,826 \text{ m}^3 = \{ 3,14 \times (R_1)^2 - 3,14 (0,314 + 0,15)^2 \} \times 12,52$$

$$0,826 \text{ m}^3 = 3,14 \times (R1)^2 - 0,6766$$

$$R1 = 0,502 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Tangki} = 4,562 \text{ m}$$

$$\text{Diameter tangki + jaket} = 9,12448 \text{ m}$$

$$\text{Diameter jaket} = (9,12448 - 4,562)/2 = 2,281 \text{ m}$$

Penentuan tebal jaket, Tj

$$R1 = R2 + t_p + Tj$$

$$Tj = R1 - (R2 + t_p)$$

$$Tj = 0,5 - (0,314 + 0,15)$$

$$Tj = 0,0376 \text{ m} = 1,484 \text{ in}$$

LC.7 Filter Press

Fungsi : Memisahkan komponen padat dari campuran hasil reaksi

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup *ellipsoidal*

Material : *Kanvas*

Jumlah : 2 Unit

Faktor Keamanan : 5%

Tangki filter dirancang untuk penampungan $\frac{1}{4}$ jam operasi.

Ukuran Tangki Filter

$$\begin{aligned} \text{Volume air, } V_a &= \frac{15745,7259 \text{ kg/jam}}{1350 \text{ kg/m}^3} \times 0,25 \text{ jam} \\ &= 2,915 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki, } V = 1,05 \times 2,915 \text{ m}^3 = 3,062 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total} = 4/3 \times 3,062 = 4,0822 \text{ m}^3$$

Volume silinder tangki (V_s) :

$$V_s = \pi R^2 H_s = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{4}{3} D \right)$$

$$V_s = \frac{\pi}{3} D^3$$

Direncanakan perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki $H_s : D_i = 3:1$

- Volume tangki (V) :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= \frac{3}{8} \pi D^3$$

Sehingga :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$4,082 \text{ m}^3 = 1,1775 D^3$$

$$D = 1,513 \text{ m} = 59,56 \text{ in}$$

$$H_s = 4,538 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi penyaring} = \frac{1}{4} \times 4,538 \text{ m} = 1,134 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi air} = \frac{3}{4} \times 4,0538 \text{ m} = 3,405 \text{ m}$$

Perbandingan tinggi tutup tangki dengan diameter dalam adalah 1:4

$$\text{Tinggi tutup tangki} = \frac{1}{4} D$$

$$= \frac{1}{4} \times 1,513 \text{ m} = 59,56 \text{ m}$$



$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik, } P_{\text{hid}} &= \rho g l \\ &= 1350 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/dtk}^2 \times 3,4 \text{ m} \\ &= 45034 \text{ Pa} = 45,034 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_o + P = 101,325 \text{ kPa} + 45,034 \text{ kPa} = 146,359 \text{ kPa}$$

$$\text{Maka, } P_{\text{design}} = (1,2)(146,359) \text{ kPa} = 153,667 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE-1,2P} \\ &= \frac{(153,667 \text{ kPa}) \cdot (59,56 \text{ in})}{2(68947 \text{ kPa}) \cdot (0,8) - 1,2(153,667 \text{ kPa})} = 0,00829 \text{ in} \end{aligned}$$

Faktor korosi = 1/8 in

Maka tebal shell yang dibutuhkan = 0,00829 + 1.8 in = 0,1333 in

LC.8 Tangki *Decolorizing*

Fungsi : Tempat penghilang zat pewarna yang terkandung didalam glukosa dengan menambahkan karbon aktif

Type : Tangki berbentuk silinder, bottom berbentuk konis dan tutup berbentuk dished (dished head) yang dilengkapi pengaduk

Bahan : *Carbon steel SA-333*

Laju alir : 15745,726 kg/jam

Densitas campuran : 1350 kg/m³ = 84,24 lb/ft³

Denga faktor kelonggaran 20%

Volume slurry = 1,2 x 3,3 = 3,9 m³

Tangki dirancang berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk ellipsoidal dan kerucut, perbandingan tinggi silinder dengan diameter silinder 3:1.

$$\begin{aligned}\text{Volume Silinder, } V_1 &= \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times h_1 ; h_1 = 1/3 D_t \\ &= \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times 1/3 D_t = 0,2616 D_t^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume konis, } V_2 = \frac{\pi}{4} \times (D_t^2 + D_t \times m^2) \times h_2$$

$$\text{Tinggi konis, } h_2 = \text{tg } \chi \times (D_t - m)$$

$$m = 1/4 D_t, \text{ maka:}$$

$$h_2 = \frac{\text{tg } 30^\circ (D_t - 1/3 D_t)}{2}$$

$$= 0,87 D_t$$

$$\text{Sehingga, } V_2 = \frac{\pi}{4} \times ((D_t^2 + D_t(1/4D_t) + (1/4D_t)^2) \times 0,87 D_t)$$

$$= 0,2134 Dt^3$$

$$\text{Volume tangki} = V_1 + V_2$$

$$3,961 \text{ m}^3 = 0,2616 Dt^3 + 0,2134 Dt^3$$

$$3,961 \text{ m}^3 = 0,475 Dt^3$$

$$Dt = 2,996 \text{ m} = 117,9525 \text{ in}$$

$$H_1 = 8,988 \text{ m}$$

$$H_2 = 2,607 \text{ m}$$

Tinggi tutup dished head.

Asumsi dished head adalah stainless stel, $E=1$

$$\begin{aligned} \text{Crown Radius, } R_c &= D - 6 \text{ in} \\ &= 117,9525 - 6 = 111,9525 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup, } h_3 &= R_c - \sqrt{(R_c)^2 - (D^2/4)} \\ &= 111,9524 - \sqrt{(111,9525)^2 - (117,9525^2/4)} \\ &= 16,7939 \text{ in} = 0,4266 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Penyangga, $h_4 = 1 \text{ m}$

$$\text{Total tinggi tangki} = h_1 + h_2 + h_3 + h_4$$

$$= 13,021 \text{ m}$$

Tekanan Design, Pd

Volume cairan = 3,3 m³

Tinggi tangki = 13,021 m

Tinggi cairan = 10,8509 m

Tekanan Hidrostatik = $\rho g l$
 $= 1350 \times 9,8 \times 10,8509 \text{ pa} = 143557,46 \text{ Pa}$

Tekanan Operasi = 143,557 + 101,325 = 244,882 kPa

Tebal dinding tangki

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n.c$$

$$= \frac{(244,882 \text{ kPa}) \cdot (117,9525 \text{ in})}{2(87.218,714 \text{ kPa}) \cdot (0,8) - 1,2(244,882 \text{ kPa})} + 10 \times 0,1 = 8,166 \text{ in}$$

Perancangan Pengaduk

Pengaduk yang digunakan adalah jenis *flat balde turbine impeller*, dengan perbandingan ukuran sebagai berikut :

- a. Diameter Impeller, Di :

$$D_i = 1/3 D_t = 1/3 \times 2,996 \text{ m} = 0,9987 \text{ m} = 3,276 \text{ ft}$$

b. Lebar daun impeller, W:

$$W = 1/5 D_i = 1/5 \times 0,9987 \text{ m} = 0,1997 \text{ m}$$

c. Tinggi liquid, H:

$$H = D_t = 2,996 \text{ m}$$

d. Tinggi impeller dari dasar tangki, E:

$$E = D_i = 0,9987 \text{ m}$$

e. Panjang daun impeller, L:

$$L = 1/4 D_i = 1/4 \times 0,9987 \text{ m} = 0,2497 \text{ m}$$

Jumlah Putaran Pengaduk, N

$$\frac{N \cdot D_i}{(\sigma \cdot g \cdot g_c / \rho)^{0,25}} = 1,22 + \frac{1,25 D_t}{D_i}$$

Dimana:

N = jumlah putaran pengaduk, rps

D_i = diameter pengaduk, m

σ = tegangan permukaan larutan, N/m

g = percepatan gravitasi, m/s²

g_c = 1

ρ = densitas campuran, kg/m³

Sehingga diperoleh:

$$\frac{N \cdot 0,9987}{(0,0344 \cdot 9,81 / 1101,31)^{0,25}} = 1,22 + \frac{1,25 \cdot 2,996}{0,9987}$$

N = 0,6584 rps

Daya Pengadukan, P :

$$P = \frac{N_p n^3 D_i^3 \rho}{gc}$$

Dimana:

P = Daya Pengadukan, Hp

N_p = Konstanta pengadukan, 6,2

N = Kecepatan putaran pengaduk, 1,417 rps

D_i = Diameter pengaduk, m

ρ = Densitas campuran

gc = konstanta, 32,17 ft/s²

sehingga,

$$P = \frac{6,2 \times 0,658^3 \times 0,9987^3 \times 1350}{32,17}$$

$$= 1500,233 \text{ ft.lb/s} = 2,728 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor, 80%

$$\text{Maka, } P = \frac{2,728}{0,8} = 3,4 \text{ Hp}$$

LC.9 Cation Exchanger (CE)

Fungsi : Mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup elisoidal

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283, Grade C*

Jenis Sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

Temperatur = 30°C

Laju massa (F) = 15115,51 kg/jam

Densitas = 1350 kg/m³ (Geankoplis, 1997)

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Ukuran *Cation Exchanger*

Dari tabel 12,4, The Nalco Water Handbook, 1988, diperoleh:

- Diameter penukar kation = 2 ft = 0,6096 m
- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft²

Faktor keamanan : 20%

- Tinggi resin = 2,5 ft = 0,762 m
- Tinggi silinder = 1,2 x 2,5 ft = 3 ft = 0,9144 m

Diameter tutup = diameter tangki = 0,6096 m = 2 ft = 24 in

Direncanakan rasio tinggi tutup : diameter tangki = 1:4

Tinggi tutup = $\frac{1}{4} \times 0,6096 = 0,152$ m

Tinggi *cation exchanger* = 0,9144 + 2(0,152) = 1,2192 m

Tebal dinding tangki

Tekanan Hidrostatik, $P_{hid} = \rho g h$

$$= 1350 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/dtk}^2 \times 0,762 \text{ m}$$

$$= 10081,392 \text{ Pa} = 10,081 \text{ kPa}$$

$P_{operasi} = P_o + P = 101,325 \text{ kPa} + 10,081 \text{ kPa} = 111,4 \text{ kPa}$

Maka, $P_{\text{design}} = (1,2)(108,7604) \text{ kPa} = 133,68 \text{ kPa}$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + n.c$$
$$= \frac{(133,68 \text{ kPa}).(0,6096 \text{ in})}{2(87.218,714 \text{ kPa}).(0,8) - 1,2(133,68 \text{ kPa})} + 10 \times 0,098 = 0,0985 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = $\frac{1}{4}$ in. (Brownell & Young, 1959)

LC.10 Anion Exchanger (AE)

Fungsi : Mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup elisoidal

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-283, Grade C*

Jenis Sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

Temperatur = 30°C

Laju massa (F) = $15115,51 \text{ kg/jam}$

Densitas = 1350 kg/m^3 (Geankoplis, 1997)

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Ukuran *Cation Exchanger*

Dari tabel 12,4, The Nalco Water Handbook, 1988, diperoleh:

- Diameter penukar kation = 2 ft = 0,6096 m
- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft²

Faktor keamanan : 20%

- Tinggi resin = 2,5 ft = 0,762 m
- Tinggi silinder = 1,2 x 2,5 ft = 3 ft = 0,9144 m

Diameter tutup = diameter tangki = 0,6096 m = 2 ft = 24 in

Direncanakan rasio tinggi tutup : diameter tangki = 1:4

Tinggi tutup = $\frac{1}{4} \times 0,6096 = 0,152$ m

Tinggi *cation exchanger* = 0,9144 + 2(0,152) = 1,2192 m

Tebal dinding tangki

Tekanan Hidrostatik, $P_{hid} = \rho g h$

$$= 1350 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/dtk}^2 \times 0,762 \text{ m}$$

$$= 10081 \text{ Pa} = 10,08 \text{ kPa}$$

$P_{operasi} = P_o + P = 101,325 \text{ kPa} + 10,08 \text{ kPa} = 111,4 \text{ kPa}$

Maka, $P_{\text{design}} = (1,2)(111,4) \text{ kPa} = 133,68 \text{ kPa}$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + n.c$$
$$= \frac{(133,68 \text{ kPa}) \cdot (0,6096 \text{ in})}{2(87.218,714 \text{ kPa}) \cdot (0,8) - 1,2(133,68 \text{ kPa})} + 10 \times 0,098 = 0,0985 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = $\frac{1}{4}$ in. (Brownell & Young, 1959)

LC.11 Evaporator

Fungsi : Tempat memekatkan larutan

Jenis : 1-2 *shell and tube*

Jumlah : 1 unit

Laju total umpan masuk (F) = 15115,073 kg/jam

Densitas umpan masuk (ρ) = 1350 kg/m³

$$\text{Volume total umpan masuk (V)} = \frac{F}{\rho} = \frac{15115,073}{1350} = 11,19635 \text{ m}^3$$

Ukuran tangki

Faktor kelonggaran = 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= V \times (1+0,2) \\ &= (11,196) \times (1,2) = 13,436 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume *shell* tangki (V_s) :

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_t$$

Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki ($D_t:H_t$) = 4:3

$$V_e = \frac{8}{24} \pi D_t^3$$

Volume Tutup tangki (V_e)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_t^3$$

Volume tangki (V)

$$V = V_s + V_e$$

$$V = \frac{9}{24} \pi D_t^3$$

$$13,436 \text{ m}^3 = \frac{9}{24} \pi D_t^3$$

$$D_t = 2,2495 \text{ m}$$

$$H_t = \frac{4}{3} 2,2495 \text{ m} = 2,999 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup, } H_e = \frac{Dt}{4} = \frac{2,2495}{4} = 0,562 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell, } H_s = H_t - 2H_e = 2,999 \text{ m} - 2(0,5) = 1,874 \text{ m}$$

Tekanan Design

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{volume cairan dalam tangki} \times \text{tinggi tangki}}{\text{volume tangki}}$$

$$= \frac{11,196 \times 2,990}{13,436} = 2,499 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Hidrostatik, } P_{\text{hid}} &= \rho \times g \times \text{tinggi cairan dalam tangki} \\ &= 1350 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/dtk}^2 \times 2,499 \text{ m} \\ &= 33067,181 \text{ Pa} = 33,067 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_o + P = 101,325 \text{ kPa} + 33,067 \text{ kPa} = 134,392 \text{ kPa}$$

Tebal Dinding Tangki

$$\text{Joint efficiency} = 0,8$$

$$\text{Allowable stress} = 1265 \text{ psia} = 87216,714 \text{ kPa}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P}$$

$$\frac{(134,392 \text{ kPa}) \cdot (2,249)}{2(87.216,714 \text{ kPa}) \cdot (0,8) - 1,2(134,392 \text{ kPa})} = 0,0004 \text{ m} = 0,017 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,125 in

Maka tebal tangki yang dibutuhkan = 0,125 in + 0,017 in = 0,1418 in

Tebal tutup = tebal dinding tangki = 0,1 in

Menentukan Jumlah Tube

Panas yang diberikan steam $Q = 1520636 \text{ kJ/jam} = 2252602,6 \text{ btu/jam}$

Temperatur masuk (t1) = 60°C = 140°F

Temperatur masuk (t2) = 100°C = 212°F

Temperatur masuk (T1) = 150°C = 302°F

Temperatur masuk (T2) = 100°C = 212°F

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}} = \frac{(302 - 140) - (212 - 212)}{\ln \frac{302 - 140}{302 - 212}} = 31,8396 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi $U_D = 350 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^\circ\text{F}$

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{2135467}{350 \times 31,8396} = 19175,617 \text{ ft}^2$$

$$N_t = \frac{A}{1 \times a} = \frac{19175,617}{20 \times 0,1309} = 73,196 \text{ buah}$$

N_t mendekati = 74

1 tube pass, ½ in OD, 16 BWG pada 15/16 in *triangular pitch*

$a'' = 0,1309$, ID= 10 in (Kern, 1965)

LC.12 Cooler (E-102)

Fungsi : Menurunkan temperatur campuran sebelum dialirkan ke Tangki produk

Jumlah : 1 unit

Jenis : 1-2 *Shell and tube*

Dari perhitungan neraca massa pada lampiran A diperoleh:

Fluida panas

Laju alir fluida masuk (W) = 5906,0739 kg/jam = 13022,89 lb/jam

Temperatur masuk (T_1) = 100°C = 212°F

Temperatur masuk (T_2) = 60°C = 140°F

Fluida dingin

Laju alir fluida masuk (w) = 7001,82 kg/jam = 15439,005 lb/jam

Temperatur masuk (t_1) = 30°C = 86°F

Temperatur masuk (t_2) = 55°C = 131°F

Panas yang diserap (Q) = 711384,54 kJ/jam = 674392,548 btu/jam

(1) Δt = beda suhu sebenarnya

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 212 - 131 = 81^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 140 - 86 = 54^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 81 - 54 = 27^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log (\Delta t_2 / \Delta t_1)} = \frac{27}{2,3 \log (81 / 54)} = 66,66^\circ\text{F}$$

Menentukan nilai Δt :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{212 - 140}{131 - 86} = 1,6$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{131 - 86}{212 - 86} = 0,3571$$

Dari fig. 18 Kern (1965), diperoleh nilai $F_T = 0,9$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \text{LMTD} \times F_T = 66,66 \times 0,9 = 59,99^\circ\text{F}$$

(2) Temperatur Kalorik

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{212 + 140}{2} = 176^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 131}{2} = 108,5^\circ\text{F}$$

jenis pendingin *Shell and Tube*

asumsi instansi pipa dari tabel 9 dan tabel 10 hal 841-843 (Kern, 1965) :

Tube :

Diameter luar : 1 ¼ in

BWG : 18

Pitch : 19/16 *triangular pitch*

Panjang *tube* : 20 ft

a” : 0,3271 ft

a. Dari tabel 8 (Kern, 1965), $U_D = 6-60$, diambil $U_D = 60$ btu/jam/ft². °F

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = \frac{674392 \text{ btu/jam}}{60 \frac{\text{btu}}{\text{jamft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \cdot (59,99^\circ\text{F})} = 187,349 \text{ ft}^2$$

b. Jumlah *tube*, $N_t = \frac{A}{l \times a} = \frac{187,349 \text{ ft}^2}{20 \text{ ft} \times (0,3271 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}})} = 28,6$ buah

Yang paling mendekati : $N_t = 12$

1 *tube pass*, 1 ¼ in OD, 18 BWG pada 19/16 in *Triangular pitch*

Shell ID = 12 in (Kern, 1965)

c. Koreksi U_D

$$A = L \times N_t \times a''$$

$$= 20 \times 28 \times 0,3271 = 35,334 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{674392 \text{ btu/jam}}{53,334 \text{ ft}^2 \cdot 59,99} = 318,1355 \text{ btu/jam.ft}^{20}\text{F}$$

Shell side : Fluida Panas

(3) *Flow Area*

$$a_{\text{shell}} = \frac{ID \times C \times B}{144 \times P_t} = \frac{12 \times 0,1875 \times 12}{144 \times 1} = 0,1875 \text{ ft}^2$$

(4) Kecepatan massa (Gs)

$$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{13022,89 \text{ lb/jam}}{0,1875 \text{ ft}^2} = 82341,36 \text{ lbm/jam.ft}^2$$

(5) Bilangan reynold (Re)

Pada $T_c = 176 \text{ }^\circ\text{F}$

$\mu = 0,34 \text{ Cp} = 0,8225 \text{ lbm/ft.jam}$ (Geankoplis, 1997)

dari fig. 28 (Kern, 1965) dengan $d_c = 0,91 \text{ ft}$

$$Re_s = \frac{D_c \times G_s}{\mu} = \frac{0,91 \text{ ft} \times 82341,36 \text{ lbm/jam.ft}^2}{0,34} = 220384,23$$

(6) Dari fig. 24 (Kern, 1965) dengan $Re_s = 220384,23$ diperoleh $jH = 100$

(7) Pada $T_c = 176^\circ\text{F}$

$C_p = 1,004 \text{ bty/lbm. }^\circ\text{F}$ (Geankoplis, 1997)

$k = 0,387 \text{ btu/jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})$ (Geankoplis, 1997)

$$\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{1,004 \times 0,8225}{0,387}\right)^{1/3} = 0,7113$$

$$(8) \frac{h_o}{\phi_s} = jH \cdot \frac{K}{De} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 100 \times \frac{0,387}{0,0458} \times 0,7113 = 601,03 \text{ btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

Tube side : Fluida Dingin

(3') *Flow area*

Dari tabel 10 (Kern, 1965) diperoleh $at' = 0,3271 \text{ in}^2$

$$at = \frac{at' \times Nt}{144 \times n} = \frac{0,3271 \times 12}{144 \times 2} = 0,0136$$

(4') kecepatan massa, Gt

$$Gt = \frac{w}{at} = \frac{15439,82}{0,0136} = 1132791,57 \text{ lbm/ jam.ft}^2$$

(5') Bilangan *Reynold*

$$\text{Tube ID} = 1,15 \text{ in} \rightarrow Dt = 0,652/12 = 0,095 \text{ ft}$$

Pada $t_c = 108,5 \text{ }^\circ\text{F}$, diperoleh μ air 0,061, $C_p = 0,0141 \text{ lbm/ft.jam}$

$$Re_t = \frac{Dt \times Gt}{\mu} = \frac{0,095 \times 1132791,57}{0,061} = 4277674,47$$

(6') Dari Fig.24 (Kern, 1965) diperoleh $jH = 800$

(7') pada $t_c = 108,5^\circ\text{F}$

$C_p = 0,96 \text{ btu/lbm. }^\circ\text{F}$ (Kern, 1965)

$k = 0,356 \text{ btu/jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})$ (Kern,

1965)

$$\left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,96 \times 0,061}{0,356}\right)^{1/3} = 0,0359$$

$$(8') \quad \frac{h_i}{\phi_t} = jH \cdot \frac{K}{Dt} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 800 \times \frac{0,356}{0,054} \times 0,0359 = 189,339 \text{ btu/jam ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD} = 189,339 \times \frac{0,652}{0,75} = 164,5989$$

Temperature Tube Wall

$$t_w = t_c + \frac{h_o/\phi_s}{h_o/\phi_s + h_{io}/\phi_t} (T_c - t_c)$$

$$= 108,5 + \frac{601,0329}{601,0329 + 164.5989} (171,5 - 108,5)$$

$$= 161,488^{\circ}\text{F}$$

(9) Untuk *shell*

$$\mu_s = 11,5 \text{ Cp} = 27,83 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{0,14} = \left(\frac{27,83}{5,128} \right)^{0,14} = 0,789$$

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s = 601,033 \times 0,789 = 474,215$$

(9') Untuk *Tube*

$$\mu_w = 1,2 \text{ Cp} = 2,904 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_w} \right)^{0,14} = \left(\frac{1,937}{2,904} \right)^{0,14} = 0,945$$

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t = 164,5989 \times 0,945 = 155.5459$$

(10) Koefisien U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{155,5459 \times 474,215}{155,5459 + 474,215} = 117,127 \text{ btu/jam ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$$

(11) Faktor Pengotor R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{117,127 - 47,552}{117,127 \times 47,552} = 0,01249$$

R_d ketentuan $\geq 0,003 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F/Btu}$

R_d perhitungan $> R_d$ ketentuan, maka design dapat diterima

Penurunan Tekanan

Shell

$$(4) \text{ Res} = 220384,23$$

$$f = 0,0018$$

$$s = 1 \quad (\text{Fig 29 kern, 1965})$$

$$(5) N + 1 = 12 \times (L/B) = 12 \times (20/12) = 33$$

$$(6) \Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times \phi_s \times D_e \times s}$$

$$= \frac{0,0018 \times 12307,65^2 \times 1 \times 33}{5,22 \times 10^{10} \times 0,091 \times 1 \times 0,789}$$

$$= 0,0107 \text{ psi}$$

$\Delta P_s \leq 10 \text{ Psia}$, maka desain dapat diterima

Tube

$$(1') \text{Ret} = 4277674,47$$

$$f = 0,0003 \quad (\text{Fig 26 kern, 1965})$$

$$(2') \Delta P_t = \frac{f \times G^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times \phi_t \times D_t \times s}$$

$$= \frac{0,0003 \times 16319 \times 20 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,91 \times 1 \times 0,945}$$

$$= 0,1143 \text{ psi}$$

$$\frac{V^2}{2g'} = 0,003 \text{ (fig 27 kern, 1965) pada } G_t = 1132791,57$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g'} = \frac{4 \times 2}{1} \times 0,003 = 0,024 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,1143 + 0,024 = 0,1383 \text{ psi}$$

$\Delta P_T \leq 10 \text{ psi}$, maka design dapat diterima.

LC.13 Tangki Penyimpanan Sirup Glukosa (TP)

Fungsi : Untuk menyimpan sirup glukosa
Bentuk : Silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal
Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Temperatur : 60°C
Tekanan : 1 atm
Laju alir : 5906,07383 kg/jam

1. Perhitungan menentukan ukuran tangki

Volume Tangki, V_t :

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V &= \frac{5906,07383 \text{ kg/jam}}{\text{kg/m}^3} \times 24 \text{ jam} \\ &= 661,94 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki, } V = 1,2 \times 661,94 \text{ m}^3 = 794,332 \text{ m}^3$$

Diameter shell dan tinggi tangki

Direncanakan:

- Tinggi silinder (H_s) : Diameter (D) = 4:3
- Tinggi tutup (H_h) : Diameter (D) = 1:4
- Volume shell tangki (V_s) :

$$V_s = \pi R^2 H_s = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{4}{3} D\right)$$

$$V_s = \frac{\pi}{3} D^3$$

- Volume tutup tangki (V_c) :

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \left(\frac{1}{4} D\right) = \frac{\pi}{24} D^3 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

- Volume tangki (V) :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= \frac{3}{8} \pi D^3$$

Sehingga :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$794,332 \text{ m}^3 = 1,1775 D^3$$

$$D = 8,5819 \text{ m}$$

$$H_s = \frac{4}{3} D = 11,4425 \text{ m}$$

2. Tebal shell dan tutup tangki

a. Tebal shell tangki

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n.c \quad (\text{Brownell, 1959})$$

dimana :

t = tebal shell

D = diameter dalam tangki

E = Joint efisiensi = 0,9 (Brownell, 1959)

P = tekanan desain

S = allowable stress = 17500 psia (Brownell, 1959)

P_o = tekanan udara luar = 1 atm = 101,325 kPa

Faktor Korosi = 0,13 -0,5 mm/tahun (Brownell, 1959)

Diambil = 0,0125 in/tahun

Umur tangki = 15 tahun

Tekanan Hidrostatik, P_{hid} = $\rho g h_s$

$$= 1498,949 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/dtk}^2 \times 11,442 \text{ m}$$

$$= 168087 \text{ Pa} = 168,09 \text{ kPa}$$

P_{operasi} = P_o + P = 101,325 kPa + 168,09 kPa = 269,4125 kPa

Maka, P_{design} = (1,2)(269,4125) kPa = 323,295 kPa

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + n.c$$

$$= \frac{(323,295 \text{ kPa}) \cdot (34,185 \text{ in})}{2(17500 \text{ psi}) \cdot (0,9) - 0,6(323,295 \text{ kPa})} + 15 \times 0,0125 = 0,54 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = ¼ in (Brownell & Young, 1959)

b. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan shell.

Tebal tutup atas yang digunakan = 1/2 in.

LC.14 Pompa 1 (P-101)

Fungsi : Memompakan bubuk pati dari hammer mill ke tangki

hidrolisa

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur : 30°C

Densitas : 1350 kg/m³

Viskositas : dari tabel 9.7 Robert C Reid diperoleh :

$$\ln \eta / \rho \mu = A + B/T$$

Nilai A : -11,21

Nilai B : 2469

$$\ln \eta / \rho \mu = -11,21 + 2469/303$$

$$\eta l = 7,84 \text{ Cp } 0,00524 \text{ lb/ft.s}$$

Laju alir massa (F) = 15819 kg/jam = 9,68 lbm/s

$$\text{Laju alir volumetric, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{15819}{1350} = 11,718 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00325 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,115 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain Pompa :

$$\begin{aligned}
 D_{i,opt} &= 0,363 Q_f^{0,45} \rho_c^{0,13} && \text{(Pers.12-15, Petters, 2004)} \\
 &= 0,363 \times 0,00325^{0,45} 1350^{0,13} \\
 &= 0,05 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel A.5-1 Genkoplis 1997, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran spesifikasi pipa :

Ukuran pipa nominal = 1,25 in

Schedule pipa = 80

Diameter dalam (ID) = 1,5 in = 0,125 ft = 0,0381 m

Diameter luar (OD) = 1,9 in = 0,1583 ft

Luas penampang dalam (A_i) = 0,0123 ft²

$$\text{Kecepatan linear, } v = \frac{Q}{A_1} = \frac{0,115}{0,0123} = 9,345 \text{ ft}^2/\text{s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{135 \text{ kg/m}^3 \times 9,345 \times 1,25}{0,0052} = 3032859,939$$

Untuk pipa commercial Steel diperoleh harga $\xi = 0,000046$

(Geankoplis, 1997)

$$\text{Pada } N_{Re} = 3032859,939 \quad \xi / D = \frac{0,000046}{0,052} = 0,00088$$

Dari gambar 2.10-3 (Geankoplis, 1997) diperoleh harga $f=0,004$

Friction loss:

$$\begin{aligned}
 1 \text{ sharp edge entrance : } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2a} = 0,55 (1-0) \frac{9,345^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
 &= 0,746 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 1(2) \frac{9,345^2}{2 \times 32,174} = 2,71 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ\text{C: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 2(0,75) \frac{9,345^2}{2 \times 32,174} = 2,036 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 50 ft } F_f &= 4f. \frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4(0,005) \frac{50 \times 9,345^2}{0,1519 \times 2 \times 32,174} \\ &= 8,935 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge exit: } h_{ex} &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 1(1-0)^2 \frac{9,345^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 1,357 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss: } \sum F = 15,79 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$P_2 = 1 \text{ atm}$

Tinggi pemompaan $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

$$\text{Maka: } 0 + \frac{32,174}{32,174}(10) + 0 + 8,1611 + W_s = 0$$

$$W_s = 25,79 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= - \frac{25,79}{0,8}$$

$$= 32,2 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Daya pompa: $P = m \times W_p$

$$= 9,679 \text{ lbm/s} \times 22,7 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 312,314 \text{ ft.lbf/s} = 0,5678 \text{ Hp}$$

LC.15 Pompa 2 (P-102)

Fungsi : Memompakan bubuk pati dari Reaktor 1 ke cooler

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur : 95°C

Densitas : 1350 kg/m³

Viskositas : dari tabel 9.7 Robert C Reid diperoleh :

$$\ln \eta / \rho \mu = A + B/T$$

Nilai A : -11,21

Nilai B : 2469

$$\ln \eta / \rho \mu = -11,21 + 2469/303$$

$$\eta \rho = 7,84 \text{ Cp} = 0,00524 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Laju alir massa (F)} = 15819 \text{ kg/jam} = 9,68 \text{ lbm/s}$$

$$\text{Laju alir volumetric, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{15819}{1350} = 11,718 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00325 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,115 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain Pompa :

$$D_{i,opt} = 0,363 Q_r^{0,45} \rho_c^{0,13} \quad (\text{Pers.12-15, Petters, 2004})$$

$$= 0,363 \times 0,00325^{0,45} \times 1350^{0,13}$$

$$= 0,05 \text{ m}$$

Dari tabel A.5-1 Genkoplis 1997, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran spesifikasi pipa :

Ukuran pipa nominal = 1,25 in

Schedule pipa = 80

Diameter dalam (ID) = 1,5 in = 0,125 ft = 0,0381 m

Diameter luar (OD) = 1,9 in = 0,1583 ft

Luas penampang dalam (A_1) = 0,0123 ft²

$$\text{Kecepatan linear, } v = \frac{Q}{A_1} = \frac{0,115}{0,0123} = 9,345 \text{ ft}^2/\text{s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{135 \text{ kg/m}^3 \times 9,345 \times 1,25}{0,0052} = 3032859,939$$

Untuk pipa commercial Steel diperoleh harga $\xi = 0,000046$

(Geankoplis, 1997)

$$\text{Pada } N_{Re} = 3032859,939 \quad \xi / D = \frac{0,000046}{0,052} = 0,00088$$

Dari gambar 2.10-3 (Geankoplis, 1997) diperoleh harga $f=0,004$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance : } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2a} = 0,55 (1-0) \frac{9,345^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,746 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 1(2) \frac{9,345^2}{2 \times 32,174} = 2,71 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ\text{C: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 2(0,75) \frac{9,345^2}{2 \times 32,174} = 2,036 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Pipa lurus 50 ft
$$F_f = 4f \cdot \frac{\Delta L \cdot v^2}{D \cdot 2g_c} = 4(0,005) \frac{50 \times 9,345^2}{0,1519 \times 2 \times 32,174}$$

$$= 8,935 \text{ ft.lbf/lbm}$$

1 Sharp edge exit:
$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 1(1-0)^2 \frac{9,345^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 1,357 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total friction loss: $\sum F = 15,79 \text{ ft.lbf/lbm}$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$P_2 = 1 \text{ atm}$

Tinggi pemompaan $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Maka: $0 + \frac{32,174}{32,174}(10) + 0 + 8,1611 + W_s = 0$

$$W_s = 25,79 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= - \frac{25,79}{0,8}$$

$$= 32,2 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Daya pompa: $P = m \times W_p$

$$= 9,679 \text{ lbf/s} \times 22,7 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 312,314 \text{ ft.lbf/s} = 0,5678 \text{ Hp}$$

LC.16 Pompa 3 (P-103)

Fungsi : Memompakan bubur pati dari cooler ke Reaktor 2

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur : 60°C

Densitas : 1350 kg/m³

Viskositas : dari tabel 9.7 Robert C Reid diperoleh :

$$\ln \eta / \rho \mu = A + B/T$$

Nilai A : -11,21

Nilai B : 2469

$$\ln \eta / \rho \mu = -11,21 + 2469/303$$

$$\eta \rho = 7,84 \text{ Cp } 0,00524 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Laju alir massa (F)} = 15732,55 \text{ kg/jam} = 9,6 \text{ lbm/s}$$

$$\text{Laju alir volumetric, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{15732}{1350} = 11,65 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00324 \text{ m}^3/\text{s}$$
$$= 0,052 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain Pompa :

$$D_{i,\text{opt}} = 0,363 Q_f^{0,45} \rho_c^{0,13} \quad (\text{Pers.12-15, Petters, 2004})$$

$$= 0,363 \times 0,00324^{0,45} 1350^{0,13}$$

$$= 0,052 \text{ m}$$

Dari tabel A.5-1 Genkoplis 1997, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran spesifikasi pipa :

$$\text{Ukuran pipa nominal} = 1,25 \text{ in}$$

Schedule pipa = 80

Diameter dalam (ID) = 1,5 in = 0,125 ft = 0,0381 m

Diameter luar (OD) = 1,9 in = 0,1583 ft

Luas penampang dalam (A_1) = 0,0123 ft²

$$\text{Kecepatan linear, } v = \frac{Q}{A_1} = \frac{0,00324}{0,0123} = 9,294 \text{ ft}^2/\text{s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{1350 \text{ kg/m}^3 \times 9,632 \times 1,25}{0,0052} = 3016181,931$$

Untuk pipa commercial Steel diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$

(Geankoplis, 1997)

$$\text{Pada } N_{Re} = 3016181,931 \quad \epsilon / D = \frac{0,000046}{0,052} = 0,00088$$

Dari gambar 2.10-3 (Geankoplis, 1997) diperoleh harga $f=0,004$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance : } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2a} = 0,55 (1-0) \frac{9,6345^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,7383 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 1(2) \frac{9,6345^2}{2 \times 32,174} = 2,6849 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ\text{C: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 2(0,75) \frac{9,6345^2}{2 \times 32,174} = 2,013 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 50 ft} \quad F_f &= 4f. \frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4(0,005) \frac{50 \times 9,6345^2}{0,1519 \times 2 \times 32,174} \\ &= 8,837 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$1 \text{ Sharp edge exit: } h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \frac{v^2}{2ag_c} = 1(1-0)^2 \frac{9,6345^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 1,3425 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total *friction loss*: $\sum F = 15,617 \text{ ft.lbf/lbm}$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$P_2 = 1 \text{ atm}$

Tinggi pemompaan $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Maka: $0 + \frac{32,174}{32,174}(10) + 0 + 15,617 + W_s = 0$

$W_s = 25,617 \text{ ft.lbf/lbm}$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= -\frac{25,617}{0,8}$$

$$= 32,0214 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Daya pompa: $P = m \times W_p$

$$= 6,98 \text{ lbm/s} \times 32,014 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 308,5115 \text{ ft.lbf/s} = 0,56 \text{ Hp}$$

LC.17 Pompa 4 (P-104)

Fungsi : Memompakan sirup glukosa dari Reaktor 2 ke tangki

Decolorizing

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur : 60°C

Densitas : 1350 kg/m³

Viskositas : dari tabel 9.7 Robert C Reid diperoleh :

$$\ln \eta / \rho l \mu = A + B/T$$

Nilai A : -11,21

Nilai B : 2469

$$\ln \eta / \rho l \mu = -11,21 + 2469/303$$

$$\eta l = 7,84 \text{ Cp } 0,00524 \text{ lb/ft.s}$$

Laju alir massa (F) = 15745 kg/jam = 9,642 lbm/s

$$\text{Laju alir volumetric, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{15745}{135} = 811,6635 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00324 \text{ m}^3/\text{s}$$
$$= 0,1144 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain Pompa :

$$D_{i,opt} = 0,363 Q_r^{0,45} \rho_c^{0,13} \quad (\text{Pers.12-15, Petters, 2004})$$
$$= 0,363 \times 0,0324^{0,45} 1350^{0,13}$$
$$= 0,052 \text{ m}$$

Dari tabel A.5-1 Genkoplis 1997, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran spesifikasi pipa :

Ukuran pipa nominal = 1,25 in

Schedule pipa = 80

Diameter dalam (ID) = 1,5 in = 0,125 ft = 0,0381 m

Diameter luar (OD) = 1,9 in = 0,1583 ft

Luas penampang dalam (A_1) = 0,0123 ft²

$$\text{Kecepatan linear, } v = \frac{Q}{A_1} = \frac{0,00324}{0,0123} = 9,302 \text{ ft}^2/\text{s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{1350 \text{ kg/m}^3 \times 9,302 \times 1,25}{0,0052} = 3018706,954$$

Untuk pipa commercial Steel diperoleh harga $\xi = 0,000046$

(Geankoplis, 1997)

$$\text{Pada } N_{Re} = 3018706,954 \quad \xi / D = \frac{0,000046}{0,052} = 0,00088$$

Dari gambar 2.10-3 (Geankoplis, 1997) diperoleh harga $f=0,004$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance : } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2a} = 0,55 (1-0) \frac{9,6426^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,739 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 1(2) \frac{9,6426^2}{2 \times 32,174} = 2,6894 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ\text{C: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 2(0,75) \frac{9,6426^2}{2 \times 32,174} = 2,017 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 50 ft} \quad F_f &= 4f. \frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4(0,005) \frac{50 \times 9,6426^2}{0,1519 \times 2 \times 32,174} \\ &= 8,852 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge exit: } h_{ex} &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 1(1-0)^2 \frac{9,6426^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 1,3447 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss: } \sum F = 15,6433 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$P_2 = 1 \text{ atm}$

Tinggi pemompaan $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

$$\text{Maka: } 0 + \frac{32,174}{32,174}(10) + 0 + 15,643 + W_s = 0$$

$$W_s = 25,643 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= - \frac{25,643}{0,8}$$

$$= 32,054 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa: } P &= m \times W_p \\ &= 6,98 \text{ lbm/s} \times 32,054 \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 309,085 \text{ ft.lbf/s} = 0,561 \text{ Hp} \end{aligned}$$

LC.18 Pompa 5 (P-105)

Fungsi : Memompakan sirup glukosa dari tangki *decolorizing* ke filter press

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur : 60°C

Densitas : 1350 kg/m³

Viskositas : dari tabel 9.7 Robert C Reid diperoleh :

$$\ln \eta / \rho l \mu = A + B/T$$

Nilai A : -11,21

Nilai B : 2469

$$\ln \eta / \rho l \mu = -11,21 + 2469/303$$

$$\eta l = 7,84 \text{ Cp } 0,00524 \text{ lb/ft.s}$$

Laju alir massa (F) = 15745 kg/jam = 9,642 lbm/s

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetric, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{15745}{135} = 811,6635 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00324 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,1144 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Desain Pompa :

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 0,363 Q_i^{0,45} \rho_c^{0,13} \quad (\text{Pers.12-15, Petters, 2004}) \\ &= 0,363 \times 0,0324^{0,45} 1350^{0,13} \\ &= 0,052 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel A.5-1 Genkoplis 1997, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran spesifikasi pipa :

Ukuran pipa nominal = 1,25 in

Schedule pipa = 80

Diameter dalam (ID) = 1,5 in = 0,125 ft = 0,0381 m

Diameter luar (OD) = 1,9 in = 0,1583 ft

Luas penampang dalam (A_i) = 0,0123 ft²

$$\text{Kecepatan linear, } v = \frac{Q}{A_1} = \frac{0,00324}{0,0123} = 9,302 \text{ ft}^2/\text{s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{1350 \text{ kg/m}^3 \times 9,302 \times 1,25}{0,0052} = 3018706,954$$

Untuk pipa commercial Steel diperoleh harga $\xi = 0,000046$

(Geankoplis, 1997)

$$\text{Pada } N_{Re} = 3018706,954 \quad \xi / D = \frac{0,000046}{0,052} = 0,00088$$

Dari gambar 2.10-3 (Geankoplis, 1997) diperoleh harga $f=0,004$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance : } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2a} = 0,55 (1-0) \frac{9,6426^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,739 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 1(2) \frac{9,6426^2}{2 \times 32,174} = 2,6894 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ\text{C: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 2(0,75) \frac{9,6426^2}{2 \times 32,174} = 2,017 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus } 50 \text{ ft} \quad F_f &= 4f. \frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4(0,005) \frac{50 \times 9,6426^2}{0,1519 \times 2 \times 32,174} \\ &= 8,852 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge exit: } h_{ex} &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 1(1-0)^2 \frac{9,6426^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 1,3447 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss: } \sum F = 15,6433 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$P_2 = 1 \text{ atm}$

Tinggi pemompaan $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

$$\text{Maka: } 0 + \frac{32,174}{32,174}(10) + 0 + 15,643 + W_s = 0$$

$$W_s = 25,643 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= - \frac{25,643}{0,8}$$

$$= 32,054 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa: } P = m \times W_p$$

$$= 6,98 \text{ lbm/s} \times 32,054 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 309,085 \text{ ft.lbf/s} = 0,561 \text{ Hp}$$

LC.19 Pompa 6 (P-106)

Fungsi : Memompakan sirup glukosa dari filter press ke *cation exchanger*

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur : 60°C

Densitas : 1350 kg/m³

Viskositas : dari tabel 9.7 Robert C Reid diperoleh :

$$\ln \eta / \rho l \mu = A + B/T$$

Nilai A : -11,21

Nilai B : 2469

$$\ln \eta / \rho l \mu = -11,21 + 2469/303$$

$$\eta l = 7,84 \text{ Cp } 0,00524 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Laju alir massa (F)} = 15115,51 \text{ kg/jam} = 9,256 \text{ lbm/s}$$

$$\text{Laju alir volumetric, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{15115,51}{135} = 11,196 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00311 \text{ m}^3/\text{s}$$
$$= 0,1098 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain Pompa :

$$D_{i,opt} = 0,363 Q_f^{0,45} \rho_c^{0,13} \quad (\text{Pers.12-15, Petters, 2004})$$
$$= 0,363 \times 0,00311^{0,45} 1350^{0,13}$$
$$= 0,0511 \text{ m}$$

Dari tabel A.5-1 Genkoplis 1997, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran spesifikasi pipa :

Ukuran pipa nominal = 1,25 in

Schedule pipa = 80

Diameter dalam (ID) = 1,5 in = 0,125 ft = 0,0381 m

Diameter luar (OD) = 1,9 in = 0,1583 ft

Luas penampang dalam (A_i) = 0,0123 ft²

$$\text{Kecepatan linear, } v = \frac{Q}{A_1} = \frac{0,00311}{0,0123} = 8,929 \text{ ft}^2/\text{s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{1350 \text{ kg/m}^3 \times 8,929 \times 1,25}{0,0052} = 2897884,6$$

Untuk pipa commercial Steel diperoleh harga $\xi = 0,000046$

(Geankoplis, 1997)

$$\text{Pada } N_{Re} = 2897884,6 \quad \xi / D = \frac{0,000046}{0,052} = 0,00088$$

Dari gambar 2.10-3 (Geankoplis, 1997) diperoleh harga $f=0,004$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance : } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2a} = 0,55 (1-0) \frac{9,256^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,6815 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 1(2) \frac{9,256^2}{2 \times 32,174} = 2,478 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ\text{C: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 2(0,75) \frac{9,256^2}{2 \times 32,174} = 1,8588 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus } 50 \text{ ft} \quad F_f &= 4f. \frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4(0,005) \frac{50 \times 9,256^2}{0,1519 \times 2 \times 32,174} \\ &= 8,158 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge exit: } h_{ex} &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \frac{v^2}{2a g_c} = 1(1-0)^2 \frac{9,256^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 1,239 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss: } \sum F = 14,416 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$P_2 = 1 \text{ atm}$

Tinggi pemompaan $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

$$\text{Maka: } 0 + \frac{32,174}{32,174}(10) + 0 + 14,416 + W_s = 0$$

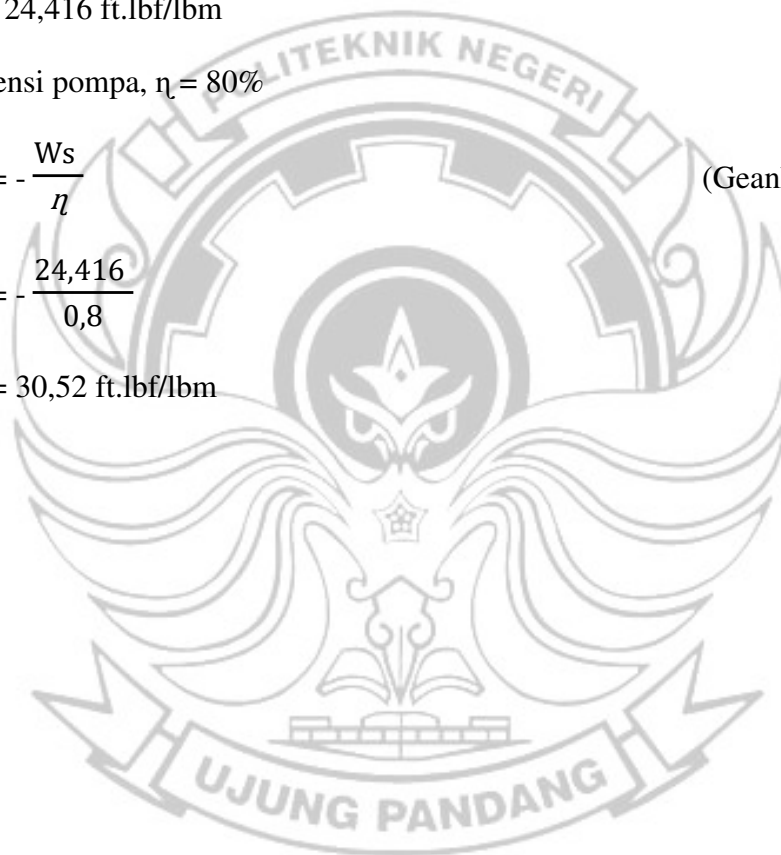
$W_s = 24,416 \text{ ft.lbf/lbm}$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= - \frac{24,416}{0,8}$$

$$= 30,52 \text{ ft.lbf/lbm}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Daya pompa: } P &= m \times W_p \\
 &= 6,69 \text{ lbm/s} \times 30,52 \text{ ft.lbf/lbm} \\
 &= 282,51 \text{ ft.lbf/s} = 0,5136 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

LC.20 Pompa 7 (P-107)

Fungsi : Memompakan sirup glukosa dari *cation exchanger* ke *anion exchanger*

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur : 60°C

Densitas : 1350 kg/m³

Viskositas : dari tabel 9.7 Robert C Reid diperoleh :

$$\ln \eta / \rho l \mu = A + B/T$$

Nilai A : -11,21

Nilai B : 2469

$$\ln \eta / \rho l \mu = -11,21 + 2469/303$$

$$\eta l = 7,84 \text{ Cp } 0,00524 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Laju alir massa (F)} = 15115,51 \text{ kg/jam} = 9,256 \text{ lbm/s}$$

$$\text{Laju alir volumetric, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{15115,51}{135} = 11,196 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00311 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,1098 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain Pompa :

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 Q_r^{0,45} \rho_c^{0,13} && \text{(Pers.12-15, Petters, 2004)} \\ &= 0,363 \times 0,00311^{0,45} 1350^{0,13} \\ &= 0,0511 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel A.5-1 Genkoplis 1997, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran spesifikasi pipa :

$$\begin{aligned} \text{Ukuran pipa nominal} &= 1,25 \text{ in} \\ \text{Schedule pipa} &= 80 \\ \text{Diameter dalam (ID)} &= 1,5 \text{ in} = 0,125 \text{ ft} = 0,0381 \text{ m} \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 1,9 \text{ in} = 0,1583 \text{ ft} \\ \text{Luas penampang dalam (A}_1\text{)} &= 0,0123 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan linear, } v = \frac{Q}{A_1} = \frac{0,00311}{0,0123} = 8,929 \text{ ft}^2/\text{s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{1350 \text{ kg/m}^3 \times 8,929 \times 1,25}{0,0052} = 2897884,6$$

Untuk pipa commercial Steel diperoleh harga $\xi = 0,000046$
(Geankoplis, 1997)

$$\text{Pada } N_{Re} = 2897884,6 \quad \xi / D = \frac{0,000046}{0,052} = 0,00088$$

Dari gambar 2.10-3 (Geankoplis, 1997) diperoleh harga $f=0,004$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance : } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2a} = 0,55 (1-0) \frac{9,256^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,6815 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

1 check valve:
$$h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 1(2) \frac{9,256^2}{2 \times 32,174} = 2,478 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2 elbow 90°C:
$$h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 2(0,75) \frac{9,256^2}{2 \times 32,174} = 1,8588 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Pipa lurus 50 ft
$$F_f = 4f. \frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4(0,005) \frac{50 \times 9,256^2}{0,1519 \times 2 \times 32,174}$$

$$= 8,158 \text{ ft.lbf/lbm}$$

1 Sharp edge exit:
$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 1(1-0)^2 \frac{9,256^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 1,239 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total friction loss:
$$\sum F = 14,416 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$P_2 = 1 \text{ atm}$

Tinggi pemompaan $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Maka:
$$0 + \frac{32,174}{32,174}(10) + 0 + 14,416 + W_s = 0$$

$$W_s = 24,416 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= - \frac{24,416}{0,8}$$

$$= 30,52 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Daya pompa: $P = m \times W_p$

$$= 6,69 \text{ lbm/s} \times 30,52 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 282,51 \text{ ft.lbf/s} = 0,5136 \text{ Hp}$$

LC.21 Pompa 8 (P-108)

Fungsi : Memompakan sirup glukosa dari *anion exchanger* ke evaporator

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur : 60°C

Densitas : 1350 kg/m³

Viskositas : dari tabel 9.7 Robert C Reid diperoleh :

$$\ln \eta / \rho l \mu = A + B/T$$

Nilai A : -11,21

Nilai B : 2469

$$\ln \eta / \rho l \mu = -11,21 + 2469/303$$

$$\eta l = 7,84 \text{ Cp } 0,00524 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Laju alir massa (F)} = 15115,51 \text{ kg/jam} = 9,256 \text{ lbm/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetric, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{15115,51}{135} = 11,196 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00311 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,1098 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Desain Pompa :

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 Q_r^{0,45} \rho_c^{0,13} && \text{(Pers.12-15, Petters, 2004)} \\ &= 0,363 \times 0,00311^{0,45} 1350^{0,13} \\ &= 0,0511 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel A.5-1 Genkoplis 1997, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran spesifikasi pipa :

$$\begin{aligned} \text{Ukuran pipa nominal} &= 1,25 \text{ in} \\ \text{Schedule pipa} &= 80 \\ \text{Diameter dalam (ID)} &= 1,5 \text{ in} = 0,125 \text{ ft} = 0,0381 \text{ m} \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 1,9 \text{ in} = 0,1583 \text{ ft} \\ \text{Luas penampang dalam (A}_1\text{)} &= 0,0123 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan linear, } v = \frac{Q}{A_1} = \frac{0,00311}{0,0123} = 8,929 \text{ ft}^2/\text{s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{1350 \text{ kg/m}^3 \times 8,929 \times 1,25}{0,0052} = 2897884,6$$

Untuk pipa commercial Steel diperoleh harga $\xi = 0,000046$
(Geankoplis, 1997)

$$\text{Pada } N_{Re} = 2897884,6 \quad \xi / D = \frac{0,000046}{0,052} = 0,00088$$

Dari gambar 2.10-3 (Geankoplis, 1997) diperoleh harga $f=0,004$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance : } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2a} = 0,55 (1-0) \frac{9,256^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,6815 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

1 check valve:
$$h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 1(2) \frac{9,256^2}{2 \times 32,174} = 2,478 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2 elbow 90°C:
$$h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 2(0,75) \frac{9,256^2}{2 \times 32,174} = 1,8588 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Pipa lurus 50 ft
$$F_f = 4f. \frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4(0,005) \frac{50 \times 9,256^2}{0,1519 \times 2 \times 32,174}$$

$$= 8,158 \text{ ft.lbf/lbm}$$

1 Sharp edge exit:
$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 1(1-0)^2 \frac{9,256^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 1,239 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total friction loss:
$$\sum F = 14,416 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$P_2 = 1 \text{ atm}$

Tinggi pemompaan $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Maka:
$$0 + \frac{32,174}{32,174}(10) + 0 + 14,416 + W_s = 0$$

$$W_s = 24,416 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= - \frac{24,416}{0,8}$$

$$= 30,52 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Daya pompa: $P = m \times W_p$

$$= 6,69 \text{ lbm/s} \times 30,52 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 282,51 \text{ ft.lbf/s} = 0,5136 \text{ Hp}$$

LC.22 Pompa 9 (P-109)

Fungsi : Memompakan sirup glukosa dari evaporator ke cooler

2

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur : 100°C

Densitas : 1350 kg/m³

Viskositas : dari tabel 9.7 Robert C Reid diperoleh :

$$\ln \eta / \rho l \mu = A + B/T$$

Nilai A : -11,21

Nilai B : 2469

$$\ln \eta / \rho l \mu = -11,21 + 2469/303$$

$$\eta l = 7,84 \text{ Cp } 0,00524 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Laju alir massa (F)} = 5906,07 \text{ kg/jam} = 3,6168 \text{ lbm/s}$$

$$\text{Laju alir volumetric, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{5906,07}{1350} = 4,374 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0012 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0429 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain Pompa :

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 Q_r^{0,45} \rho_c^{0,13} && \text{(Pers.12-15, Petters, 2004)} \\ &= 0,363 \times 0,0012^{0,45} 1350^{0,13} \\ &= 0,0451 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel A.5-1 Genkoplis 1997, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran spesifikasi pipa :

$$\begin{aligned} \text{Ukuran pipa nominal} &= 1,25 \text{ in} \\ \text{Schedule pipa} &= 80 \\ \text{Diameter dalam (ID)} &= 1,5 \text{ in} = 0,125 \text{ ft} = 0,0381 \text{ m} \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 1,9 \text{ in} = 0,1583 \text{ ft} \\ \text{Luas penampang dalam (A}_1\text{)} &= 0,0123 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan linear, } v = \frac{Q}{A_1} = \frac{0,0012}{0,0123} = 3,489 \text{ ft}^2/\text{s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{1350 \text{ kg/m}^3 \times 3,489 \times 1,25}{0,0052} = 1132288,612$$

Untuk pipa commercial Steel diperoleh harga $\xi = 0,000046$
(Geankoplis, 1997)

$$\text{Pada } N_{Re} = 1132288,612 \quad \xi / D = \frac{0,000046}{0,052} = 0,00088$$

Dari gambar 2.10-3 (Geankoplis, 1997) diperoleh harga $f=0,004$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance : } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2a} = 0,55 (1-0) \frac{3,617^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 00,104 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

1 check valve:
$$h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 1(2) \frac{3,617^2}{2 \times 32,174} = 0,378 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2 elbow 90°C:
$$h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 2(0,75) \frac{3,617^2}{2 \times 32,174} = 0,283 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Pipa lurus 50 ft
$$F_f = 4f. \frac{\Delta L.v^2}{D.2g_c} = 4(0,005) \frac{50 \times 3,617^2}{0,1519 \times 2 \times 32,174}$$

$$= 1,245 \text{ ft.lbf/lbm}$$

1 Sharp edge exit:
$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 1(1-0)^2 \frac{3,617^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,189 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total friction loss:
$$\sum F = 2,2 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$P_2 = 1 \text{ atm}$

Tinggi pemompaan $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

Maka:
$$0 + \frac{32,174}{32,174}(10) + 0 + 2,2 + W_s = 0$$

$$W_s = 12,2 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= - \frac{12,2}{0,8}$$

$$= 15,251 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Daya pompa: $P = m \times W_p$

$$= 1,55 \text{ lbm/s} \times 15,251 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 55,161 \text{ ft.lbf/s} = 0,1 \text{ Hp}$$

LC.23 Pompa 10 (P-110)

Fungsi : Memompakan sirup glukosa dari cooler 2 ke tangki penyimpanan sirup glukosa

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur : 100°C

Densitas : 1350 kg/m³

Viskositas : dari tabel 9.7 Robert C Reid diperoleh :

$$\ln \eta / \rho l \mu = A + B/T$$

Nilai A : -11,21

Nilai B : 2469

$$\ln \eta / \rho l \mu = -11,21 + 2469/303$$

$$\eta l = 7,84 \text{ Cp } 0,00524 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Laju alir massa (F)} = 5906,07 \text{ kg/jam} = 3,6168 \text{ lbm/s}$$

$$\text{Laju alir volumetric, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{5906,07}{1350} = 4,374 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0012 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,0429 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain Pompa :

$$D_{i,opt} = 0,363 Q_f^{0,45} \rho_c^{0,13} \quad (\text{Pers.12-15, Petters, 2004})$$

$$= 0,363 \times 0,0012^{0,45} 1350^{0,13}$$

$$= 0,0451 \text{ m}$$

Dari tabel A.5-1 Genkoplis 1997, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran spesifikasi pipa :

Ukuran pipa nominal = 1,25 in

Schedule pipa = 80

Diameter dalam (ID) = 1,5 in = 0,125 ft = 0,0381 m

Diameter luar (OD) = 1,9 in = 0,1583 ft

Luas penampang dalam (A_1) = 0,0123 ft²

$$\text{Kecepatan linear, } v = \frac{Q}{A_1} = \frac{0,0012}{0,0123} = 3,489 \text{ ft}^2/\text{s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{1350 \text{ kg/m}^3 \times 3,489 \times 1,25}{0,0052} = 1132288,612$$

Untuk pipa commercial Steel diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$

(Geankoplis, 1997)

$$\text{Pada } N_{Re} = 1132288,612 \quad \epsilon / D = \frac{0,000046}{0,052} = 0,00088$$

Dari gambar 2.10-3 (Geankoplis, 1997) diperoleh harga $f=0,004$

Friction loss:

$$1 \text{ sharp edge entrance : } h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2a} = 0,55 (1-0) \frac{3,617^2}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 00,104 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 1(2) \frac{3,617^2}{2 \times 32,174} = 0,378 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ\text{C: } h_f = n.K.f. \frac{v^2}{2g_c} = 2(0,75) \frac{3,617^2}{2 \times 32,174} = 0,283 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 50 ft} \quad F_f &= 4f \cdot \frac{\Delta L \cdot v^2}{D \cdot 2g_c} = 4(0,005) \frac{50 \times 3,617^2}{0,1519 \times 2 \times 32,174} \\ &= 1,245 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{1 Sharp edge exit:} \quad h_{ex} &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \frac{v^2}{2\alpha g_c} = 1(1-0)^2 \frac{3,617^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,189 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss:} \quad \sum F = 2,2 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha}(v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Dimana: $v_1 = v_2$

$P_2 = 1 \text{ atm}$

Tinggi pemompaan $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

$$\text{Maka: } 0 + \frac{32,174}{32,174}(10) + 0 + 2,2 + W_s = 0$$

$$W_s = 12,2 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= - \frac{12,2}{0,8}$$

$$= 15,251 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa: } P = m \times W_p$$

$$= 1,55 \text{ lbm/s} \times 15,251 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 55,161 \text{ ft.lbf/s} = 0,1 \text{ Hp}$$

LAMPIRAN D ANALISA EKONOMI

Dalam rencana prarancangan pabrik pembuatan sirup glukosa dari pisang raja, digunakan asumsi sebagai berikut.

Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam setahun

Kapasitas produksi 20.000 ton/tahun

Perhitungan didasarkan pada harga peralatan tiba di pabrik atau *purchased-equipment delivered* (Peters, 2004)

Harga alat disesuaikan dengan nilai tukar dolar terhadap rupiah adalah:

US\$ 1 = Rp 14.404,- (Bank Indonesia, 23 Agustus 2021)

LD.1 Modal Investasi Tetap

LD.1.1 Modal Investasi Tetap Langsung (MITL)

A. Biaya Tanah Lokasi Pabrik

Harga tanah untuk kebutuhan pabrik dan industri di daerah Provinsi Sulawesi Selatan sebesar 1.000.000,-/m² (data diambil dari rata-rata harga melalui iklan.....)

Luas tanah seluruhnya = 10.000 m²

Harga tanah seluruhnya = 10.000 m² × Rp 500.000,-/m²
= Rp 5.000.000.000,-

Biaya perataan tanah diperkirakan 5% dari harga tanah seluruhnya. (Peter, *et.al.*, 2004).

Biaya perataan tanah = 5% × Rp 5.000.000.000,-
= Rp 250.000.000,-

Total biaya tanah (A) = Rp 5.000.000.000,- + Rp 250.000.000,-
= Rp. 5.250.000.000,-

B. Harga Bangunan

Tabel LD.1 Perincihan Harga Bangunan

No	Nama Bangunan	Luas (m ²)	Harga (/m ²)	Jumlah
1	Pos Keamanan	20	1.043.354	20.867.080
2	Parkir	200	834.683	166.936.600
3	Taman	100	834.683	83.468.300
4	Gudang Bahan Baku	200	834.683	166.936.600
5	Ruang Kontrol	100	3.130.061	313.006.100
6	Areal Proses	3500	2.608.384	9.129.344.000
7	Areal Produk	300	834.683	250.404.900
8	Perkantoran	280	1.565.030	438.208.400
9	Laboratorium	50	2.086.707	104.335.350
10	Poliklinik	50	1.565.030	78.251.500
11	Kantin	100	1.565.030	156.503.000
12	Ruang Ibadah	100	1.565.030	156.503.000
13	Gudang Peralatan	100	1.565.030	156.503.000
14	Kamar Mandi	100	1.565.030	156.503.000
15	Areal Utilitas	1700	1.340.192	2.217.126.400
16	Pembangkit Listrik	200	1.043.354	208.670.800
17	Ruang Bahan Bakar	100	2.086.707	208.670.700
18	Perumahan Karyawan	2000	1.669.366	3.338.732.000
19	Jalan	700	1.669.366	1.168.556.000
20	Bengkel	100	626.012	62.601.200
Total		10000	29.996.415	18.582.128.130

Total Biaya Tanah (B) = Rp 18.582.128.130,-

C. Perincihan Harga Peralatan

a) Penentuan Indeks Harga

Pabrik ini direncanakan akan dibangun pada tahun 2028 dengan analisa ekonomi sebagai berikut.

Daftar indeks harga pada tahun 2014-2022:

Tabel LD.2 Chemical Engineering Plant Indeks (CEP)

Tahun	Plant Cost Indeks
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708
2022	803,6

Untuk memperoleh indeks harga pada tahun 2028, maka dilakukan dengan metode regresi linear sebagai berikut.

$$y = a + b \left(x - \frac{\sum x}{n} \right) \dots\dots\dots(1)$$

$$x = \frac{\sum x}{n} \dots\dots\dots(2)$$

$$a = \frac{\sum y}{n} \dots\dots\dots(3)$$

$$b = \frac{\sum (x-x)(y-y)}{(x-x)^2} \dots\dots\dots(4)$$

$$\sum (x-x)(y-y) = \sum xy - \frac{\sum x \times \sum y}{n} \dots\dots\dots(5)$$

$$\sum (x-x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} \dots\dots\dots(6)$$

Keterangan:

x = indeks harga

y = tahun

	y	x	y²	x²	xy
1	2014	576,1	4056196	331891	1160265
2	2015	556,8	4060225	310026	1121952
3	2016	541,7	4064256	293439	1092067
4	2017	567,5	4068289	322056	1144648
5	2018	603,1	4072324	363730	1217056
6	2019	607,5	4076361	369056	1226543
7	2020	596,2	4080400	355454	1204324
8	2021	708	4084441	501264	1430868
9	2022	803,6	4088484	645773	1624879
Total	18162	5561	36650976	3492690	11222602

Sehingga diperoleh:

$$\bar{x} = \frac{\sum x}{n} = \frac{5561}{9} = 617,8333$$

$$\begin{aligned} \sum(x-\bar{x})^2 &= \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} \\ &= 3492690 - \left(\frac{5561^2}{9}\right) \\ &= 57227,6 \end{aligned}$$

Untuk tahun:

$$a = \frac{\sum y}{n} = \frac{18162}{9} = 2018$$

Maka:

$$\begin{aligned} \sum(x-\bar{x})(y-\bar{y}) &= \sum xy - \frac{\sum x \times \sum y}{n} \\ &= 11222602 - \frac{5561 \times 18162}{9} \\ &= 1512,6 \end{aligned}$$

Berdasarkan persamaan 4:

$$\begin{aligned} b &= \frac{\sum (x-x)(y-y)}{(x-x)^2} \\ &= \frac{1512,6}{57227,6} \\ &= 0,0264 \end{aligned}$$

Disubstitusi ke persamaan 1 maka diperoleh:

$$\begin{aligned} y &= a + b \left(x - \frac{\sum x}{n} \right) \\ &= 2018 + 0,0264 \left(x - \frac{\sum x}{n} \right) \\ &= 2018 + 0,0264x - 617,8333 \end{aligned}$$

Jika pabriknya didirikan pada tahun 2028 maka indeks harga pada tahun tersebut adalah

$$\begin{aligned} y &= 2018 + 0,0264x - 617,8333 \\ 2028 &= 2018 + 0,0264x - 617,8333 \\ x &= 996,1726 \end{aligned}$$

b) Penentuan Harga Peralatan

Perhitungan harga peralatan pada tahun 2023 dilakukan berdasarkan indeks *marshall* dan *swiff* dengan persamaan:

$$C_x = C_k \left(\frac{I_x}{I_k} \right) \dots \dots \dots (7)$$

Keterangan:

C_x : harga peralatan pada tahun dibeli

C_k : harga peralatan pada tahun diketahui

I_x : indeks harga pada tahun dibeli

I_k : indeks harga pada tahun yang diketahui

Tabel LD.3 Estimasi Harga Peralatan Proses

Nama Alat	Kode Alat	Unit	Ket*	Harga Unit (\$)	Harga/Unit (Rp)	Harga Total (Rp)
<i>Blender</i>	BL	1	NI	-	218.139.067	218.139.067
Reaktor 1	R-01	1	NI	-	290.066.003	290.066.003
<i>Cooler</i>	E-101	2	NI	-	786.479.772	1.572.959.544
Reaktor 2	R-02	4	NI	-	290.066.003	1.160.264.012
<i>Filter press</i>	FP-01	2	NI	-	145.033.001	290.066.003
Evaporator	EV-01	1	NI	-	393.829.451	393.829.451
Tangki Produk	TP	1	NI	-	2.643.074.851	2.643.074.851
Sub Total Non I-mpor						6.568.398.932
<i>Tangki Decolorizing</i>	TD	1	I	3.738	70.349.058	70.349.058
<i>Belt Conveyor</i>	BC	1	I	3.884	73.106.066	73.106.066
<i>Cation Exchanger</i>	CE	1	I	27.830	523.800.465	523.800.465
<i>Anion Exchanger</i>	AE	1	I	27.830	523.800.465	523.800.465
Pompa	P	13	I	388	7.310.607	95.037.886
Sub Total Impor						1.286.093.940
Total						7.854.492.872

*Keterangan: I (impor) dan NI (non impor)

Tabel LD.4 Estimasi Harga Peralatan Utilitas dan Pengolahan Limbah

Nama Alat	Kode Alat	Unit	Ket*	Harga Unit (\$)	Harga/Unit (Rp)	Harga Total (Rp)
P.Utilitas	PU	12	NI	-	7.263.658	87.163.900
T. umpan steam	TP	1	NI	-	22.448.421	22.448.421
T. umpan pendingin	TP	1	NI	-	15.322.916	13.421.096
T. Utilitas	TP	1	NI	-	15.627.505	13.687.881
T.dearator	TP	1	NI	-	15.627.505	13.687.881
Bak Penampungan	BP	1	NI	-	12.558.864	11.000.107
Sub Total Non Impor						206.425.703
<i>Boiler</i>	BO	1	I	7.778	146.390.272	146.390.272
<i>Daerator</i>	DE	1	I	21.278	400.496.000	400.496.000
<i>Cation Exchanger</i>	CE	1	I	27.830	523.800.465	523.800.465
<i>Anion Exchanger</i>	AE	1	I	27.830	523.800.465	523.800.465
<i>Water Cooling Tower</i>	WTC	1	I	65.456	1.231.992.073	1.231.992.073
<i>Clarifier</i>	CL	1	I	56.465	1.062.767.343	1.062.767.343
<i>Sand Filter</i>	SF	1	I	11.763	221.399.691	221.399.691
Sub Total Impor						4.110.646.310
Total						4.317.072.013

*Keterangan: I (impor) dan NI (non impor)

Untuk harga alat non impor sampai di lokasi pabrik ditambahkan biaya sebagai berikut:

- PPn	= 10%
- Transportasi lokal	= 0,5%
- Biaya tak terduga	= 0,5%
<hr/>	
Total	= 11%

Untuk harga alat impor sampai di lokasi pabrik ditambahkan biaya sebagai berikut:

- Biaya transportasi	= 5%
- Biaya asuransi	= 1%
- Bea masuk	= 17,5%
- PPn	= 10%
- Biaya gudang di pelabuhan	= 1%
- Biaya administrasi pelabuhan	= 0,5%
- Transportasi lokal	= 0,5%
- Biaya tak terduga	= 0,5%
<hr/>	
Total	= 36%

Maka total harga peralatan adalah:

$$\begin{aligned} \text{Harga Non Impor} &= 1+11\% \times \text{Rp } 6.568.398.932 + \text{Rp } 206.425.703 = \text{Rp } 7.520.055.345 \\ \text{Harga Impor} &= 1+36\% \times \text{Rp } 1.286.093.940 + \text{Rp } 4.110.646.310 = \text{Rp } 7.339.566.740 \\ \hline &\text{Total} = \text{Rp } 14.859.622.085,- \end{aligned}$$

Biaya pemasangan diperkirakan 25% dari total harga peralatan (Timmerhaus, 2004)

$$\begin{aligned} \text{Biaya Pemasangan} &= 25\% \times \text{Rp } 14.859.622.085 \\ &= \text{Rp } 3.714.905.521,- \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya Peralatan + Pemasangan (C)} &= \text{Rp } 14.859.622.085 + \text{Rp } 3.714.905.521 \\ &= \text{Rp } 18.574.527.607,- \end{aligned}$$

- Instrumentasi dan Alat Kontrol

Diperkirakan biaya instrumentasi dan alat kontrol 26% dari total harga peralatan (Timmerhaus, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Instrumentasi dan Kontrol (D)} &= 26\% \times \text{Rp } 14.859.622.085 \\ &= \text{Rp } 3.863.501.742,-\end{aligned}$$

- Biaya Perpipaan

Diperkirakan biaya perpipaan 25% dari total harga peralatan (Timmerhaus, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Perpipaan (E)} &= 25\% \times \text{Rp } 14.859.622.085 \\ &= \text{Rp } 3.714.905.521,-\end{aligned}$$

- Biaya Instalasi Listrik

Diperkirakan biaya instalasi listrik 3% dari total harga peralatan (Timmerhaus, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Instalasi Listrik (F)} &= 3\% \times \text{Rp } 14.859.622.085 \\ &= \text{Rp } 445.788.663,-\end{aligned}$$

- Biaya Insulasi

Diperkirakan biaya insulasi 3% dari total harga peralatan (Timmerhaus, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Insulasi (G)} &= 3\% \times \text{Rp } 14.859.622.085 \\ &= \text{Rp } 445.788.663,-\end{aligned}$$

- Biaya Inventaris Kantor

Diperkirakan biaya inventaris kantor 1% dari total harga peralatan (Timmerhaus, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Invebtaris Kantor (H)} &= 1\% \times \text{Rp } 18.574.527.607 \\ &= \text{Rp } 185.745.276\end{aligned}$$

- Biaya Perlengkapan Kebakaran dan Keamanan

Diperkirakan biaya perlengkapan kebakaran dan keamanan 1% dari total harga peralatan (Timmerhaus, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya P. Kebakaran dan Keamanan (I)} &= 1\% \times \text{Rp } 18.574.527.607 \\ &= \text{Rp } 185.745.276,-\end{aligned}$$

- Biaya Sarana Transportasi

Untuk mempermudah pekerjaan, perusahaan memberikan fasilitas sarana transportasi (J) seperti pada tabel berikut.

Tabel LD.5 Biaya Sarana Transportasi

Jenis Kendaraan	Unit	Tipe	Harga/Unit (Rp)	Harga Total (Rp)
Mobil Direktur	1	Toyota Camry	650.000.000	650.000.000
Mobil Manager	1	Fortuner	560.000.000	560.000.000
Mobil Kepala Seksi	11	Honda City	350.000.000	3.850.000.000
Ambulance	1	Minibus	300.000.000	300.000.000
Bus Karyawan	2	Bus	350.000.000	700.000.000
Truk	5	Truk	350.000.000	1.750.000.000
Mobil Pemadam Kebakaran	1	Truk	230.800.000	230.800.000
Mobil Pemasaran	3	Innova	330.000.000	990.000.000
Total				9.030.800.000

$$\text{Total MITL} = A + B + C + D + E + F + G + H + I + J$$

$$= \text{Rp } 60.278.930.877,-$$

LD.1.2 Modal Investasi Tetap Tidak Langsung (MITTL)

- Biaya Prainvestasi

Diperkirakan biaya prainvestasi diperkirakan 7% dari total harga peralatan (Timmerhaus, 2004)

$$\text{Biaya Prainvestasi (K)} = 7\% \times \text{Rp } 14.859.622.085$$

$$= \text{Rp } 1.040.173.546,-$$

- Biaya *Engineering* dan *Supervisi*

Diperkirakan biaya *engineering* dan *supervisi* diperkirakan 32% dari total harga peralatan (Timmerhaus, 2004)

$$\text{Biaya } \textit{Engineering} \text{ dan } \textit{Supervisi} \text{ (L)} = 32\% \times \text{Rp } 14.859.622.085$$

$$= \text{Rp } 4.755.079.067,-$$

- Biaya Legalitas

Diperkirakan biaya legalitas diperkirakan 4% dari total harga peralatan (Timmerhaus, 2004)

$$\begin{aligned} \text{Biaya Legalitas (M)} &= 4\% \times \text{Rp } 14.859.622.085 \\ &= \text{Rp } 594.384.883,- \end{aligned}$$

- Biaya Kontraktor

Diperkirakan biaya kontraktor diperkirakan 19% dari total harga peralatan (Timmerhaus, 2004)

$$\begin{aligned} \text{Biaya Legalitas (N)} &= 19\% \times \text{Rp } 14.859.622.085 \\ &= \text{Rp } 1.188.769.767,- \end{aligned}$$

- Biaya Tak Terduga

Diperkirakan biaya legalitas diperkirakan 37% dari total harga peralatan (Timmerhaus, 2004)

$$\begin{aligned} \text{Biaya Tak Terduga (O)} &= 37\% \times \text{Rp } 14.859.622.085 \\ &= \text{Rp } 5.498.060.172,- \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total MITTL} &= K + L + M + N + O \\ &= \text{Rp } 13.076.467.435,- \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Modal Investasi Tetap} &= \text{MITL} + \text{MITTL} \\ &= \text{Rp } 73.355.398.312,- \end{aligned}$$

LD.2 Modal Kerja

LD.2.1 Persediaan Bahan Baku

A. Bahan Baku

1) Pisang

$$\text{Kebutuhan} = 7.902,38 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Harga} = \text{Rp } 6.000,-$$

$$\text{Harga Total} = \text{Rp } 47.414.309,-$$

2) Enzim

$$\text{Kebutuhan} = 25 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Harga} = \text{Rp } 100.000,-$$

$$\text{Harga Total} = \text{Rp } 2.500.000,-$$

3) CaCl₂

Kebutuhan = 13 kg/jam
Harga = Rp 15.000,-
Harga Total = Rp 195.000,-

4) KOH

Kebutuhan = 11 kg/jam
Harga = Rp 27.000,-
Harga Total = Rp 297.000,-

Total biaya bahan baku proses selama 3 bulan (90 hari)
= Rp 108.877.995.251,-

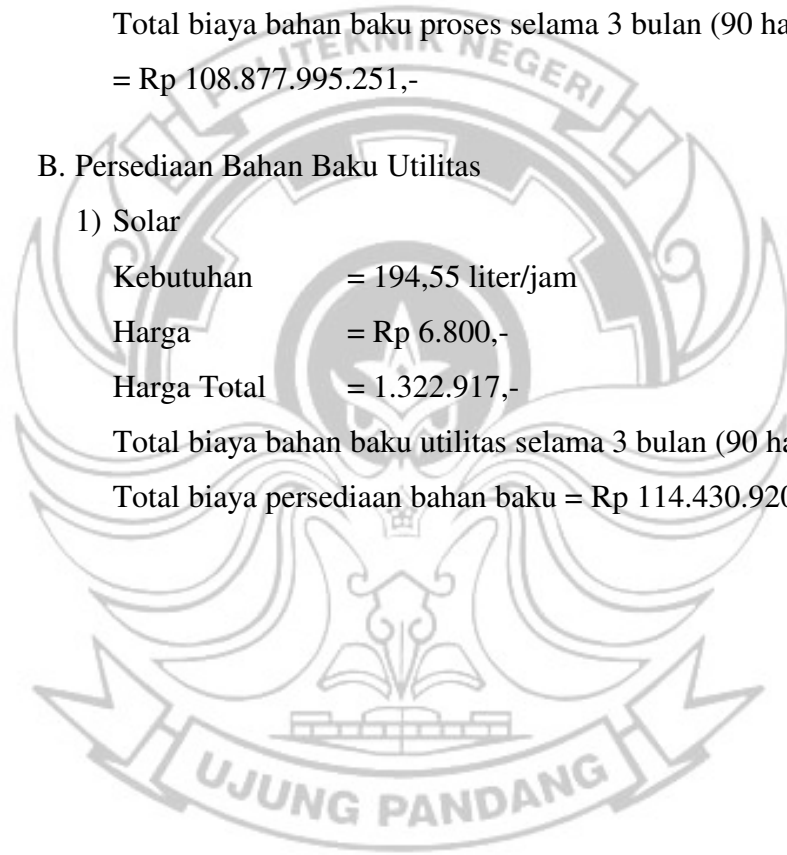
B. Persediaan Bahan Baku Utilitas

1) Solar

Kebutuhan = 194,55 liter/jam
Harga = Rp 6.800,-
Harga Total = 1.322.917,-

Total biaya bahan baku utilitas selama 3 bulan (90 hari) = Rp 5.552.924.915

Total biaya persediaan bahan baku = Rp 114.430.920.165,-



LD.2.2 Kas

A. Gaji Karyawan

Tabel LD.6 Perincihan Gaji

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah gaji/bulan (Rp)
Dewan Komisaris	1	40.000.000	40.000.000
Direktur	1	30.000.000	30.000.000
Sekretaris	1	6.000.000	6.000.000
Manajer Produksi	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Teknik	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Umum dan Keuangan	1	16.000.000	16.000.000
Manajer Pembelian dan Pemasaran	1	16.000.000	16.000.000
Kepala Seksi Proses	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Laboratorium	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Mesin	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Listrik	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Instrumentasi	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Keuangan	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Administrasi	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Personalia	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Humas	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Keamanan	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Pembelian dan Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
Karyawan Produksi	50	4.000.000	200.000.000
Karyawan Teknik	20	4.000.000	80.000.000
Karyawan Umum dan Keuangan	10	4.000.000	40.000.000
Karyawan Pembelian dan Pemasaran	10	4.000.000	40.000.000
Dokter	2	6.000.000	12.000.000
Perawat	4	3.000.000	12.000.000
Petugas Keamanan	12	4.000.000	48.000.000
Petugas Kebersihan	6	3.600.000	21.000.000
Supir	10	2.000.000	20.000.000
Total	144		743.000.000

Total gaji selama 3 bulan (90 hari) = Rp 2.229.000.000,-

B. Biaya Administrasi Umum

Diperkirakan biaya administrasi umum 20% dari total gaji pegawai

Biaya Administrasi Umum = 20% × Rp 2.229.000.000

= Rp 445.800.000,-

C. Biaya Pemasaran

Diperkirakan biaya pemasaran 20% dari total gaji pegawai

$$\begin{aligned}\text{Biaya Pemasaran} &= 20\% \times \text{Rp } 2.229.000.000 \\ &= \text{Rp } 445.800.000,-\end{aligned}$$

D. Pajak Bumi dan Bangunan

Rumus perhitungan pajak PBB adalah:

1. PBB = $0,5\% \times \text{Nilai Jual Kena Pajak (NJKP)}$

2. Rumus NJKP = $40\% \times (\text{Nilai Jual Objek Pajak (NJOP)} - \text{NJOPTKP})$

- 40% apabila lebih dari Rp 1.000.000.000,-

- 20% apabila kurang dari Rp 1.000.000.000,-

- Nilai Jual Objek Pajak Tidak Kena Pajak (NJOPTKP) = Rp 12.000.000,-

Wajib Pajak Pabrik Pembuatan Sirup Glukosa:

Nilai Perolehan Objek Pajak Tanah = Rp 5.250.000.000,-

Bangunan = Rp 18.582.128.130,-

Total NJOP = Rp 23.832.128.130,-

Total NJOPTKP = $23.832.128.130 - 12.000.000$

= Rp 23.820.128.130,-

Nilai Jual Kena Pajak (40%) = $40\% \times 23.820.128.130$

= Rp 9.528.051.252,-

$$\begin{aligned} \text{Pajak Bumi dan Bangunan} &= 0,5\% \times 9.528.051.252 \\ &= \text{Rp } 47.640.256,- \end{aligned}$$

Tabel LD.7 Perincihan Modal Kas

Jenis Biaya	Jumlah (Rp)
Gaji Pegawai	2.229.000.000
Administrasi Umum	445.800.000
Pemasaran	445.800.000
Pajak Bumi dan Bangunan	47.640.256
Total	3.168.240.256

E. Modal untuk memulai Operasi/*Start-Up*

Diperkirakan modal untuk memulai operasi 8% dari Modal Investasi Tetap (MIT)

$$\begin{aligned} \text{Modal } \textit{Start-Up} &= 8\% \times \text{Rp } 73.355.398.312 \\ &= \text{Rp } 5.868.431.865,- \end{aligned}$$

Perincihan modal kerja dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel LD.8 Perincihan Modal Kerja

Biaya	Jumlah (Rp)
Modal Bahan Baku dan Peralatan Utilitas	114.430.920.165
Modal Kas	3.168.240.256
Modal <i>Start-Up</i>	5.868.431.865
Total Modal Kerja	123.467.592.287

$$\begin{aligned} \text{Total Modal Investasi} &= \text{Modal Investasi Tetap} + \text{Modal Kerja} \\ &= \text{Rp } 73.355.398.312 + \text{Rp } 123.467.592.287 \\ &= \text{Rp } 196.822.990.599,- \end{aligned}$$

Modal ini berasal dari:

$$\begin{aligned}\text{Modal Sendiri} &= 60\% \times \text{Total Modal Investasi} \\ &= 60\% \times \text{Rp } 196.822.990.599 \\ &= \text{Rp } 118.093.794.359,-\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Pinjaman dari Bank} &= 40\% \times \text{Total Modal Investasi} \\ &= 40\% \times \text{Rp } 196.822.990.599 \\ &= \text{Rp } 78.729.196.240,-\end{aligned}$$

LD.3 Biaya Produksi Total

LD.3.1 Biaya Tetap/*Fixed Cost* (FC)

A. Gaji Tetap Karyawan

Gaji tetap karyawan

terdiri dari gaji tetap tiap bulan ditambah 2 bulan gaji yang diberikan sebagai tunjangan, sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Gaji Total Karyawan (P)} &= (12+2) \times \text{Rp } 743.000.000 \\ &= \text{Rp } 10.402.000.000,-\end{aligned}$$

B. Bunga Pinjaman Bank

Bunga pinjaman bank 14% dari total pinjaman bank.

$$\begin{aligned}\text{Bunga Bank (Q)} &= 14\% \times \text{Rp } 78.729.196.240 \\ &= \text{Rp } 11.022.087.474,-\end{aligned}$$

C. Depresiasi dan Amortisasi

Pengeluaran untuk memperoleh harta berwujud yang mempunyai masa manfaat lebih dari satu tahun harus dibebankan sebagai biaya untuk mendapatkan, menagih, dan memelihara penghasilan melalui penyusutan (Rusdji, 2004). Pada prarancangan pabrik ini, dipakai metode garis lurus atau *straight line method*. Dasar penyusutan menggunakan masa manfaat dan tarif penyusutan sesuai Undang-undang Republik

Indonesia No. 17 tahun 2000 Pasal 11 Ayat 6 yang dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel LD.9 Aturan Depresiasi UU Republik Indonesia

Komponen	Harga Perolehan (Rp)	Umur Tahun	Depresiasi (Rp)
Bangunan	18.582.128.130	25	743.285.125
Peralatan Proses dan Utilitas	14.859.622.085	16	724.384.876
Instrumentasi dan Pengendalian Proses	3.863.501.742	5	602.688.217
Perpipaan	3.714.905.521	5	579.507.901
Instalasi Listrik	14.859.622.085	5	69.540.948
Insulasi	14.859.622.085	5	69.540.948
Inventaris Kantor	18.574.527.607	5	28.975.395
Perlengkapan Kebakaran	18.574.527.607	5	28.975.395
Sarana Transpotasi	9.030.800.000	8	1.128.850.000
Total			4.569.156.534

Depresiasi dihitung dengan metode garis lurus dengan harga akhir nol.

$$D = \frac{P - L}{n}$$

Keterangan:

D = depresiasi per tahun

P = harga awal peralatan

L = harga akhir peralatan

n = umur peralatan (tahun)

Semua modal investasi tetap langsung (MITL) kecuali tanah mengalami penyusutan yang disebut depresiasi, sedangkan modal investasi tetap tidak langsung (MITTL) juga mengalami penyusutan yang disebut amortisasi.

Pengeluaran untuk memperoleh harta tak berwujud dan pengeluaran lainnya yang mempunyai masa manfaat lebih dari

satu tahun untuk mendapatkan, menagih, dan memelihara penghasilan dapat dihitung dengan amortisasi dengan menerapkan taat azas (Undang-undang Republik Indonesia Pasal 11 Ayat 1 Tahun 2000). Para wajib pajak menggunakan tarif amortisasi untuk harta tidak berwujud dengan menggunakan masa mafaat kelompok masa empat tahun sesuai pendekatan prakiraan harta tak berwujud yang dimaksud (Rusdji, 2004).

Untuk masa 4 tahun, maka biaya amortisasi adalah 25% dari MITTL, sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Biaya Amortisasi} &= 25\% \times \text{Rp } 13.076.467.435 \\ &= \text{Rp } 3.269.116.859,-\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total Biaya depresiasi dan amortisasi (R)} \\ \text{R} &= \text{Rp } 4.569.156.534 + \text{Rp } 3.269.116.859 \\ &= \text{Rp } 7.838.273.392,-\end{aligned}$$

D. Biaya Tetap Perawatan

1. Perawatan Mesin dan Alat-alat Proses

Diperkirakan biaya perawatan mesin dan alat-alat proses 10% dari biaya peralatan terpasang (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Perawatan Mesin} &= 10\% \times \text{Rp } 14.859.622.085 \\ &= \text{Rp } 1.485.962.209,-\end{aligned}$$

2. Perawatan Bangunan

Diperkirakan biaya perawatan bangunan 10% dari biaya bangunan (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Perawatan Bangunan} &= 10\% \times \text{Rp } 18.582.128.130 \\ &= \text{Rp } 1.858.212.813,-\end{aligned}$$

3. Perawatan Kendaraan

Diperkirakan biaya perawatan kendaraan 10% dari biaya kendaraan (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Perawatan Kendaraan} &= 10\% \times \text{Rp } 9.030.800.000 \\ &= \text{Rp } 903.080.000,-\end{aligned}$$

4. Perawatan Instrumentasi dan Alat Kontrol

Diperkirakan biaya perawatan instrumentasi dan alat kontrol 10% dari biaya instrumentasi dan alat kontrol (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Perawatan Instrumentasi} &= 10\% \times \text{Rp } 3.863.501.742 \\ &= \text{Rp } 386.350.174,-\end{aligned}$$

5. Perawatan Perpipa

Diperkirakan biaya perawatan perpipa 10% dari biaya perpipa (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Perawatan Perpipa} &= 10\% \times \text{Rp } 3.714.905.521 \\ &= \text{Rp } 371.490.552,-\end{aligned}$$

6. Perawatan Instalasi Listrik

Diperkirakan biaya perawatan instalasi listrik 10% dari biaya instalasi listrik (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Perawatan Listrik} &= 10\% \times \text{Rp } 445.788.663 \\ &= \text{Rp } 44.578.866,-\end{aligned}$$

7. Perawatan Insulasi

Diperkirakan biaya perawatan insulasi 10% dari biaya insulasi (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Perawatan Insulasi} &= 10\% \times \text{Rp } 445.788.663 \\ &= \text{Rp } 44.578.866,-\end{aligned}$$

8. Perawatan Inventaris Kantor

Diperkirakan biaya perawatan inventaris kantor 10% dari biaya inventaris kantor (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned} \text{Biaya Perawatan Inventaris} &= 10\% \times \text{Rp } 185.745.276 \\ &= \text{Rp } 18.574.528,- \end{aligned}$$

9. Perawatan Perlengkapan Kebakaran

Diperkirakan biaya perawatan inventaris kantor 10% dari biaya inventaris kantor (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned} \text{Biaya Perawatan Inventaris} &= 10\% \times \text{Rp } 185.745.276 \\ &= \text{Rp } 18.574.528,- \end{aligned}$$

$$\text{Total Biaya Perawatan (S)} = \text{Rp } 5.131.402.536,-$$

E. Biaya Tambahan Industri (*Plant Overhead Cost*)

Diperkirakan biaya tambahan industri 20% dari modal investasi tetap (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned} \text{Biaya Tambahan Industri (T)} &= 20\% \times \text{Rp } 73.355.398.312 \\ &= \text{Rp } 14.671.079.662,- \end{aligned}$$

F. Administrasi Umum

Biaya administrasi umum selama 3 bulan sebesar Rp 445.800.000,-

$$\begin{aligned} \text{Biaya Administrasi 1 tahun (U)} &= 4 \times \text{Rp } 445.800.000 \\ &= \text{Rp } 1.783.200.000,- \end{aligned}$$

G. Biaya Pemasaran dan Distribusi

Biaya pemasaran selama 3 bulan sebesar Rp 445.800.000,-

$$\begin{aligned} \text{Biaya Pemasaran} &= 4 \times \text{Rp } 445.800.000 \\ &= \text{Rp } 1.783.200.000,- \end{aligned}$$

Biaya distribusi diperkirakan 50% dari biaya pemasaran, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Biaya Distribusi} &= 50\% \times \text{Rp } 1.783.200.000 \\ &= \text{Rp } 891.600.000,- \end{aligned}$$

Biaya Pemasaran dan Distribusi (V)

$$\begin{aligned} \text{V} &= \text{Rp } 1.783.200.000 + \text{Rp } 891.600.000 \\ &= \text{Rp } 2.674.800.000,- \end{aligned}$$

H. Biaya Laboratorium, Penelitian, dan Pengembangan

Diperkirakan biaya laboratorium, penelitian, dan pengembangan 5% dari biaya tambahan industri (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Laboratorium (W)} &= 5\% \times \text{Rp } 14.671.079.662 \\ &= \text{Rp } 733.553.983,-\end{aligned}$$

I. Hak Paten dan Royalti

Diperkirakan biaya paten dan royalti 1% dari modal investasi tetap (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Paten dan Royalti (X)} &= 1\% \times \text{Rp } 73.355.398.312 \\ &= \text{Rp } 733.553.983,-\end{aligned}$$

J. Biaya Asuransi

1. Biaya asuransi pabrik adalah 3,1 premi dari modal investasi tetap langsung (Asosiasi Asuransi Jiwa Indonesia, 2007).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Asuransi Pabrik} &= 0,0031 \times \text{Rp } \\ &73.355.398.312 \\ &= \text{Rp } 227.401.735,-\end{aligned}$$

2. Biaya asuransi karyawan, premi asuransi sebesar Rp 300.000/tenaga kerja (Asuransi Jiwa Bersama Bumiputera, 2008).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Asuransi Karyawan} &= 144 \text{ orang} \times \text{Rp } 300.000 \\ &= \text{Rp } 43.200.000,-\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total Biaya Asuransi (Y)} &= \text{Rp } 227.401.735 + \text{Rp } 43.200.000 \\ &= \text{Rp } 270.601.735,-\end{aligned}$$

K. Pajak Bumi dan Bangunan

Biaya Pajak Bumi dan Bangunan (Z) sebesar Rp 47.640.256,-

$$\begin{aligned}\text{Total Biaya Tetap (Fix Cost)} &= P+Q+R+S+T+U+V+W+X+Y+Z \\ &= \text{Rp } 55.308.193.021,-\end{aligned}$$

LD.3.2 Biaya Variabel

A. Biaya Variabel Bahan Baku Proses dan Utilitas Per Tahun

Biaya persediaan bahan baku proses dan utilitas selama 3 bulan (90 hari) sebesar Rp 114.430.920.165 sehingga total biaya persediaan bahan baku dan utilitas selama 1 tahun (330 hari):

$$\begin{aligned}\text{Total biaya} &= \frac{330}{90} \times \text{Rp } 114.430.920.165 \\ &= \text{Rp } 419.580.040.607,-\end{aligned}$$

B. Biaya Variabel Tambahan

- Perawatan dan Penanganan Lingkungan

Diperkirakan biaya perawatan dan penanganan lingkungan 10% dari biaya variabel bahan baku (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Perawatan Lingkungan} &= 10\% \times \text{Rp } 419.580.040.607 \\ &= \text{Rp } 41.958.004.061,-\end{aligned}$$

- Biaya Variabel Pemasaran dan Distribusi

Diperkirakan biaya pemasaran dan distribusi 1% dari biaya variabel bahan baku (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Perawatan Pemasaran} &= 1\% \times \text{Rp } 419.580.040.607 \\ &= \text{Rp } 4.195.800.406,-\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total Biaya Variabel Tambahan} &= \text{Rp } 41.958.004.061 + \text{Rp } 4.195.800.406 \\ &= \text{Rp } 46.153.804.467,-\end{aligned}$$

C. Biaya Variabel Lainnya

Diperkirakan biaya variabel lainnya 5% dari biaya tambahan (Timmerhaus *et al.*, 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Perawatan Lingkungan} &= 5\% \times \text{Rp } 46.153.804.467 \\ &= \text{Rp } 2.307.690.223,-\end{aligned}$$

$$\text{Total Biaya Variabel} = \text{Rp } 468.041.535.297,-$$

$$\begin{aligned}
\text{Total Biaya Produksi} &= \text{Biaya Tetap} + \text{Biaya Variabel} \\
&= \text{Rp } 55.308.193.021 + \text{Rp } 468.041.535.297 \\
&= \text{Rp } 468.041.535.297,-
\end{aligned}$$

LD.4 Perkiraan Laba/Rugi Perusahaan

Total Penjualan:

$$\begin{aligned}
\text{Harga Sirup Glukosa} &= 30.000/\text{kg} \\
\text{Produksi Sirup Glukosa} &= 20.000.000 \text{ kg/tahun} \\
\text{Penjualan Sirup Glukosa Pertahun} &= \text{Rp } 600.000.000.000,-
\end{aligned}$$

LD.4.1 Laba Sebelum Pajak (Bruto)

$$\begin{aligned}
\text{Laba Atas Penjualan} &= \text{Total Penjualan} - \text{Total Biaya} \\
\text{Produksi} &= \text{Rp } 600.000.000.000 - \text{Rp } \\
&468.041.535.297 \\
&= \text{Rp } 76.650.271.682,-
\end{aligned}$$

Bonus perusahaan untuk karyawan 0,5% dari keuntungan perusahaan:

$$\begin{aligned}
\text{Bonus Karyawan} &= 0,5\% \times \text{Rp } 76.650.271.682 \\
&= \text{Rp } 383.251.358,-
\end{aligned}$$

Pengurangan bonus atas penghasilan bruto sesuai dengan UU Republik Indonesia No. 17 Pasal 6 Ayat 1, sehingga:

$$\begin{aligned}
\text{Laba Sebelum Pajak} &= \text{Rp } 76.650.271.682 - \text{Rp } 383.251.358 \\
&= \text{Rp } 76.267.020.324,-
\end{aligned}$$

LD.4.2 Pajak Penghasilan

Dasar hukum untuk pajak penghasilan adalah UU Nomor 7 tahun 1983. Setelah itu, mengalami perubahan berturut-turut, mulai dari UU No. 17 tahun 1991, UU No. 10 tahun 1994, UU No. 17 tahun 2000, dan UU No. 36 tahun 2008.



Penghasilan Kotor/Bruto (Rp)	Tarif Pajak
Kurang dari Rp 4,8 Miliar	1% × Penghasilan Kotor (Peredaran Bruto)
Lebih dari Rp 4,8 Miliar s/d Rp 50 Miliar	(0,25 – (0,6 Miliar/Penghasilan Kotor)) × PKP
Lebih dari Rp 50 Miliar	25% × PKP

$$\text{Total Pajak Penghasilan} = 25\% \times \text{Rp } 76.267.020.324$$

$$= \text{Rp } 19.066.755.081,-$$

$$\text{Laba setelah Pajak} = \text{Laba sebelum pajak} - \text{PPh}$$

$$= \text{Rp } 76.267.020.324 - \text{Rp } 19.066.755.081$$

$$= \text{Rp } 57.202.428.325,-$$

LD.5 Analisa Aspek Ekonomi

A. Profit Margin (PM)

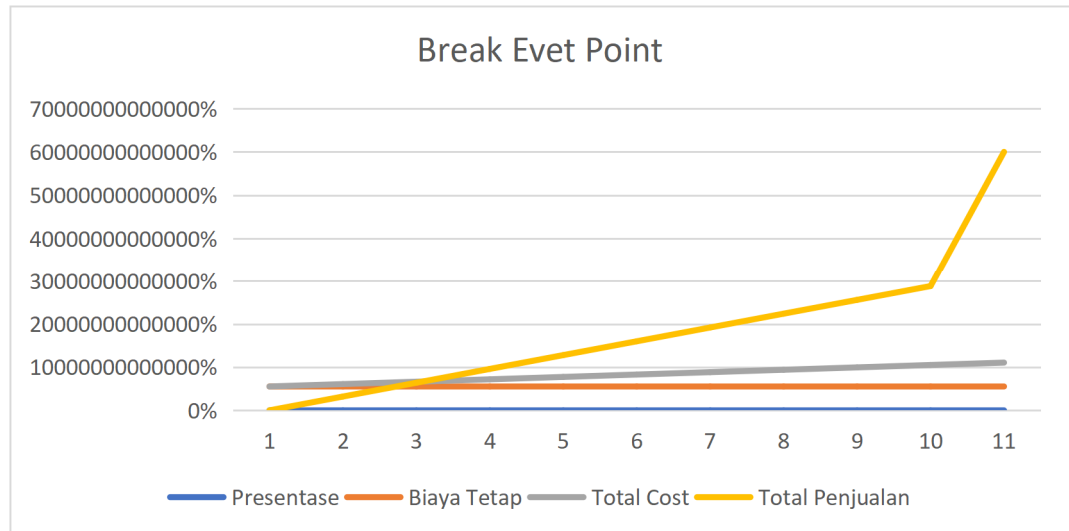
$$\begin{aligned} \text{PM} &= \frac{\text{Laba sebelum Pajak}}{\text{Total Penjualan}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 76.267.020.324}{\text{Rp } 600.000.000.000} \times 100\% \\ &= 12,7\% \end{aligned}$$

B. Break Even Point (BEP)

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{Biaya Tetap}}{\text{Total Penjualan} - \text{Biaya Variabel}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 55.308.193.021}{\text{Rp } 600.000.000.000 - \text{Rp } 468.041.535.297} \times 100\% \\ &= 42\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi pada Titik BEP} &= 42\% \times 20.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 8.382,67 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nilai Penjualan pada Titik BEP} &= 42\% \times 20.000.000 \\ &= 8.382.666,95 \end{aligned}$$



Gambar LD.1 Grafik Break Even Point

Tabel LD.10 Data Perhitungan BEP

Presentase	Biaya Tetap	Total Cost	Total Penjualan
0%	Rp55.308.193.021	Rp 55.308.193.021	Rp0
10%	Rp55.308.193.021	Rp 60.839.012.323	Rp32.000.000.000
20%	Rp55.308.193.021	Rp 66.369.831.626	Rp64.000.000.000
30%	Rp55.308.193.021	Rp 71.900.650.928	Rp96.000.000.000
40%	Rp55.308.193.021	Rp 77.431.470.230	Rp128.000.000.000
50%	Rp55.308.193.021	Rp 82.962.289.532	Rp160.000.000.000
60%	Rp55.308.193.021	Rp 88.493.108.834	Rp192.000.000.000
70%	Rp55.308.193.021	Rp 94.023.928.136	Rp224.000.000.000
80%	Rp55.308.193.021	Rp 99.554.747.438	Rp256.000.000.000
90%	Rp55.308.193.021	Rp105.085.566.741	Rp288.000.000.000
100%	Rp55.308.193.021	Rp110.616.386.043	Rp600.000.000.000

C. Return On Investment (ROI)

$$\begin{aligned} \text{ROI (sebelum pajak)} &= \frac{\text{Laba sebelum Pajak}}{\text{Total Modal Investasi}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 76.267.020.324}{\text{Rp } 196.822.990.599} \times 100\% \\ &= 39\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ROI (setelah pajak)} &= \frac{\text{Laba setelah Pajak}}{\text{Total Modal Investasi}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp } 76.650.271.682}{\text{Rp } 196.822.990.599} \times 100\% \\
 &= 29\%
 \end{aligned}$$

D. *Pay Out Time (POT)*

$$\begin{aligned}
 \text{POT (sebelum pajak)} &= \frac{1}{ROI} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= \frac{1}{39\%} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 3 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{POT (setelah pajak)} &= \frac{1}{ROI} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= \frac{1}{29\%} \times 1 \text{ tahun} \\
 &= 2 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

E. *Cash Flow*

$$\begin{aligned}
 \text{Cash Flow} &= \text{Laba Bersih} + \text{Depresiasi} \\
 &= \text{Rp } 76.650.271.682 + \text{Rp } 4.569.156.534 \\
 &= \text{Rp } 61.769.421.776,-
 \end{aligned}$$

F. *Net Present Value (NPV)*

Tabel LD.11 Data Perhitungan NPV

Tahun	Kapasitas	Cash Flow	PV
0	0	-Rp196.822.990.599	-Rp196.822.990.599
1	60%	Rp42.065.559.672	Rp 34.316.345.431
2	80%	Rp56.087.412.896	Rp 42.365.858.557
3	100%	Rp61.769.421.776	Rp 49.034.558.515
4	100%	Rp61.769.421.776	Rp 45.402.368.996
5	100%	Rp61.769.421.776	Rp 42.039.230.552
6	100%	Rp61.769.421.776	Rp 38.925.213.474
7	100%	Rp61.769.421.776	Rp 36.041.864.327
8	100%	Rp61.769.421.776	Rp 33.372.096.599
9	100%	Rp61.769.421.776	Rp 30.900.089.444
10	100%	Rp61.769.421.776	Rp 28.611.193.930
NPV			Rp184.185.829.226

Dengan menggunakan nilai suku bunga bank sebesar 8% (Bank Mandiri, 2021) didapat selisih NPV dan Modal Investasi bernilai positif yaitu sebesar Rp Rp184.185.829.226. Hal ini menandakan investasi pendirian pabrik sirup glukosa layak untuk dilanjutkan.

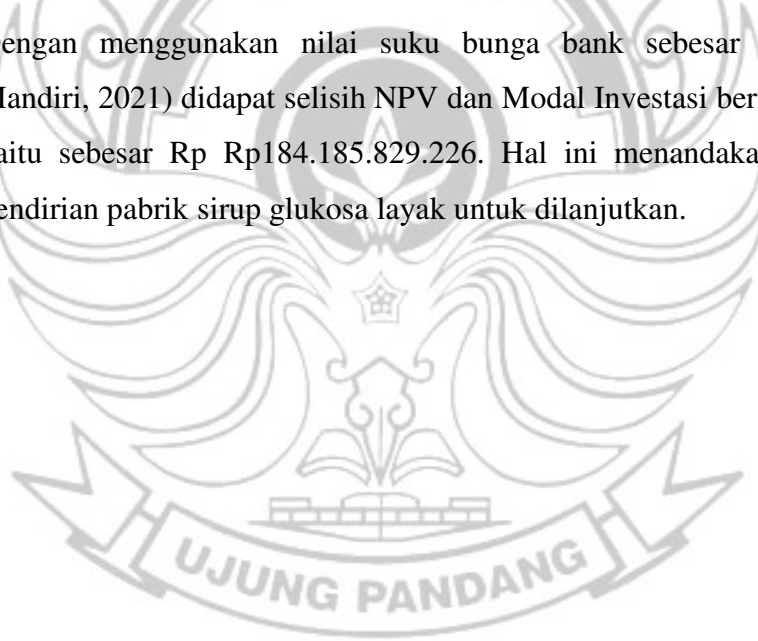
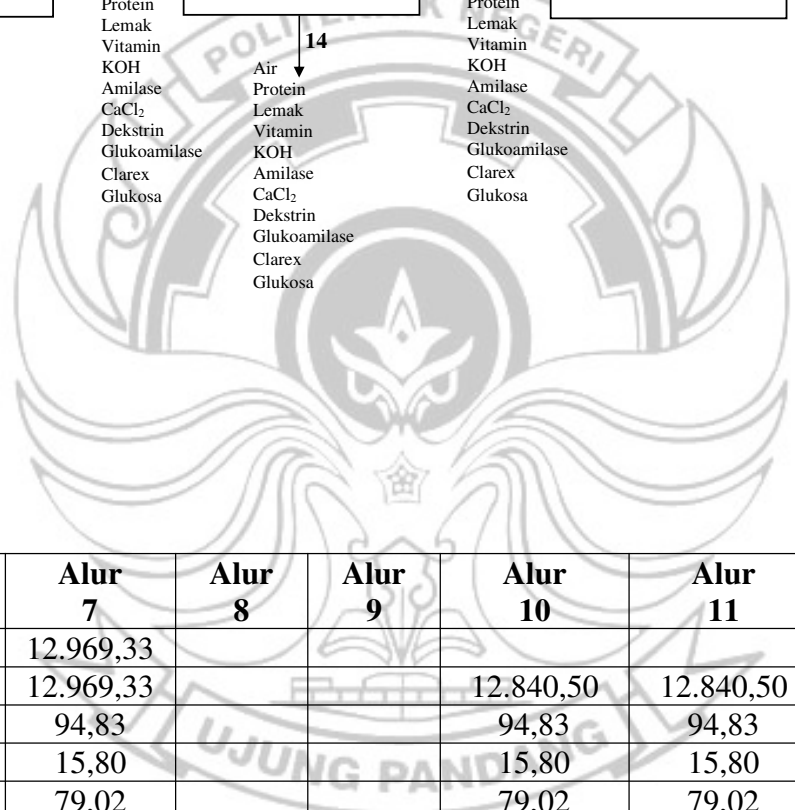
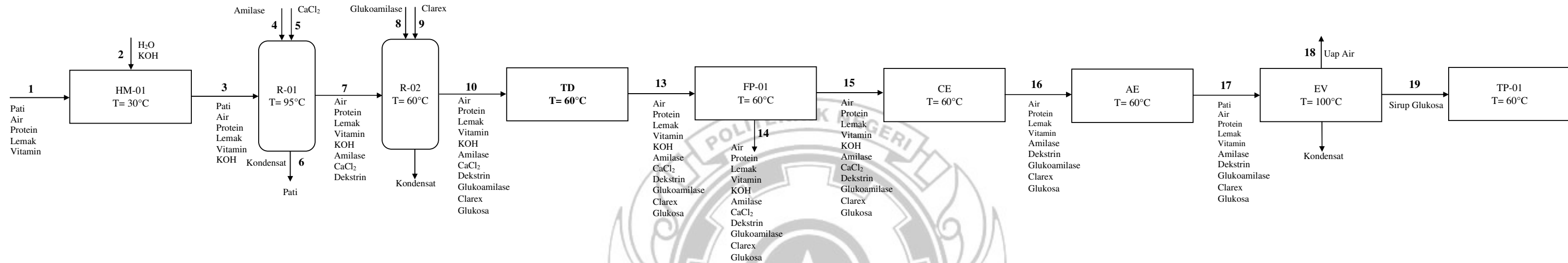
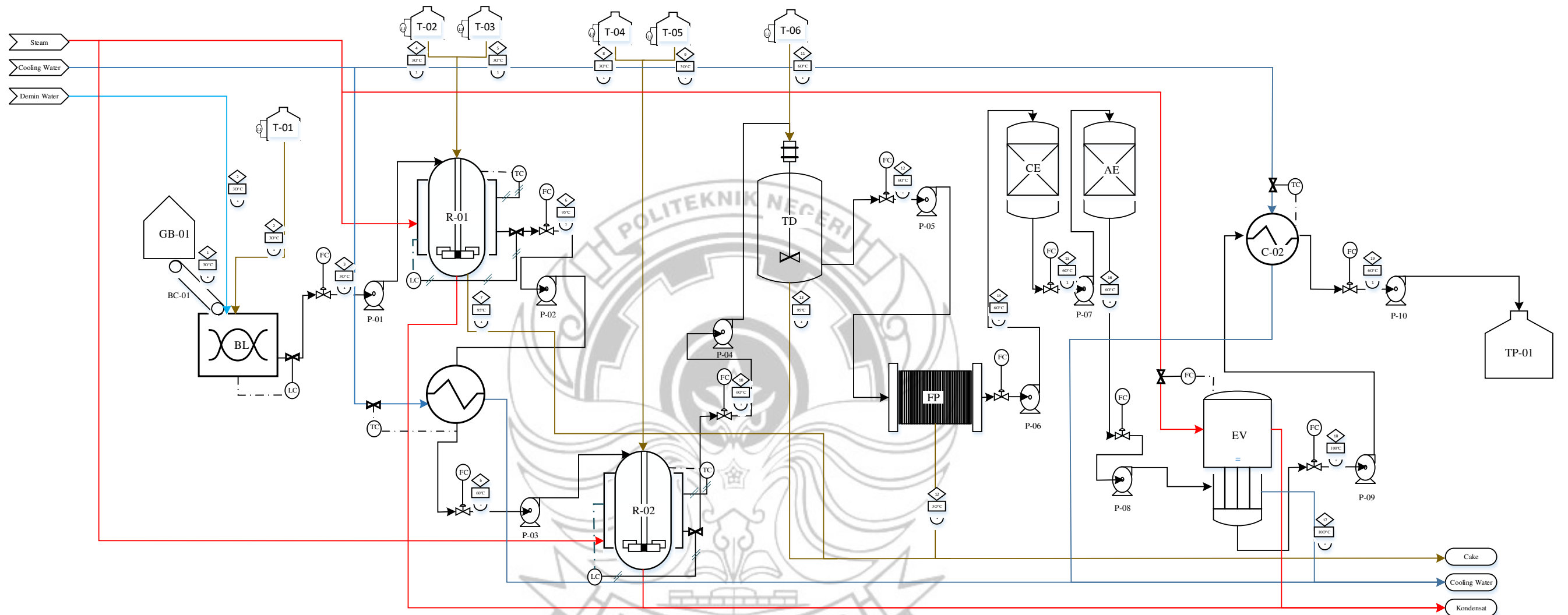


DIAGRAM ALIR PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PISANG RAJA DENGAN PROSES HIDROLISIS PATI SECARA ENZIMATIS KAPASITAS PRODUKSI 20.000 TON/TAHUN



Komponen	Alur 1	Alur 2	Alur 3	Alur 4	Alur 5	Alur 6	Alur 7	Alur 8	Alur 9	Alur 10	Alur 11	Alur 12	Alur 13	Alur 14	Alur 15	Alur 16	Alur 17
Pati	2.512,96		2.512,96			122,13	12.969,33										
Air	5.199,77	7.902,38	13.102,15				12.969,33			12.840,50	12.840,50	256,81	12.538,69	12.583,78	12.583,78	9.209	3.374,90
Protein	94,83		94,83				94,83			94,83	94,83	92,93	1,90	1,90	1,90		1,90
Lemak	15,80		15,80				15,80			15,80	15,80	15,49	0,32	0,32	0,32		0,32
Vitamin	79,02		79,02				79,02			79,02	79,02	77,44	1,58	1,58	1,58		1,58
KOH		14,78	14,78				14,78			14,78	14,78	14,48	0,30	0,30			
Amilase				17,56			17,56			17,56	17,56	17,21	0,35	0,35	0,35		0,35
CaCl ₂					17,56		17,56			17,56	17,56	17,21	0,35	0,35			
Dekstrin							2.523,66			75,71	75,71	74,20	1,51	1,51	1,51		1,51
Glukoamilase								4,39		4,39	4,39	4,30	0,18	0,18	0,18		0,18
Clarex									8,78	8,78	8,78	8,60	0,09	0,09	0,09		0,09
Glukosa										2.576,79	2.576,79	51,54	2.525,25	2.525,25	2.525,25		2.525,25
Total	7.902,38	7.917,16	15.819,55	17,56	17,56	122,13	15.732,56	4,39	8,78	15.745,73	15.745,73	630,22	15.115,51	15.115,07	15.115,07	9.209	2.525,25

DIAGRAM ALIR (FLOWSHEET) PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PISANG DENGAN METODE HIDROLISIS SECARA ENZIMATIS KAPASITAS PRODUKSI 20.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Alur Proses																			Kode	Keterangan Alat	Kode	Keterangan Alat
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19				
Pati	2513,0	0,0	2513,0	0,0	0,0	0,0	122,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	12583,8	12583,9	9209,0	3374,9	R-01	Reaktor 1	P-09	Pump Evaporator	
Air	5199,8	0,0	13102,2	0,0	0,0	12969,3	0,0	0,0	0,0	12840,5	0,0	12840,5	0,0	256,8	12583,7	1,9	1,9	0,0	1,9	C-01	Cooler 1	T-01	Tangki KOH
Protein	94,8	0,0	94,8	0,0	0,0	94,8	0,0	0,0	0,0	94,8	0,0	94,8	0,0	92,9	1,9	0,3	0,3	0,0	0,3	C-02	Cooler 2	T-02	Tangki Takatherm
Lemak	15,8	0,0	15,8	0,0	0,0	15,8	0,0	0,0	0,0	15,8	0,0	15,8	0,0	15,5	0,3	1,6	1,6	0,0	1,6	R-02	Reaktor 2	T-03	Tangki CaCl2
Vitamin	79,0	0,0	79,0	0,0	0,0	79,0	0,0	0,0	0,0	79,0	0,0	79,0	0,0	77,4	1,6	0,0	0,0	0,0	0,4	FP-01	Filter press	T-04	Tangki Diazyme
KOH	0,0	14,8	14,8	0,0	0,0	14,8	0,0	0,0	0,0	14,8	0,0	14,8	0,0	14,5	0,3	0,0	0,0	0,0	0,0	EV	Evaporator	T-05	Tangki Clarex
CaCl2	7902,4	0,0	15819,5	0,0	17,6	17,6	0,0	0,0	0,0	17,6	0,0	17,6	0,0	17,2	0,4	0,4	0,4	0,0	0,2	TP	Tangki Produk	T-06	Tangki Karbon Aktif
Enzim amilase	0,0	0,0	0,0	17,6	0,0	17,6	0,0	0,0	0,0	17,6	0,0	17,6	0,0	17,2	0,4	1,5	1,5	0,0	0,1	TD	Tangki Decolorizing	Kode	Keterangan Simbol
Dekstrin	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2523,7	0,0	0,0	0,0	75,7	0,0	75,7	0,0	74,2	1,5	0,2	0,2	0,0	2525,3	BC	Belt Conveyor	FC	Flow Control
Clarex	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	8,8	8,8	0,0	8,8	0,0	8,6	0,2	0,1	0,1	9209,0	5906,1	CE	Cation Exchanger	LC	Level Control
E.Glukoamilase	1,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	4,4	0,0	4,4	0,0	4,4	0,0	4,3	0,1	2525,3	2525,3	15115,1	0,0	AE	Anion Exchanger	TC	Temperatur Control
Glukosa	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2576,8	0,0	2576,8	0,1	51,5	2525,3	0,2	15115,1	0,0	0,0	P-01	Pump Hammer Mill	LI	Level indikator
Karbon Aktif	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,1	0,0	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	P-02	Pump Reaktor 1		No. arus
																				P-03	Pump Cooler		
																				P-04	Pump Reaktor 2		
																				P-05	Pump T.Decolorizing		Tekanan (atm)
																				P-06	Pump Filter Press		
																				P-07	Pump Anion Exchanger		Suhu (°C)
																				P-08	Pump Cation Exchanger		

Prodi D4 Teknologi Kimia Industri
Jurusan Teknik Kimia Politeknik
Negeri Ujung Pandang
Dikerjakan Oleh:
 Anggita Jolymisa Eka Rimma
 Jois Aprianti .P
Dosen Pembimbing:
 Ir. Barlian Hasan., M.T.
 Dr. Fajriyati Mas'ud, STP., M.Si.