PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI TEPUNG TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIMATIS

KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Konsentrasi Teknik Kimia



Disusun Oleh:

Nama	**: Alfan Wahyu Muliadi**	**Nama**	**: Aulia Zahra**
NIM	**: 16521054**	**NIM**	**: 16521234**

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2020

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama	**: Alfan Wahyu Muliadi**	**Nama**	**: Aulia Zahra**
NIM	**: 16521054**	**NIM**	**: 16521234**

Yogyakarta, 09 September 2020

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini telah ditulis sesuai dengan kaidah ilmiah. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian tidak sesuai dengan kaidah ilmiah, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Alfan Wahyu Muliadi



Aulia Zahra

Dipindai dengan CamScanner

LEMBAR PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA MENGGUNAKAN TEPUNG TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIMATIS

KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama	**: Alfan Wahyu Muliadi**	**Nama**	**: Aulia Zahra**
NIM	**: 16521054**	**NIM**	**16521234**

Yogyakarta, 10 September 2020

Pembimbing I	**Pembimbing II**
Ir. Daiyono, MSI., C.Text ATI.	**Nur Indah Fajar Mukti, S.T.,M.Eng.**

Dipindai dengan CamScanner

iii

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI TEPUNG TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIMATIS KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama	**: Alfan Wahyu M**	**Nama**	**: Aulia Zahra**
NIM	**: 16521054**	**NIM**	**: 16521234**

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, September 2020

Tim Penguji,

Ketua

Ir. Dalyono, MSI., C.Text ATI. _____

Dr. Khamdan, S.T., M.Sc. _____
Anggota 1

Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng. _____
Anggota 2

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri Universitas

Islam Indonesia

Dr. SuharnoRusdi

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

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

Tugas Akhir Perancangan Pabrik yang berjudul "**Pra Rancangan Pabrik Sirup Glukosa Menggunakan Tepung Tapioka Dengan Proses Hidrolisis Enzimatis Kapasitas 35.000 Ton/Tahun**", disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama bangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah SWT yang telah berperan besar atas segala keridhoan-Nya dalam memperlancar penyusunan Tugas Perancangan Pabrik.
2. Ayahanda Nana Supriyatna, S.P. dan Ibunda Euis Tetty Susmiati, S.P. tercinta beserta keluarga Aulia Zahra yang selalu memberikan dukungan baik moril maupun materil.
3. Ayahanda Arujin Abas dan Ibunda Sri Hartati tercinta beserta keluar Alfan Wahyu yang selalu memberikan dukungan baik moril maupun materil.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Ir. Dalyono, MSI., C.Text ATI. dan Ibu Nur Indah Fajar Mukti, S.T.,

M.Eng., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

6. Seluruh teman-teman seperjuangan khususnya mahasiswa Teknik Kimia angkatan 2016, yang selalu memberikan dukungan, semangat, serta doa.
7. Serta semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa di dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan. Oleh kareana itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun dari pembaca, untuk perbaikan kedepannya. Akhir kata semoga laporan ini bermanfaat bagi semua pihak, Amin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 10 September 2020

Penulis

ABSTRAK

Sirup Glukosa adalah jenis gula yang termasuk kedalam monosakarida dengan rumus molekul $C_6H_{12}O_6$. Memiliki warna putih, manis, tidak berbau, dan dapat dibuat dari bahan berpati seperti tapioka, sagu, atau dan pati jagung. Kegunaan sirup glukosa adalah sebagai bahan baku pada industri makanan & minuman. Untuk memenuhi kebutuhan pasar, maka dirancang pabrik sirup glukosa dari tepung tapioka dengan kapasitas 35.000 ton/tahun. Untuk pemilihan wilayah pendirian pabrik perlu diperhatikan beberapa faktor, antara lain penyedian bahan baku, transportasi, tenaga kerja, pemasaran, serta utilitas, dengan pertimbangan tersebut dipilihlah lokasi pabrik yang cukup strategis yaitu di Lampung Tengah, Lampung. Pabrik ini membutuhkan bahan baku tepung tapioka sebesar 31978 ton/tahun. Proses utama didalam pabrik ini adalah proses hidrolisis enzimatis tepung tapioka menjadi Sirup Glukosa, didukung oleh enzim *α-amilase* dan enzim *glukoamilase.* Tepung Tapioka yang disimpan di gudang dialirkan kedalam mixer untuk melarutkan pati dengan menambahkan air bersuhu 95^{o}C dan $CaCl_2$ hingga konsentrasi *slurry* menjadi 35% w/w basis pati kering. Kemudian *slurry* dialirkan menuju reaktor liquifikasi untuk penambahan enzim *α-amilase* dengan kondisi operasi sebesar 1 atm dan suhu 95^{o}C. Lalu dialirkan lagi menuju ke reaktor sakarifikasi dengan penambahan enzim *glukoamilase* dengan kondisi operasi 1 atm dan suhu 60^{o}C. Utilitas yang digunakan adalah steam sebanyak 8182 kg/jam, air pendingin sebesar 94944 kg/jam dan kebutuhan listrik sebanyak 886,3471 Kw. Hasil analisa ekonomi terhadap perancangan pabrik sirup glukosa diperoleh modal tetap yang dibutuhkan sebesar Rp 633 M. *Working capital* yang dibutuhkan adalah sebesar Rp 309 M. Dari hasil studi kelayakan bisa diperoleh hasil untuk ROI *before tax* 30 % dan ROI *after tax* 14 %. POT *before tax* sebesar 2,5 tahun dan POT *after tax* 4 tahun. BEP berada pada titik 46,90 % dan *Shut Down Point* berada pada titik 23,87 %.Untuk DCFR sendiri diperoleh nilai sebesar 17,48 %. Secara keseluruhan dari hasil tersebut, pabrik ini layak untuk ditinjau lebih lanjut.

Kata-kata kunci : Sirup Glukosa, Enzimatis, Hidrolisis

ABSTRACT

Glucose syrup is a type of sugar that belongs to a monosaccharide with the molecular formula C6H12O6. It has a white color, sweet, has no smell, and can be made from starchy ingredients such as tapioca, sago, or corn starch. The use of glucose syrup is as a raw material in the food & beverage industry. To meet market demand, a plant designed for glucose syrup from tapioca flour with a capacity of 35,000 tons / year. Several factors need to be taken into account in selecting the area for the establishment of a factory, including the supply of raw materials, transportation, labor, marketing, and utilities. With these considerations a strategic location for the factory was chosen, namely in Central Lampung, Lampung. This factory requires raw materials of tapioca flour for 31978 tons per year. The main process in this factory is the enzymatic hydrolysis of tapioca starch into glucose syrup, supported by the α-amylase and glucoamylase enzymes. Tapioca flour stored in the warehouse is flowed into a mixer to dissolve the starch by adding 95oC water and CaCl2 until the slurry concentration becomes 35% w / w dry starch basis. Then the slurry is flowed to the liquification reactor to add α-amylase enzyme with an operating condition of 1 atm and a temperature of 95oC. Then it flows again to the saccharification reactor with the addition of the enzyme glucoamylase with operating conditions of 1 atm and a temperature of 60oC. The utilities used are steam as much as 8182 kg / hour, cooling water of 94944 kg / hour and electricity demand of 886.3471 Kw. The results of the economic analysis on the design of the glucose syrup factory obtained the required fixed capital amounting to Rp 633 M. The working capital required is IDR 309 M. From the results of the feasibility study, the results for ROI before tax are 30 % and ROI after tax is 14 %. POT before tax is 2,5 years and POT after tax is 4 years. BEP is at 46,90 % and Shut Down Point is at 23,87 %. For DCFR itself, the value is 17,48 %. Overall from these results, this factory is worthy of being founded.

Keywords : *Glucose Syrup, Enzimatic, Hydrolysys.*

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR v
ABSTRAK vii
DAFTAR ISI ix
BAB I PENDAHULUAN 1
1.1 Latar Belakang 1
1.2 Tinjauan Pustaka 4
1.2.2 Tepung Tapioka 6
1.2.3 Sirup Glukosa 7
1.2.4 Enzim amilase 9
1.2.5 Enzim glukoamilase 10
1.2.6 Proses Hidrolisis Pati 11
BAB II PERANCANGAN PRODUK 14
2,1 Spesifikasi Produk 14
2.1.1 Glukosa (Sirup Glukosa) 14
2.2 Spesifikasi Bahan 15
2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku 15
2.2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung 16
2.3 Pengendalian Kualitas 17
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku 17
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi 18
2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk 19
BAB III PERANCANGAN PROSES 20
3.1 Uraian Proses 20
3.1.1 Persiapan Bahan Baku 20
3.1.2 Proses Hidrolisa 21
3.1.3 Proses Pemurnian Produk 23
3.2 Spesifikasi Alat 25
3.3 Perencanaan Produksi 53
3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan baku 53
3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses 53
BAB IV PERANCANGAN PABRIK 54
4.1 Lokasi Pabrik 54
4.2 Tata Letak Pabrik 56
4.3 Tata Letak Alat Proses 61

4.4 Alir Proses dan Material 63
4.4.1 Neraca Massa 63
4.4.2 Neraca Panas 68
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas) 74
4.5.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*) 74
4.5.2 Unit Pengadaan Steam 80
4.5.3 Unit Pengadaan Listrik 81
4.5.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar 81
4.5.5 Unit Penyediaan Udara Instrumen 81
4.5.6 Unit Pengolahan Limbah 81
4.5.7 Spesifikasi Alat Utilitas 83
4.6 Organisasi Perusahaan 110
4.6.1 Bentuk Organisasi Perusahaan 110
4.6.2 Struktur Organisasi Perusahaan 111
4.6.3 Tugas dan Wewenang 115
4.6.4 Status Karyawan dan Sistem Penggajian 122
4.7 Evaluasi Ekonomi 131
4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan 132
4.7.2 Perhitungan Biaya 135
4.7.3 Analisa Kelayakan 143
BAB V PENUTUP 153
5.1 Kesimpulan 153
5.2 Saran 154
DAFTAR PUSTAKA 155
LAMPIRAN

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Data Impor Sirup Glukosa 3
Gambar 4.1 Layout Pabrik Sirup Glukosa 60
Gambar 4.2 Layout Alat Proses 62
Gambar 4.3 Diagram Kualitatif 72
Gambar 4.4 Diagram Kuantitatif 73
Gambar 4.5 Diagran Unit Utilitas 82
Gambar 4.6 Bagan Organisasi 114
Gambar 4.7 Korelasi Kapasitas Produksi terhadap Biaya atau Penjualan 152

DAFTAR TABEL

Table 1.1 Kebutuhan Impor Sirup Glukosa 2
Table 1.2 Pabrik Sirup Glukosa Di Indonesia 3
Table 1.3 Nama Pabrik Tepung Tapioka 4
Table 1.4 Klasifikasi dan Standar Mutu Tepung Tapioka 6
Table 1.5 Standar Mutu Sirup Glukosa 8
Table 1.6 Uraian Metode Hidrolisis Asam dan Hidrolisis Enzim 12
Table 4.1 Rincian luas tanah dan bangunan pabrik 58
Table 4.2 Neeraca Massa Total 63
Table 4.3 Neraca Massa Mixer 64
Table 4.4 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi (RL-01) 64
Table 4.5 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi (RL-02) 65
Table 4.6 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi (RL-03) 65
Table 4.7 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi (RS-01) 66
Table 4.8 Neraca Massa Ultrafiltration Membrane 66
Table 4.9 Neraca Massa kation Exchanger 67
Table 4.10 Neraca Massa Anion Exchanger 68
Table 4.11 Neraca Massa Evaporator 68
Table 4.12 Neraca Massa Heater (HE-01) 68
Table 4.13 Neraca Massa Mixer (M-01) 69
Table 4.14 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi (RL-01) 69
Table 4.15 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi (RL-02) 69
Table 4.16 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi (RL-03) 70
Table 4.17 Neraca Panas Cooler (CL-01) 70
Table 4.18 Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi 70
Table 4.19 Neraca Panas Heater (HE-02) 70
Table 4.20 Neraca Panas Evaorator 71
Table 4.21 Neraca Panas Cooler (CL-02) 71
Table 4.22 Jumlah Kebutuhan air proses 75
Table 4.23 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin 75
Table 4.24 Jumlah Kebutuhan Air Umpan Boiler 76
Table 4.25 Jumlah Kebutuhan Air Domestik 77
Table 4.26 Kebutuhan Air Sungai 77
Table 4.27 Jabatan dan Prasyarat 124
Table 4.28 Jadwal Kerja Karyawan 127
Table 4.29 Jumlah Karyawan dan Gaji 128
Table 4.30 Indeks harga 133
Table 4.31 Physical Plant Cost (PPC) 137
Table 4.32 Direct Plant Cost (DPC) 137
Table 4.33 Fixed Capital Investment (FCI) 138
Table 4.34 Working Capital Investment 139
Table 4.35 Direct Manufacturing Cost 140
Table 4.36 Indirect Manufacturing Cost 141
Table 4.37 Fixed Manufacturing cost (FMC) 142
Table 4.38 Manufacturing Cost 142
Table 4.39 General Expanse 143

Table 4.40 Total Production Cost 143
Table 4.41 Fixed Cost (Fa) 147
Table 4.42 Variable Cost (Va) 147
Table 4.43 Regulated Cost (Ra) 147
Table 4.44 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi 151

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Ubi kayu merupakan tanaman yang penting bagi negara beriklim tropis seperti Nigeria, Brazil, Thailand, dan juga Indonesia. Di Indonesia, ubi kayu menjadi salah satu tanaman yang banyak ditanam hampir di seluruh wilayah dan menjadi sumber karbohidrat utama setelah beras dan jagung. Daerah penghasil ubi kayu terbesar di Indonesia terletak di daerah Lampung, Jawa Tengah dan Jawa Timur. Potensi produksi ubi kayu di Indonesia begitu besar dengan luas lahan penanaman mencapai 1.4 juta hektar dan rata-rata produksi ubi kayu mencapai 24.56 juta ton (BPS, 2018). Ubi kayu (*Manihot utilisima*) merupakan salah satu hasil pertanian yang mengandung karbohidrat dan sumber kalori yang cukup tinggi (161 Kkal), umbinya mengandung air sekitar 60%, pati (25-35%), protein, mineral, serat, kalsium, dan fosfat (Noerwijati & Mejaya, 2015).

Tapioka (pati ubi kayu) merupakan hasil industri dari ubi kayu. Proses ekstraksi yang mudah dan hasil tapioka yang diperoleh memiliki konversi sekitar 93,56% membuat tapioka baik dimanfaatkan pada industri pangan, industri kertas, industri tekstil dan industri kimia (Johnson & Padmaja, 2013). Dalam industri pangan, tapioka biasa digunakan sebagai bahan baku pembutan sirup glukosa. Sirup glukosa merupakan salah satu produk bahan pemanis berbentuk cairan, tidak berbau dan tidak berwarna. Glukosa termasuk dalam kelompok monosakarida dengan rumus kimia $C_6H_{12}O$. Dalam industri makanan, sirup glukosa (*glucose syrup*) biasanya digunakan sebagaipenyedap rasa, pembuatan *monosodium glutamat, Caramels, Jelies, Pastilles, Marsh mallow, Maltodextrins, Coffee whitener, dessert powders* dan lain-lain.

Sirup glukosa dari tapioka diperoleh dari proses hidrolisis. Hidrolisis adalah proses dekomposisi kimia dengan menggunakan air untuk memisahkan ikatan kimia dari substansinya. Hidrolisis pati merupakan proses pemecahan molekul amilum menjadi bagian-bagian penyusunnya yang lebih sederhana seperti dekstrin, isomaltosa, maltosa dan glukosa.

Di Indonesia sendiri kebutuhan sirup glukosa mengalami perubahan dari tahun ke tahun. Berikut adalah tabel kebutuhan impor sirup glukosa di Indonesia.

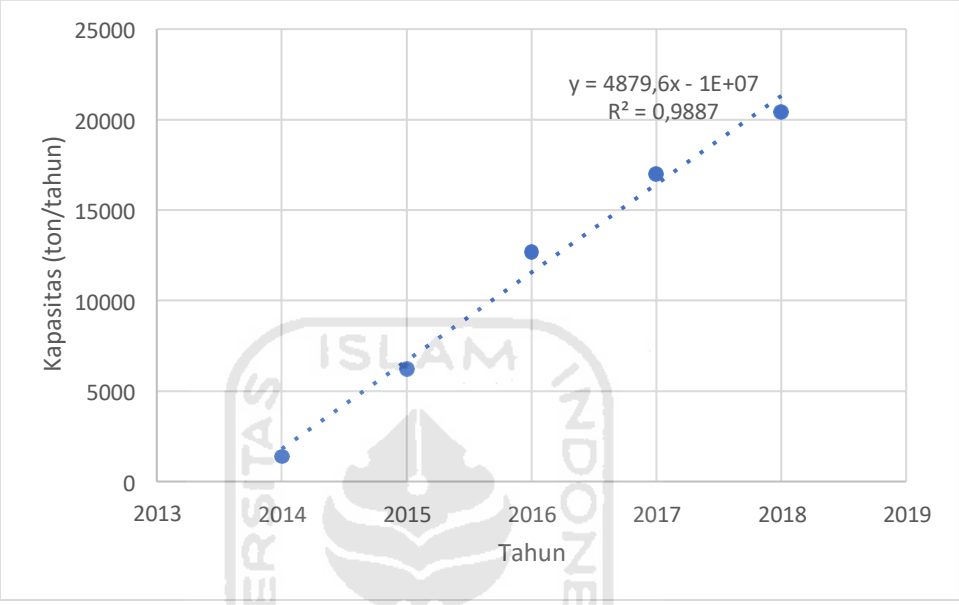
Table 1.1 Kebutuhan Impor Sirup Glukosa

Tahun	Kebutuhan Impon (ton/tahun)
2010	1166,295
2011	906,842
2012	3273,456
2013	2001,609
2014	1413,033
2015	6242,543
2016	12707,647
2017	16986,87
2018	20439,101
2019	17737,39

Sumber : Badan Pusat Statistik,2019

Sumber : *www.bps.go.id*

Data ekspor Sirup Glukosa tidak berhasil ditemukan sehingga dianggap tidak ada ekspor, maka dengan data yang didapatkan hanya data impor dapat dicari dengan cara regresi linier dengan menggunakan excel, sebagai berikut :



Gambar 1.1 Grafik Data Impor Sirup Glukosa

Dengan menggunakan metode regresi linear diperoleh persamaan:

$$y = 4879{,}6x - 9825809$$

Dimana x adalah jumlah tahun yang dihitung. Dari persamaan tersebut didapatkan kebutuhan sirup glukosa pada tahun 2025 sebesar 35.000 ton/tahun. Berikut adalah pabrik sirup glukosa yang sudah berdiri di Indonesia.

Table 1.2 Pabrik Sirup Glukosa Di Indonesia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)	Referensi
1.	PT. BAJ	Jawa Timur	18.000	Kemenperin.go.id
2.	PT. Assosiated British	Jawa Barat	72.500	www.abf.co.uk
3.	PT. Budi Starch and Sweeterner	Jawa Timur	54.000	Budistarchsweetener.com

Beberapa nama-nama pabrik tepung tapioka yang sudah ada dapat dilihat pada Tabel 1.3

Table 1.3 Nama Pabrik Tepung Tapioka

No.	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1.	PT. Wira Kencana Adi Perdana	Batanghari	6.500
2.	PT. Bumi Acid Jaya	Lampung Tengah	75.000
3.	PT. Eka Inti Tapioka	Lampung Tengah	37.500
4.	PT. Incasi Raya	Sumatra Barat	24.000
5.	PT. Budi Sentosa Perkasa	Jambi	3.000

Sumber : kemenperin.go.id

Dengan pertimbangan kebutuhan sirup glukosa didalam negeri dan kapasitas pabrik yang sudah ada, maka ditetapkan kapasitas rancangan pabrik sirup glukosa yang didirikan pada tahun 2025 sebesar 35.000 ton/tahun. Dengan berdirinya pabrik sirup glukosa ini, diharapkan dapat memenuhi kebutuhan sirup glukosa dalam negeri dan dapat menambah kapasitas ekspor. Serta keuntungan lain dengan berdirinya pabrik ini akan menciptakan lapangan kerja baru**.**

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Pati

Pati adalah polimer glukosa yang memiliki rumus molekul $(C_6H_{10}O_5)n$. 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 (Maarel, et al., 2002).

Karbohidrat golongan polisakarida banyak ditemakan 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 (Liu, 2005). Tumbuhan melakukan sintesa pati ketika proses fotosintesis yaitu pengubahan energi cahaya matahari menjadi energi kimia (Maarel, et al., 2002). Apabila diamati dengan mikroskop, pati memiliki bentuk dan ukuran yang berbeda-beda tergantung dari tumbuhan yang diekstrak menjadi pati (Poedjiadi, 1994).

Selain itu pati berperan sebagai sumber karbohidrat, pati juga berperan sebagai bahan aditif pada proses pengolahan makanan, misalnya sebagai penstabil dalam proses pembuatan puding (Souza & Magalhães, 2010). 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 (Liu, 2005).

1.2.2 Tepung Tapioka

Tepung Tapioka adalah pati yang diekstrak dari singkong. Tapioka memiliki banyak kegunaan diantaranya sebagai bahan baku pada industri pangan. Kandungan pati tapioka cukup tinggi yait sebesar 74,34% (Triyono,2006)

Standar mutu tepung tapioka di Indonesia tercantum dalam Standar Nasional Indonesia SNI 01-3729-1995. Klasifikasi dan standar mutu tepung tapioka dapat dilihat ada tabel 1.4.

Table 1.4 Klasifikasi dan Standar Mutu Tepung Tapioka

	Klasifikasi	**Keterangan**
A	Keadaan	
	1. Bau	Normal
	2. Warna	Normal
	3. Rasa	Normal
B	Benda asing	Tidak boleh ada
C	Serangga (bentuk stadia atau potongannya)	Tidak boleh ada
D	Jenis pati lain	Tidak boleh ada
E	Air %	Maksimum 13
F	Abu %	Maksimum 0,5
G	Serat kasar %	Maksimum 0,1
H	Derajat asam (MI NaOH 1N/100 gram)	Maksimum 4
I	SO_2 (Mg/Kg)	Maksimum 30

Lanjutan Table 1.4 Klasifikasi dan Standar Mutu Tepung Tapioka

	Klasifikasi	**Keterangan**
J	Bahan tambahan makanan (bahan pemutih)	Sesuai SNI 01-0222-1995
K	Kehalusan, lolos ayakan 100 mesh (%)	Minimum 95
L	Cemaran logam	
	1. Timbal (Pb) Mg/Kg	Maksimum 1,0
	2. Tembaga (Cu) Mg/Kg	Maksimum 10,0
	3. Seng (Zn) Mg/Kg	Maksimum 40,0
	4. Raksa (Hg) Mg/Kg	Maksimum 0,05
M	Cemaran Arsen (As) Mg/Kg	Maksimum 0,5
N	Cemaran mikroba	
	1. Angka lempengan koloni/gram	Maksimum 106
	2. E. Coli APM/gram	Maksimum 10
	3. Kapang koloni	Maksimum 104

Sumber: Badan Standarisasi Nasional, 2011

1.2.3 Sirup Glukosa

Sirup glukosa adalah salah satu produk behan 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 $C_6H_{12}O$.

Table 1.4 Standar Mutu Sirup Glukosa

Keadaan	Standar mutu glukosa
Bau	Tidak berbau
Rasa	Manis
Warna	Tidak berwarna
Air (% b/b)	≤ 20
Abu (%)	≤ 1
Gula pereduksi (% b/b)	≥ 30
Pati	Tidak nyata
Cemaran logam:	
- Timbal (Pb) mg/kg	≤ 1,0
- Tembaga (Cu) mg/kg	≤ 10,0
- Seng (Zn) mg/kg	≤ 25,0
- (As) mg/kg	≤ 0,5

Sumber: SNI 01-2978-1992

Sirup glukosa dapat diperoleh dari proses hidrolisis tapioka. Hidrolisis tapioka menjadi sirup glukosa dapat menggunakan katalis asam-asam, asam-enzim atau enzim-enzim. Pembuatan sirup glukosa dengan proses hidrolisis diharapkan dapat meningkatkan nilai *Dextrose Equivalent* (DE). *Dextrose Equivalent* (DE) adalah besaran yang menyatakan nilai total pereduksi pati atau produk modifikasi pati dalam satuan persen. DE bisa juga didefinisikan sebagai banyaknya total gula yang ada pada produk. DE yang dihasilkan dari proses hidrolisis tapioka

terganting dari katalis yang digunakan.

1.2.4 Enzim amilase

Amilase adalah enzim yang memiliki kemampuan untuk memecah ikatan glukosida pada polimer pati yang ada pada tepung tapioka. Kelompok enzim amilase ini mempunyai beberapa variasi dalam aktivitasnya, sangat spesifik dan tergantung pada tempatnya bekerja (Sianturi, 2008). Seiring dengan banyaknya dilakukan penelitian-penelitian mengenai enzim amilase, semakin banyak pula bertambahnya kelompok-kelompok enzim amilase tersebut. Beberapa kelompok dari enzim amilase yang suda ditemukan adalah α-amilase, β-amilase, dan γ-amilase (Aiyer, 2005).

Mekanisme kerja enzim α-amilase pada amilosa dibagi dalam dua tahap, pertama degradasi secara cepat molekul amilosa menjadi maltosa dan maltotriosa yang terjadi secara acak. Pada tahap ini terjadi penurunan kekentalan dengan cepat. Tahap kedua, degradasi α-amilase pada amilosa menghasilkan glukosa dan maltosa dengan laju lebih lambat dan tidak secara acak (Winarno, 1995). Aktivitas α-amilase dapat diukur berdasarkan penurunan kadar pati yang larut, kadar dekstrin yang terbentuk, dan pengukuran viskositas atau jumlah gula pereduksi yang terbentuk (Judoamidjojo dkk., 1989).

Aktivitas enzim α-amilase ditentukan dengan mengukur penurunan kadar pati yang larut dengan menggunakan substrat jenuh. Kejenuhan pati berpengaruh terhadap laju reaksi enzimatis. Apabila larutan pati terlalu jenuh maka enzim sulit terdifusi ke dalam larutan sehingga kerja enzim akan terhambat (Winarno, 1995).

1.2.5 Enzim glukoamilase

Enzim glukoamilase atau amiloglukosidase (a1,4 glukan glukohidrolase EC 3.2.1.3) adalah eksoamilase yang menghidrolisa ikatan a-1,4 secara berurutan dari ujung nonreduksi rantai amilosa, amilopektin dan glikogen dengan melepaskan glukosa (Fogarty & Kelly , 1979). Enzim ini juga menghidrolisa ikatan a-1,6 dan a -1-3, kecepatan bekerja dengan ikatan a-1,4 jauh lebih tinggi. Glukoamilase dapat dihasilkan oleh kapang, khamir maupun bakteri. Aspergillus oryzae adalah salah satu jenis kapang yang sangat penting peranannya dalam industri makanan seperti sake, kecap dan sebagai penghasil hidrolitik enzim seperti a-amylase, glukoamilase dan proteinase. Dalam industri sake glukoamilase sangat penting keberadaannya dan tingkat keberhasilan fermentasinya sangat tergantung pada aktivitas glukoamilase (Dae-Hee Ee, et al., 1995).

Mekanisme kerja enzim ini adalah memotong ikatan alfa-1,4 pada molekul pati. Enzim ini juga dapat memecah ikatan alfa-1,6, tetapi pada frekuensi yang lebih rendah. Hasil utama pemecahannya adalah glukosa, suatu bentuk sederhana dari molekul karbohidrat berjumlah atom C 6 (Mc Cabe, 2007).

1.2.6 Proses Hidrolisis Pati

Hidrolisis adalah proses dekomposisi kimia dengan menggunakan air untuk memisahkan ikatan kimia dari substansinya. Hidrolisis pati merupakan proses pemecahan molekul amilum menjadi bagian-bagian penyusunnya yang lebih sederhana seperti dekstrin, isomaltosa, maltosa dan glukosa.

Reaksi yang terjadi pada proses hidrolisis tapioka antara lain:

Reaksi utama

$(C_6H_{10}O_5)n + nH_2O \rightarrow C_6H_{10}O_5$

Reaksi samping

$2(C_6H_{10}O_5)n + nH_2O \rightarrow C_{12}H_{22}O_{11}$

$3(C_6H_{10}O_5)n + nH_2O \rightarrow C_{18}H_{32}O_{16}$

Ada beberapa macam proses pembuatan sirup glukosa melalui proses hidrolisis pati diantaranya:

1. Hidrolisis pati dengan enzim
2. Hidrolisis pati dengan asam

Tabel 1.5 Uraian Metode Hidrolisis Asam dan Hidrolisis Enzim

No.	Uraian	Metode Hidrolisis	
		Asam	Enzim
1.	Kondisi operasi		
	Tekanan (kg/cm³)	3	1
	Suhu (°C)	140-160	60-105
	Ph	2,3	4,5-6
2.	Proses		
	Konversi		97,7
	Daya korosi	Tinggi	Rendah
	DE (dextrose equivalent)	30-35	95-98
3.	Aspek ekonomi		
	Kebutuhan asam	Banyak	Sedikit
	Biaya peralatan	Mahal	Murah
	Energi	Besar	Kecil

Sumber : Christiani D, Winarni Pratjojo, dan Sri Mantini R.S. , 2015.

Dari dua macam proses diatas, proses yang digunakan dalam pembuatan Sirup Glukosa dari Pati Tapioka yaitu Hidrolisis Pati dengan Enzim. Dikarenakan hidrolisis pati dengan enzim lebih efisien dibandingkan dengan menggunakan metode hidrolisis asam.

Pada proses pembuatan sirup glukosa ini proses liquifikasi direaksikan dengan bantuan enzim α-*amilase* dengan konversi 97,7% . Di dalam reaktor reaksi tersebut bereaksi pada suhu 95℃ berjalan selama 40 menit dan berlangsung pada tekanan 1 atm. Dan selanjutnya proses sakarifikasi dengan bantuan enzim *glukoamilase* dengan konversi 97%. Di dalam reaktor reaksi tersebut beraksi pada suhu 60℃ berjalan selama 48 jam dan berlangsung pada tekanan 1 atm. (Patent. US 2012/0171731A1).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2,1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Glukosa (Sirup Glukosa)

Rumus Molekul	: $C_6H_{12}O_6$
Fase	: cair
Berat Molekul	: 180
Densitas	: 1,54 g/mL
Titik didih	: 104 -115 ^{0}C
pH	: 4,0 – 6,5
Titik lebur	: 146 ^{0}C
Kelarutan	: mudah larut dalam air
Spesific gravity	: 0,919 g/L
Kadar	: 85%

(SNI 01-2978-1992)

2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1.1 Tepung Tapioka (*starch*)

Rumus kimia	: $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$
Berat molekul	: 162000
Fase	: padat
Kecerahan	: 98,2 %
pH	: 4,4
Pati	: 86,45 %
Serat	: 0,09 %
Abu	: 0,17 %
Air	: 13,29 %

(Parlindungan, 2005)

2.2.1.2 Air (H2O)

Fase	: Cair
Rumus molekul	: H_2O
Densitas	: 1 kg/ liter
Titik didih	: 100 ^oC pada 1 atm
Titik leleh	: 0 ^0C pada 1 atm
Kapasitas Panas	: 0,99 kkal/ kg.^0C

(Siti Sangadah, 2020)

2.2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

2.2.2.1 Kalsium Klorida

Rumus kimia	: $CaCl_2$
Fase	: Padat
Berat Molekul	: 110,99 g/mol
Specific Gravity	:2,15
Kadar	: 400 ppm
Densitas	: 2,1520 kg/liter
Titik didih	: 1670 ^{0}C
Titik leleh	: 772 ^{0}C
Viskositas	: 0,1
	(Mc Graw-Hill hal 2-190)

2.2.2.2 Enzim α-amilase

Fase	: padat
Warna	: coklat
Berat molekul	: 53.000 gr/mol
Densitas	: 1,04 kg/liter
Viskositas	: 1 cP
pH optimum	: 6 – 6,5
Suhu optimum	: 90 -100 ^{0}C

2.2.2.3 Enzim glukoamilase

Fase	: cair
Warna	: coklat terang
Berat Molekul	: 36.000 gr/mol

Kelarutan	: mudah larut
Densitas	: 1,15 kg/liter
Viskositas	: 1 cP
pH optimum	: 4,5 – 5
Suhu optimum	: 60 ^{0}C

2.2.2.4 Asam Klorida

Rumus kimia	: HCl
Fase	: cair
Warna	: tidak berwarna
Berat Molekul	: 36,5 kg/kmol
Titik didih	: 83 ^{0}C
Spesific gravity	: 1,16
Kelarutan	: larut sempurna dalam air
Titik leleh	: -46,2 ^{0}C
Viskositas	: 2,8 Cp
Densitas	: 1,15 kg/liter

2.3 Pengendalian Kualitas

Pabrik glukosa ini memiliki tiga pengendalian proses *(Quality Control)* yaitu pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses produksi dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Bahan baku 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.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Tujuan dari pengendalian kualitas proses produksi ini adalah untuk menjaga kualitas sirup glukosa yang dihasilkan. Pengendalian proses ini dilakukan mulai bahan baku masuk sampai produk jadi. Proses pengendalian kualitas produk dilakukan di laboratorium dan menggunakan alat kontrol.

Pengendalian proses untuk jalannya operasi dilakukan dengan cara *automatic control* dengan menggunakan indikator yang berada pada *control room*. Apabila terjadi penyimpang pada indikator dari yang telah ditentukan baik bahan baku maupun produk maka dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan berupa adanya bunyi alarm, nyala lampu dan lain-lain. Apabila ada tanda-tanda tersebut maka penyimpangan harus dikembalikan pada kondisi semula. Beberapa alat kontrol yang digunakan antara lain :

- *Flow Control*

  Alat yang dipasang untuk mengkontrol aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar.

- *Level Control*

  Alat ini akan memerintahkan *control valve* untuk membuka atau menutup. Alat ini akan berbunyi atau lampu akan menyala ketika kondisi operasi belum sesuai dengan kondisi operasi yang ditetapkan.

- *Temperature Control*

  Alat ini berfungsi untuk mengkontrol temperatur pada setiap alat proses. Apabila temperatur belum sesuai dengan ketentuan maka alarm akan berbunyi atau lampu menyala.

2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian ini bertujuan untuk menguji kelayakan produk yang telah dihasilkan agar memiliki standart mutu yang tinggi. Produk dilakukan pengujian terlebih dahulu di laboratorium untuk mengetahui kondisi dari produk tersebut. Produk yang lolos uji yaitu produk yang sesuai dengan standart yang sudah ditentukan agar dapat dipasarkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Pada proses produksi sirup glukosa dari tepung tapioka menggunakan proses hidrolisa dengan bantuan katalisator enzim-enzim terbagi menjadi beberapa tahap yaitu :

3.1.1 Persiapan Bahan Baku

Tahap pertama yaitu persiapan bahan baku. Dalam persiapan bahan baku hal yang dilakukan yaitu menentukan darimana bahan baku tersebut dibeli, jarak pengiriman, waktu pengiriman 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 tepung tapioka sebelum digunakan untuk proses produksi. Tepung tapioka disimpan dalam gudang penyimpanan bahan baku pada kondisi suhu 30 ^{o}C dan tekanan 1 atm. Air yang digunakan dalam proses produksi sirup glukosa menggunakan air proses dari unit utilitas pada kondisi 30 ^{0}C dan tekanan 1 atm yang dialirkan dari system pemipaan. Sedangkan untuk enzim α-amilase dan

enzim glukoamilase disimpan di tangki penyimpanan dalam keadaan kering, steril, pada suhu 30 ^{0}C dan tekanan 1 atm. Selain bahan baku, proses ini menggunakan bahan pembantu seperti $CaCl_2$, HCl. Bahan pembantu tersebut disimpan di dalam tangki penyimpanan pada suhu 30 ^{0}C dan tekan 1 atm.

3.1.2 Proses Hidrolisa

Pada proses hidrolisa dibagi menjadi tiga tahapan yaitu :

1. **Proses Pencampuran**

   Pada proses pencampuran ini terjadi gelatinasi. Gelatinisasi yaitu proses pemecahan pati berbentuk granula. Granular pati membengkak akibat peningkatan volume oleh air dan tidak dapat kembali lagi ke kondisi semula. Tepung tapioka dari gudang bahan baku diangkut menuju *mixer tank* menggunakan *belt conveyor*. Setelah pati dicampur dengan air, kemudian ditambahkan $CaCl_2$ konsentrasi 200 ppm dari tangki penyimpanan. Penambahan $CaCl_2$ berfungsi untuk menjaga kestabilan enzim. Pada saat enzim memiliki kestabilan tinggi diharapkan inaktivasi enzim akan membutuhkan waktu yang lama walaupun dalam keadaan suhu tinggi. Kondisi operasi pada *mixer tank* yaitu pada suhu 95 ^{0}C dan tekanan 1 atm.

2. Proses Liquifikasi

Suspensi pati dialirkan ke reaktor liquifikasi agar rantai pati yang telah tergelatinisasi memecah menjadi dekstrin. Pada proses ini ditambahkan enzim *α-amilase* dengan dosis 0,7 L/ton pati. Proses ini menghasilkan larutan dekstrin.

Reaktor liquifikasi merupakan reaktor Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan jaket pendingin yang berfungsi untuk menjaga kestabilan suhu pada reaktor yaitu 95 ^{0}C. Reaksi berjalan selama 40 menit pada suhu 95 ^{0}C, pH = 6 dan berlangsung pada tekanan 1 atm dengan konversi 97,7%. (Patent. US 2012/0171731A1).

Reaksi yang terjadi :

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \xrightarrow{\alpha\text{-amilase}} 100(C_6H_{10}O_5)_{10}$$

Pati dekstrin

Keluaran dari reaktor liquifikasi selanjutnya didinginkan ke *cooler* hingga suhu 60 ^{0}C sebelum masuk ke reaktor sakarifikasi.

3. Proses Sakarifikasi

Larutan dekstrin dialirkan ke reaktor sakarifikasi menggunakan pompa. Reaktor ini berfungsi untuk mengkonversi dekstrin menjadi glukosa dengan bantuan

enzim *glukoamilase* dengan dosis 0,7 L/ton *of dry matter*. Kemudian ditambahkan HCl 0,1 M dari tangki penyimpanan untuk menurunkan pH larutan menjadi 4,2. Reaktor ini dilengkapi dengan jaket pendingin yang berfungsi untuk menjaga kestabilan suhu di dalam reaktor yaitu pada suhu 60 ^{0}C. Reaksi berjalan selama 48 jam dalam pada suhu 60°C dan berlangsung pada tekanan 1 atm dengan konversi 97% (Patent. US 2012/0171731A1).

Di dalam reaktor sakarifikasi terjadi reaksi sebagai berikut :

$$(C_6H_{10}O_5)_{10} + 10\ (H_2O) \xrightarrow{glukoamilase} 10\ (C_6H_{12}O_6$$

Pati Air Glukosa

3.1.3 Proses Pemurnian Produk

Produk larutan glukosa kemudian diumpankan ke *Ultrafiltration Membran* dengan kondisi operasi suhu 60 ^{0}C dan tekanan 3,45 atm. Proses ini bertujuan untuk menghilangkan enzim dan padatan yang masih bercampur dengan sirup glukosa. Menurut Mulder (1996), padatan tersuspensi dan pelarut dengan berat molekul tinggi tertahan, sedangkan air dan pelarut dengan berat molekul rendah melewati membran. Sehingga air dan pelarut dengan berat molekul rendah yaitu air, $CaCl_2$, glukosa dan HCl akan dialirkan ke *Kation Exchanger*. *Kation*

Exchanger berfungsi untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan yaitu memisahkan impuritis Ca^{2+} dari CaCl. Kemudian larutan dialirkan ke *Anion Exchanger* untuk menghilangkan ion-ion negatif yang berasal dari HCl. Karena HCl bersifat korosif maka HCl harus dihilangkan terlebih dahulu sebelum masuk evaporator agar tidak mengganggu proses pemurnian sirup glukosa. Kondisi operasi di dalam *kation exchanger* dan *anion exchanger* pada suhu 60 ^{0}C.

Selanjutnya, sirup glukosa diumpankan ke *evaporator*. Di dalam *evaporator* terjadi proses evaporasi yang bertujuan untuk mengurangi kadar air sampai kadar glukosa mencapai 85%. Kondisi operasi pada tangki evaporasi yaitu pada suhu 102 ^{0}C pada tekanan atmosferik. Kemudian sirup glukosa didinginkan dalam *cooler* hingga suhu 40 ^{0}C lalu disimpan di tangki penyimpanan produk. Tangki penyimpanan produk berfungsi untuk menyimpan produk sirup glukosa yang dihasilkan, dengan waktu penyimpanan 7 hari.

3.2 Spesifikasi Alat

1. Mixer (M-01)

Fungsi	: Melarutkan pati dari T-01 sebanyak 3501,072823 kg/jam, dengan H_2O dan $CaCl_2$
Jenis	: Silinder Tangki Berpengaduk
Proses	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	Suhu = 95 ^oC
Bahan Konstruksi	: *Stainless Steel AISI type 316*
Dimensi *Mixer*	
Diameter *mixer*	: 3,0488 m
Tinggi *mixer*	: 7,3329 m
Tebal *shell*	: 1/4 in
Tebal *head*	: 3/8 in
Pengaduk *Mixer*	
Jenis	: *six blade turbin*
Jumlah *baffle*	: 4 buah
Diameter pengaduk	: 1,0162 m
Lebar *baffle*	: 0,3049 m
Tinggi *baffle*	: 2,4390 m
Kecepatan putar	: 195,7465 rpm
Efisiensi	: 80%
Daya Motor	: 10 Hp

Harga : $ 1119764 (matche.com)

2. Reaktor Liquifikasi

Fungsi : Mengubah $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ menjadi $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ sebanyak 3490,5748 kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim *amylase.*

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan jaket pendingin.

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 95 ^oC
pH = 6

Volume : 5,149 m^3

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Dimensi Reaktor

Diameter : 1,8719 m

Tinggi : 2,6511 m

Tebal *shell* : 3/16 in

Jenis *Head* : *Torisperical Flanged & Dished Head*

Tebal *Head* : 3/16 in

Jumlah : 3 buah

Pengaduk

Jenis : *six blade turbine*

Diameter *impeller* : 0,6572 m

Jumlah *impeller* : 1 buah

Jumlah *baffle* : 4 buah

Lebar *baffle* : 0,117 m

Kecepatan putar : 112,190 rpm

Daya motor : 10 Hp

Koil Pendingin (RL-01)

Luas Perpindahan Panas : 61,79 m^2

Panjang koil : 172,091 m

Jumlah lilitan : 29

Tinggi koil : 2,001 m

Koil Pendingin (RL-02)

Luas Perpindahan Panas : 22,78 m^2

Panjang koil : 120,192 m

Jumlah lilitan : 20

Tinggi koil : 0,7352 m

Jaket Pendingin (RL-03)

Tinggi Jaket : 2,6511 m

Tebal Jaket : 3/8 in

Luas Perpindahan Panas : 20,6488 m^2

Harga : $ 1106054 (matche.com)

3. Reaktor Sakarifikasi

Fungsi	: Mengubah $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ menjadi glukosa sebanyak 10843,7476 kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim *glukoamilase.*
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan jaket pendingin.
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm Suhu = 60 ^oC pH = 4,2
Volume	: 137,9171 m^3
Bahan	: *Stainless Steel AISI type 316*
Dimensi Reaktor	
Diameter	: 5,5669 m
Tinggi	: 8,0839 m
Tebal *shell*	: 3/16 in
Jenis *Head*	: *Torisperical Flanged & Dished Head*
Tebal *Head*	: 3/16 in
Jumlah	: 7 buah
Pengaduk	

Jenis : *six blade turbine*

Diameter *impeller* : 1,9272 m

Jumlah *impeller* : 1 buah

Jumlah *baffle* : 4 buah

Lebar *baffle* : 0,3276 m

Kecepatan putar : 37,967 rpm

Daya motor : 100 Hp

Koil Pendingin

Luas Perpindahan Panas : 561,627 m^2

Panjang Koil : 1062,63 m

Jumlah lilitan : 28

Tinggi koil : 2,804 m

Harga : $ 2580792 (matche.com)

4. Ultrafiltration Membran (F-01)

Fungsi : Memisahkan padatan dan larutan hasil sakarifikasi sebanyak 10537,4687 kg/jam.

Kondisi Operasi : Tekanan = 3,45 atm

Suhu = 60 ^oC

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

A : 379,3498 m^2

Dimensi : 1,092 m x 0,17 m

Jumlah : 300 unit

Harga : $ 27420 (matche.com)

5. Kation Exchanger (F-02)

Fungsi : Menjerap ion Ca^{2+} dari sirup glukosa sebanyak 1,4041 kg/jam.

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 60 ºC
pH = 4,2

Dimensi Alat :

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Diameter : 0,6856 m

Tebal : 3/16 in

Tinggi :3,9102 m

Resin

Bahan : *Polystyrene Sulfonate*

Tinggi : 2,7354 m

Jumlah bahan isian :844,4408 kg

Waktu Regenerasi : 15,4188 hari

Harga : $ 1714 (matche.com)

6. Anion Exchanger (F-03)

Fungsi : Menjerap ion Ca^{2+} dari sirup glukosa sebanyak 1,4041

kg/jam.

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60 ºC

pH = 4,2

Dimensi Alat :

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Diameter : 0,6856 m

Tebal : 3/16 in

Tinggi :3,9102 m

Resin

Bahan : *Trimethyl Benzyl Ammonium*

Tinggi : 2,7354 m

Jumlah bahan isian : 845 kg

Waktu Regenerasi : 23 hari

Harga : $ 1714 (matche.com)

7. Evaporator

Fungsi : Memekatkan sirup glukosa keluaran dari *Anion Exchanger* menjadi konsentrasi 85%

sebanyak 10409,4721 kg/jam.

Jenis : *Long Tube Vertical Evaporator*

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 110 ºC

Laju alir umpan : 10409,4721 kg/jam

Laju alir uap : 5990,2810 kg/jam

Viskositas umpan : 0,817 cP

Diameter Alat

Diameter : 2,4634 m

Tinggi : 4,9269 m

Tebal *shell* : 0,1875 in

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 2711723 (matche.com)

8. *Heater-01* (HE-01)

Fungsi : Memanaskan air dari utilitas ke *mixer* sebanyak 6482,4962 kg/jam dari suhu 30 ^{o}C menjadi 95^{o}C.

Jenis : *Double Pipe*

Bahan : *Carbon Stell SA 283 Grade C*

Jenis pemanas : *Steam*

Jumlah *Hairpin* : 4

Dimensi Alat

Annulus

IPS : 2 in

OD : 2,380 in

ID : 2,067 in

Surface Area : 0,622 sqft/ft

Panjang : 15 ft

Inner Pipe

IPS : 1,250 in

OD : 1,660 in

ID : 1,380 in

Surface Pipe : 0,435msqft/ft

Panjang : 15 ft

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 1942 (matche.com)

9. *Heater-02* (HE-02)

Fungsi : Memanaskan dekstrin dari *Anion Exchanger* ke *Evaporator* sebanyak 10409,4721 kg/jam dari suhu 60℃ menjadi 102℃.

Jenis : *Double Pipe*

Bahan : *Carbon Stell SA Grade C*

Jenis Pemanas : *Steam*

Dimensi Alat

Annulus

IPS : 2 in

OD : 2,380 in

ID : 2,067 in

Surface Pipe : 0,622 sqft/ft

Panjang : 15 ft

Inner Pipe

IPS : 1,250 in

OD : 1,660 in

ID : 1,380 in

Surface Pipe : 0,435 sqft/ft

Panjang : 15 ft

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 1371 (matche.com)

10. *Cooler-01* (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan hasil keluaran Reaktor Liquifikasi (RL-03) sebanyak 10527,6061 kg/jam menuju Reaktor Sakarifikasi dari suhu 95℃ menjadi 60℃.

Jenis : *Double Pipe*

Jenis Pendingin : *Water*

Dimensi Alat

Annulus

IPS : 2 in

OD : 2,380 in

ID : 2,067 in

Surface Pipe : 0,622 sqft/ft

Panjang : 15 ft

Inner Pipe

IPS : 1,250 in

OD : 1,660 in

ID : 1,380 in

Surface Pipe : 0,435 sqft/ft

Panjang : 15 ft

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 1828 (matche.com)

11. *Cooler-02* (CL-02)

Fungsi : Mendinginkan hasil keluaran Evaporator sebanyak 4419,1911 kg/jam menuju Tangki dari suhu 95℃ menjadi 60℃.

Jenis : *Double Pipe*

Jenis Pendingin : *Water*

Dimensi Alat

Annulus

IPS : 2 in

OD : 2,380 in

ID : 2,067 in

Surface Pipe : 0,622 sqft/ft

Panjang : 15 ft

Inner Pipe

IPS	: 1,250 in	
OD	: 1,660 in	
ID	: 1,380 in	
Surface Pipe	: 0,435 sqft/ft	
Panjang	: 15 ft	
Jumlah	: 1 unit	
Harga	: $ 1714	(matche.com)

12. *Belt Conveyor-01* (BC-01)

Fungsi	: Mengangkut pati tapioka sebanyak 4037,6806 kg/jam dari gudang menuju *Mixer*.	
Panjang *belt*	: 23,9440 m	
Lebar *belt*	: 0,3556 m	
Beda ketinggian	: 8,1893 m	
Daya motor	: 7,5 Hp	
Jumlah	: 1 unit	
Harga	: $ 30505	(matche.com)

13. *Belt Conveyor-02* (BC-02)

Fungsi	: Mengangkut $CaCl_2$ sebanyak 3,8964 kg/jam dari silo menuju *Mixer*.	
Panjang *belt*	: 18,0910 m	

Lebar *belt* : 0,3556 m

Beda ketinggian : 6,1875 m

Daya motor : 5 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 23764 (matche.com)

14. *Belt Conveyor-03* (BC-03)

Fungsi : Mengangkut enzim α-amilase sebanyak 3,5329 kg/jam dari bin hooper menuju Reaktor Liquifikasi.

Panjang *belt* : 18,0910 m

Lebar *belt* : 0,3556 m

Beda ketinggian : 6,1875 m

Daya motor : 5 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 23764 (matche.com)

15. Silo $CaCl_2$ (S-01)

Fungsi : Menyimpan $CaCl_2$ sebanyak 654,5921kg selama 7 hari.

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30℃

Fasa : Padat

Dimensi Silo

Jenis *storage* : *Vertical Tank, Flat Head with Conical Bottom*

Bahan : *Carbon Stell SA Grade C*

Diameter : 0,470 m

Tinggi : 0,932 m

Lebar : 0,474 m

Tebal *shell* : 0,188 m

Tebal *Head* : 0,188 m

Harga : $ 1942 (matche.com)

16. Gudang Tapioka (G-01)

Fungsi : Menyimpan pati tapioka sebanyak 1356660,672 kg selama 14 hari.

Jenis : Bangunan persegi tertutup yang terisolasi dari air dan hama

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30℃

Dimensi Gudang

Panjang : 13,449 m

Lebar : 13,449 m

Tinggi : 5 m

Harga : $ 15851 (matche.com)

17. *Bin Hooper* (BH-01)

Fungsi : Menyimpan enzim α-amilase sebanyak 2543,7388 kg selama 30 hari.

Bahan : *Carbon Stell SA Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30℃

pH : 6

Fasa : Padat

Dimensi *bin hooper*

Diameter : 1,2073 m

Tinggi : 2,4146 m

Tebal : 0,125 in

Harga : $ 21365 (matche.com)

18. Tangki Glukoamilase (T-01)

Fungsi : Menyimpan enzim *glukoamilase* sebanyak 473,485 kg selama 7 hari.

Jenis : *Flat bottom, conical roof, dan cylindrical vessel*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30℃

pH : 4,2

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Carbon Stell SA Grade C*

Diameter : 3,0480 m

Tinggi : 3,6576 m

Jumlah *course* : 2

Tebal Shell *course* I : 0,1875 m

Tebal Shell *course* II : 0,1875 m

Dimensi *roof*

Tebal *roof* : 5 in

Tinggi : 0,0798 m

Harga : $ 1599 (matche.com)

19. Tangki HCl (T-02)

Fungsi : Menyimpan HCl sebanyak 7,26 kg selama 14 hari.

Jenis : *Flat bottom,torispherical roof, dan cylindrical vessel*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30℃

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Diameter : 3,0480 m

Tinggi : 3,6576 m

Jumlah *course* : 2

Tebal Shell *course* I : 0,1875 m

Tebal Shell *course* II : 0,1875 m

Dimensi *roof*

Tebal *roof* : 0,1875 m

Tinggi : 0,6172 m

Harga : $ 457 (matche.com)

20. Tangki Sirup Glukosa (T-03)

Fungsi : Menyimpan sirup glukosa dengan konsentrasi 85% sebanyak 742424,242 kg selama 7 hari.

Jenis : *Flat bottom, conical roof, dan cylindrical vessel*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 40°C

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Diameter : 12,1920 m

Tinggi : 7,3152 m

Jumlah *course* : 4

Tebal Shell *course* I, II, III, IV : 0,1875 in

Dimensi *roof*

Tebal *roof* : 5 in

Tinggi : 1,2949 m

Harga : $ 645284 (matche.com)

21. Tangki H_2SO_4 (T-04)

Fungsi : Menyimpan H_2SO_4 98% sebanyak 60,632 kg selama 30 hari.

Jenis : *Flat bottom, conical roof, dan cylindrical vessel*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30℃

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Diameter : 3,0480 m

Tinggi : 3,6576 m

Jumlah *course* : 2

Tebal Shell *course* I : 0,1875 m

Tebal Shell *course* II : 0,1875 m

Dimensi *roof*

Tebal *roof* : 0,1875 m

Tinggi : 0,6172 m

Harga : $ 1028 (matche.com)

22. Tangki NaOH (T-05)

Fungsi : Menyimpan NaOH sebanyak 40,437 kg selama 30 hari.

Jenis : *Flat bottom, conical roof, dan cylindrical vessel*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Carbon Stell SA Grade C*

Diameter : 3,0480 m

Tinggi : 3,6576 m

Jumlah *course* : 2

Tebal Shell *course* I : 0,1875 m

Tebal Shell *course* II : 0,1875 m

Dimensi *roof*

Tebal *roof* : 0,1875 m

Tinggi : 0,6172 m

Harga : $ 457 (matche.com)

23. Pompa-01 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan H_2O dari utilitas menuju *mixer* sebanyak 6482,4962 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 33,4839 gpm

Head : 3,088 m

ID : 2,469 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 2262 (matche.com)

24. Pompa-02 (P-02)

Fungsi : Mengalirkan umpan dari *mixer* menuju Reaktor Liquifikasi-01 sebanyak 10524,0731 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 48,7531 gpm

Head : 2,679 m

ID : 3,5 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 29019 (matche.com)

25. Pompa-03 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan umpan dari Reaktor Liquifikasi-01 menuju Reaktor Liquifikasi-02 sebanyak 10527,6061 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 11,8108 gpm

Head : 2,6861 m

ID : 1,9 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 17138 (matche.com)

26. Pompa-04 (P-04)

Fungsi : Mengalirkan umpan dari Reaktor Liquifikasi-02 menuju Reaktor Liquifikasi-03 sebanyak 10527,6061 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 50,1673 gpm

Head : 2,6808 m

ID : 3,068 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 29019 (matche.com)

27. Pompa-05 (P-05)

Fungsi : Mengalirkan umpan dari Reaktor Liquifikasi-03 menuju Reaktor Sakarifikasi sebanyak 10527,6061 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 48,8543 gpm

Head : 8,1082 m

ID : 3,068 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 1,5 Hp

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 29019 (matche.com)

28. Pompa-06 (P-06)

Fungsi : Mengalirkan HCl dari tangki menuju Reaktor Sakarifikasi sebanyak 0,0216 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 0,00014 gpm

Head : 8,083 m

ID : 0,269 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,5 Hp

Jumlah : 14 unit

Harga : $ 119962 (matche.com)

29. Pompa-07 (P-07)

Fungsi : Mengalirkan H_2O dari utilitas menuju Reaktor Sakarifikasi sebanyak 7,0236 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 0,0362 gpm

Head : 8,087 m

ID : 0,269 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,5 Hp

Jumlah : 14 unit

Harga : $ 119962 (matche.com)

30. Pompa-08 (P-08)

Fungsi : Mengalirkan enzim *glukoamilase* menuju Reaktor Sakarifikasi sebanyak 2,8184 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 0,0143 gpm

Head : 8,084 m

ID : 0,269 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,5 Hp

Jumlah : 14 unit

Harga : $ 119962 (matche.com)

31. Pompa-09 (P-09)

Fungsi : Mengalirkan umpan dari Reaktor Sakarifikasi menuju *Ultrafiltration Membrane* sebanyak 10537,4697 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 39,0598 gpm

Head : 2,2383 m

ID : 2,469 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,5 Hp

Jumlah : 14 unit

Harga : $ 158350 (matche.com)

32. Pompa-10 (P-10)

Fungsi : Mengalirkan H_2SO_4 dari tangki menuju *Kation Exchanger* sebanyak 0,0702 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 0,000317 gpm

Head : 3,9101 m

ID : 0,269 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 17137 (matche.com)

33. Pompa-11 (P-11)

Fungsi : Mengalirkan umpan dari *Kation Exchanger* menuju *Anion Exchanger* sebanyak 10410,7818 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 47,8218 gpm

Head : 3,9336 m

ID : 3,068 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,75 Hp

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 29019 (matche.com)

34. Pompa-12 (P-12)

Fungsi : Mengalirkan NaOH dari tangki menuju *Anion Exchanger* sebanyak 1,2036 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 0,0033 gpm

Head : 3,9103 m

ID : 0,269 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,75 Hp

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 17137 (matche.com)

35. Pompa-13 (P-13)

Fungsi : Mengalirkan umpan dari *Anion Exchanger* menuju *Evaporator 1* sebanyak 10409,4721 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 49,3765 gpm

Head : 5,3539 m

ID : 3,068 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,75 Hp

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 29019 (matche.com)

36. Pompa-14 (P-14)

Fungsi : Mengalirkan umpan dari *Evaporator 1* menuju *Evaporator 2* sebanyak 7413,5630 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 33,2366 gpm

Head : 11,3168 m

ID : 3,068 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 1,5 Hp

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 29019 (matche.com)

37. Pompa-15 (P-15)

Fungsi : Mengalirkan umpan dari *Evaporator 2* menuju Tangki Sirup Glukosa sebanyak 4419,1911 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi

Kapasitas : 16,9845 gpm

Head : 7,3414 m

ID : 2,067 in

Bahan : *Stainless Steel*

Daya motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 22621 (matche.com)

38. *Expansion Valve*-01 (Ex-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan 3,45 atm menjadi 1 atm dari *Ultrafiltration Membrane* menuju *Kation Exchanger* sebanyak 10412,1157 kg/jam.

Jenis : Globe Valve ½ gate

Bahan : *Stainless Steel*

ID : 2,067 in

OD : 2,375 in

Jumlah : 2 unit

Harga : $ 52,0168 (matche.com)

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan baku

Bahan baku yang digunakan pabrik Sirup Glukosa ini adalah tepung tapioka. Tepung tapioka merupakan tepung yang terbuat dari ubi kayu (singkong) yang diekstrak menggunakan air. Bahan baku yang dibutuhkan pabrik sirup glukosa ini sebesar 4037,6806 kg/jam. Bahan baku tersebut diperoleh dari pabrik yang memproduksi tepung tapioka yang berada di sekitar Bandar Lampung.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses bertujuan untuk mengetahui besarnya anggaran yang diperlukan untuk pembelian maupun perawatan peralatan proses. Adapun beberapa analisis yang dilakukan, antara lain yaitu kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi dapat mempengaruhi perkembangan dan kelangsungan suatu pabrik. Ada beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik agar menghasilkan keuntungan yang besar. Dalam rancangan, lokasi pabrik sirup glukosa akan didirikan di daerah Lampung Tengah dengan pertimbangan sebagai berikut:

a. Penyediaaan bahan baku

Bahan baku dari pabrik sirup glukosa adalah tepung tapioka. Daerah penghasil tepung tapioka terbanyak salah satunya yaitu Provinsi Bandar Lampung. Beberapa perusahaan penghasil tepung tapioka di Provinsi Bandar Lampung antara lain : PT. Eka Inti Tapioka (memproduksi 37500 ton/tahun), PT. Wira Tapioka Mandiri (memproduksi 75000 ton/tahun), PT. Budi Acid Jaya (memproduksi 75000 ton/tahun), PT. Umas Jaya Agrotama (memproduksi 34000 ton/tahun), dan PT. Great Giant Pine (memproduksi 34000 ton/tahun).

b. Persediaan air

Air merupakan kebutuhan utama dalam suatu pabrik. Kebutuhan air pabrik sirup glukosa ini berasal dari Sungai Way Seputih di Lampung Tengah. Sebelum digunakan, air diolah terlebih dahulu agar mendapatkan air yang layak digunakan. Air tesebut digunakan untuk air proses, pendingin, dan air sanitasi. Sungai Way Seputih mengalir di daerah Lampung Tengah dengan anak-anak sungai yang panjangnya lebih dari 50 km. Sungai tersebut memiliki panjang 190 km dengan daerah aliran sungai 7149,26 km^2.

c. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku yang sangat penting dalam proses produksi. Proses produksi akan berjalan lancar dengan adanya tenaga kerja yang terdidik dan terampil. Pabrik sirup glukosa ini membutuhkan banyak tenaga kerja. Sebagian besar tenaga kerja diambil dari daerah sekitar pabrik.

d. Transportasi

Lampung merupakan daerah strategis karena berada di daerah Pulau Sumatera bagian Selatan yang berdekatan dengan pelabuhan. Sehingga dekat dengan kawasan industri daerah Jabodetabek. Daerah tersebut terkenal dengan pengembangan pusat industri sehingga dapat menjadi

peluang untuk pemasaran sirup glukosa. Pabrik sirup glukosa direncanakan didirikan dekat dengan jalan raya agar lebih mudah dalam akses pengiriman produk dan menerimaan bahan baku.

e. Faktor geografis dan sosial

Lampung merupakan daerah yang cukup aman dan tidak berpotensi terhadap gangguan bencana alam seperti : gempa bumi, banjir dan tanah longsor dan sebagainya. Selain itu, daerah Lampung Tengah terdapat merupakan kawasan industri sehingga pendirian pabrik ini tidak akan menimbulkan masalah lingkungan karena masyarakat sudah terbiasa dengan adanya pabrik-pabrik lain.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan hal yang sangat penting untuk mengatur letak alat proses, unit produksi, utilitas, penyimpanan bahan baku dan produk, perkantoran dan sarana lainnya. Berikut ini adalah lay out pabrik yang dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah administrasi/perkantoran

Daerah perkantoran/administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Daerah ini terletak di depan dekat dengan gerbang masuk pabrik.

2. Laboratorium

Laboratorium digunakan sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan baku serta produk yang dihasilkan.

3. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat proses produksi. Sedangkan *control room* merupakan tempat untuk mengendalikan proses apabila terjadi penyimpangan selama proses berlangsung.

4. Daerah Pergudangan, umum, bengkel, dan garasi

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

5. Daerah Utilitas dan Power Station

Daerah ini merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air, listrik, bahan bakan, steam dan udara tekan.

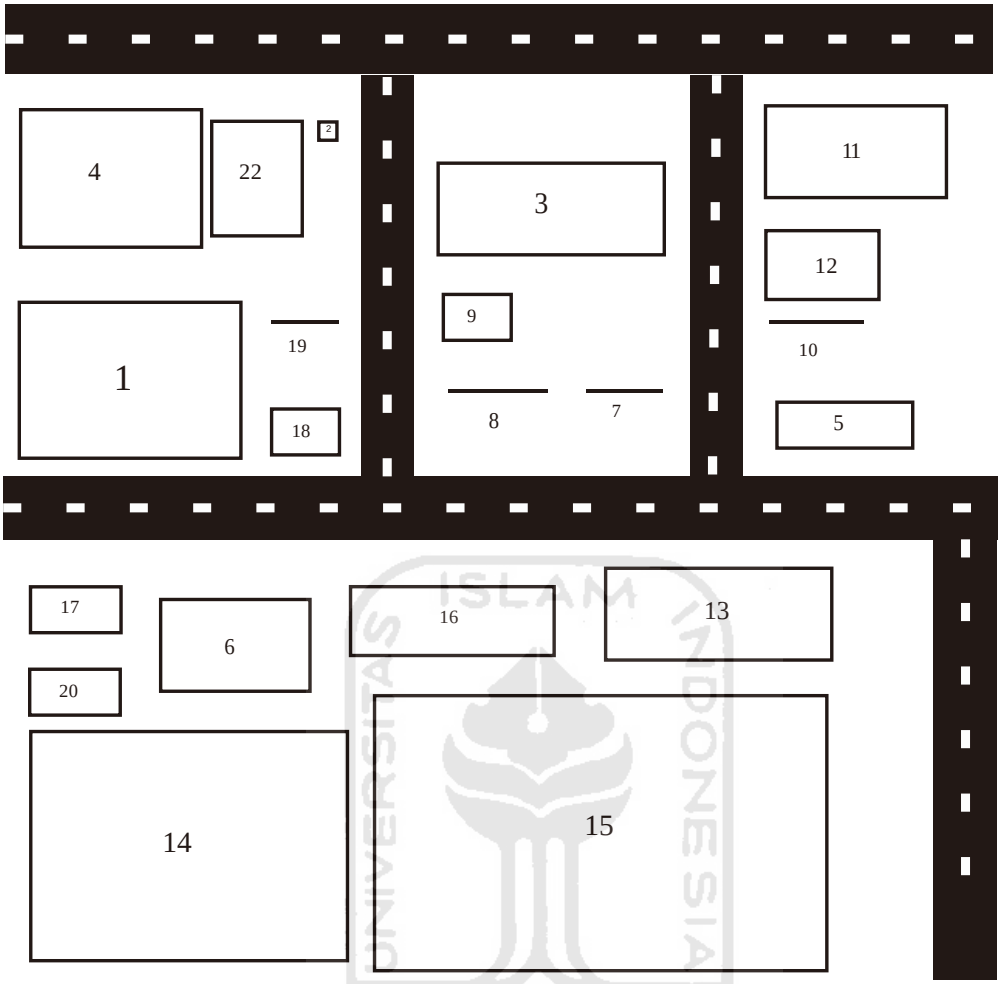
Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Table 4.1 Rincian luas tanah dan bangunan pabrik

No.	Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m^2
1	Kantor Utama	-	-	1674
2	Kantor Teknik dan Produksi	-	-	691
3	Pos Keamanan	4	4	16
4	Area Parkir	60	30	1800
5	Masjid	20	15	300
6	Kantin	15	10	150
7	Klinik	15	10	150
8	Perpustakaan	15	10	150
9	Jalan	1000	15	15000
10	*Control Room*	45	15	176
11	Gudang Alat	25	15	375
12	Area Proses	100	60	4350
13	Mess	-	-	1100
14	*Control Utilitas*	20	10	200
15	Utilitas	70	50	3500
16	Bengkel	20	10	200
17	Parkir truk	30	10	300

Lnjutan Tabel 4.1 Rincian luas tanah dan bangunan pabrik

No.	Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m^2
18	Pemadam kebakaran	40	20	800
19	Laboratorium	50	20	1000
19	Koperasi	14	10	140
20	Taman	20	25	500
21	UPL	20	10	200
22	Perluasan Pabrik	125	20	2500
	Luas Bangunan			**15756**
	Luas Tanah			**35056**



Skala = 1 : 1000

Keterangan :

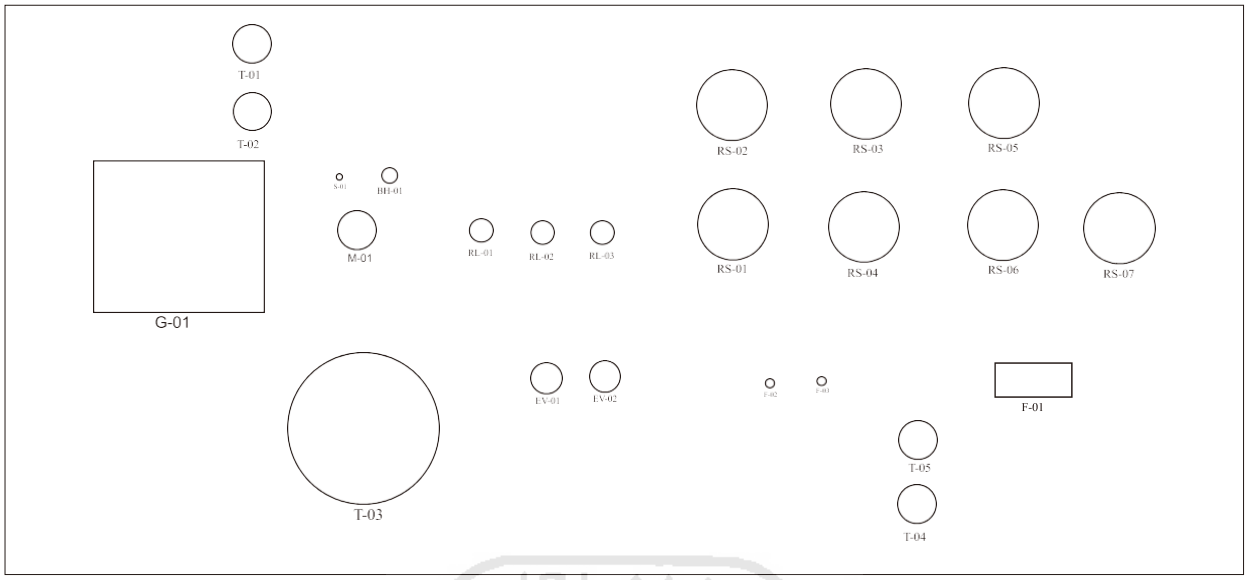
1. Kantor Utama
2. Pos Keamana/Satpam
3. Mess
4. Parkir
5. Parkir Truk
6. Kantor Teknik & Produksi
7. Klinik
8. Masjid
9. Kantin
10. Bengkel
11. Unit Pemadam Kebakaran
12. Gudang Alat
13. Laboratorium
14. Utilitas
15. Area Proses
16. Control Room
17. Control Utilitas
18. Perpustakaan
19. Koperasi
20. UPL
22. Taman

Gambar 4.1 Layout Pabrik Sirup Glukosa

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain:

a. Letak alat proses harus berada di lokasi yang memadai agar dapat memudahkan dalam pemasangan, perawatan dan perbaikan.
b. Peralatan pabrik disusun sedemikian rupa, terutama untuk alat yang beresiko tinggi dapat diberi jarak yang cukup untuk memudahkan dalam menanggulangi bahaya, seperti kebakaran atau keselamatan kerja.
c. Alat proses diletakkan berdasarkan alur prosesnya agar diperoleh efisiensi teknis maupun ekonomis dan dapat memudahkan dalam pengawasan.
d. Unit utilitas ditempatkan terpisah dari unit proses agar proses dapat berjalan dengan aman.
e. Adanya penerangan yang memadai sehingga jika terjadi kendala pada peralatan dapat segera diatasi.
f. Alat proses diletakkan di tempat yang mudah diakses oleh pekerja agar alat proses segera diperbaiki apabila ada kerusakan.



Skala = 1 : 150

Keterangan :

1. G-01 = Gudang Tepung Tapioka
2. M-01 = MIxer
3. RL-01 = Reaktor Liquifikasi 01
4. RL-02 = Reaktor Liquifikasi 02
5. RL-03 = Reaktor Liquifikasi 03
6. RS-01 = Reaktor Sakarifikasi 01
7. RS-02 = Reaktor Sakarifikasi 02
8. RS-03 = Reaktor Sakarifikasi 03
9. RS-04 = Reaktor Sakarifikasi 04
10. RS-05= Reaktor Sakarifikasi 05
11. RS-06= Reaktor Sakarifikasi 06
12. RS-07= Reaktor Sakarifikasi 07
13. F-01 = Ultrafiltration Membrane
14. F-02 = Kation Exchanger
15. F-03 = Anion Exchanger
16. EV-01= Evaporator 01
17. EV-02 = Evaporator 02
18. T-01 = Tangki Glukoamilase
19. T-02 = Tangki HCl
20. T-03 = Tangki Produk
21. T-04 = Tangki H2SO4
22. T-05 = Tangki NaOH
23. S-01 = Silo CaCl2
24. BH-01 = Bin Hooper Amilase

Gambar 4.2 Layout Alat Proses

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Table 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
(C6H10O5)1000	3490,5748	1,8478
H_2O	7027,4018	6651,3946
Serat	3,6339	3,6339
Abu	6,8641	6,8641
$CaCl_2$	3,8964	3,6894
α-amilase	3,5329	3,5329
Glukoamilase	2,8183	2,8183
HCl	0,0216	0,0216
(C6H10O5)10	-	104,6618
C6H12O6	-	3760,0725
Total	**10538,7441**	**10538,7441**

4.4.1.2 Neraca Massa Alat

Table 4.3 Neraca Massa Mixer

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4
(C6H10O5)1000	3490,5749	-	-	3490.5749
H_2O	536,6077	6482,4962	-	7019,1039
Serat	3,6339	-	-	3,6339
Abu	6,8641	-	-	6,8641
$CaCl_2$	-	-	3,8964	3,8964
Total	**10524,07311**			**10524,07311**

Table 4.4 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi (RL-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
(C6H10O5)1000	3490,5749	-	993,0685
H_2O	7019,1039	-	7019,1039
Serat	3,6339	-	3,6339
Abu	6,8641	-	6,8641
$CaCl_2$	3,8964	-	3,8964
α-amilase	-	3,5329	3,5329
(C6H10O5)10	-	-	2497,5063
Total	**10527,60608**		**10527,60608**

Table 4.5 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi (RL-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7
(C6H10O5)1000	993,0685	80,3392
H_2O	7019,1039	7019,1039
Serat	3,6339	3,6339
Abu	6,8641	6,8641
$CaCl_2$	3,8964	3,8964
α-amilase	3,5329	3,5329
(C6H10O5)10	2497,5036	3410,2356
Total	**10527,60608**	**10527,60608**

Table 4.6 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi (RL-03)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 7	Arus 8
(C6H10O5)1000	80,3392	1,8478
H_2O	7019,1039	7019,1039
Serat	3,6339	3,6339
Abu	6,8641	6,8641
$CaCl_2$	3,8964	3,8964
α-amilase	3,5329	3,5329
(C6H10O5)10	3410,2356	3488,7271
Total	**10527,60608**	**10527,60608**

Table 4.7 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi (RS-01)

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)
	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12
(C6H10O5)1000	1,8474	-	-	-	1,8474
H_2O	7019,1039	-	7,0236	-	6650,1023
Serat	3,6339	-	-	-	3,6339
Abu	6,8641	-	-	-	6,8641
$CaCl_2$	3,8964	-	-	-	3,8964
α-amilase	3,5329	-	-	-	3,5329
(C6H10O5)10	3488,7271	-	-	-	104,6681
Glukoamilase	-	-	-	2,8184	2,8184
HCl	-	0,0216	-	-	0,0216
$C_6H_{12}O_6$	-	-	-	-	3760,0725
Total	**10537,4697**				**10537,4697**

Table 4.8 Neraca Massa Ultrafiltration Membrane

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
(C6H10O5)1000	1,8474	1,8474	-
H_2O	6650,1023	1,9950	6648,1253
Serat	3,6339	3,6339	-
Abu	6,8641	6,8641	-

Lanjutan Tabel 4.8 Neraca Massa Ultrafiltration Membrane

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
$CaCl_2$	3,8964	-	3,8964
α-amilase	3,5329	3,5329	-
(C6H10O5)10	104,6681	104,6681	-
Glukoamilase	2,8184	2,8184	-
HCl	0,0216	-	0,0216
$C_6H_{12}O_6$	3760,0725	-	3760,0725
Total	**10537,4697**	**10537,4697**	

Table 4.9 Neraca Massa Kation Exchanger

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 14	(resin di bed)	(Tinggal di bed)	Arus 15
H_2O	6648,1253	-	-	6648,1253
$CaCl_2$	3,8964	-	-	-
C6H12O6	3760,0725	-	-	3760,0725
HCl	0,0216	-	-	2,5841
Resin H^+	-	0,0702	-	-
Ca^{2+}	-	-	1,4041	-
Total	**10412,1859**		**10412,1859**	

Table 4.10 Neraca Massa Anion Exchanger

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 15	(resin di bed)	(Tinggal di bed)	Arus 16
H_2O	6648,1253	-	-	6648,1253
C6H12O6	3760,0725	-	-	3760,0725
HCl	2,5841	-	-	-
Resin OH^-	-	1,2035	-	-
Cl^-	-	-	2,5132	-
Total	**10411,9854**		**10411,9854**	

Table 4.11 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 16	Arus 17	Arus 18
H_2O	6649,3996	5986,5209	662,8787
C6H12O6	3760,0725	3,7601	3756,3124
Total	**10409,4721**	**10409,4721**	

4.4.2 Neraca Panas

Table 4.12 Neraca Massa Heater (HE-01)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q_{in}	135947,4454	Q_{out}	1896359,456
Beban Pemanas	1760412,011		
Total	**1896359,456**	**Total**	**1896359,456**

Table 4.13 Neraca Massa Mixer (M-01)

Panas Masuk (kJ/jam)		**Panas Keluar (kJ/jam)**	
Q_{in}	2053384.6991	Q_{out}	2050462,35
$Q_{pelarut}$	-	$Q_{pelarut}$	2922,353171
Total	**2053384,6991**	**Total**	**2053384,6991**

Table 4.14 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi (RL-01)

Panas Masuk (kJ/jam)		**Panas Keluar (kJ/jam)**	
Q_{in}	2061195,1689	Q_{out}	2094148,5559
ΔHRks	3802051,3229		
Sub total	5823246,4918	Sub total	2094148,5559
		Panas diserap	3769097,9360
Total	**5863246,4918**	**Total**	**5863246,4918**

Table 4.15 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi (RL-02)

Panas Masuk (kJ/jam)		**Panas Keluar (kJ/jam)**	
Q_{in}	2094148,5559	Q_{out}	2106191,5772
ΔHRks	1389483,4354		
Sub total	3483631,9912	Sub total	2106191,5772
		Panas diserap	1377440,4140
Total	**3483631,9912**	**Total**	**3483631,9912**

Table 4.16 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi (RL-03)

Panas Masuk (kJ/jam)		**Panas Keluar (kJ/jam)**	
Q_{in}	2106191,5772	Q_{out}	2107227,2338
ΔHRks	119490,5865		
Sub total	2225682, 1638	Sub total	2107227,2338
		Panas diserap	118454,9299
Total	**2225682,1638**	**Total**	**2225682,1638**

Table 4.17 Neraca Panas Cooler (CL-01)

Panas Masuk (kJ/jam)		**Panas Keluar (kJ/jam)**	
Q_{in}	2053379,0633	Q_{out}	1027236,530
		Air Pendingin	1026142,5333
Total	**2053379,0633**	**Total**	**2053379,0633**

Table 4.18 Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi

Panas Masuk (kJ/jam)		**Panas Keluar (kJ/jam)**	
Q_{in}	1053255,6642	Q_{out}	1156365,9964
ΔHRks	8211651,8213		
Sub total	9264907,1955	Sub total	1156365,9964
		Panas diserap	8108541,1991
Total	**9264907,1955**	**Total**	**9264907,1955**

Table 4.19 Neraca Panas Heater (HE-02)

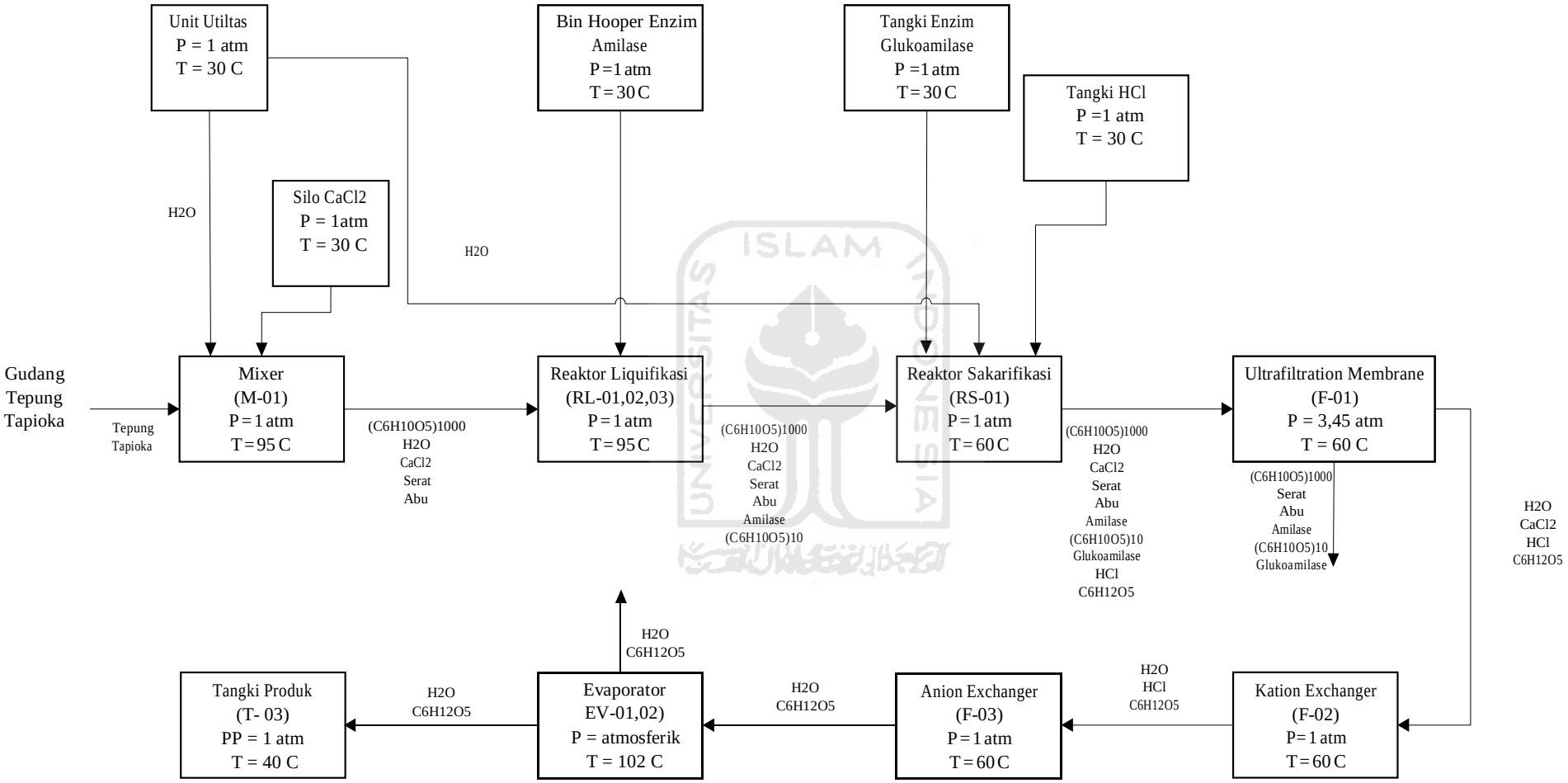
Panas Masuk (kJ/jam)		**Panas Keluar (kJ/jam)**	
Q_{in}	1174818,7407	Q_{out}	2577066,227
Beban Pemanas	247221,937		
Total	**1422040,678**	**Total**	**1422040,678**

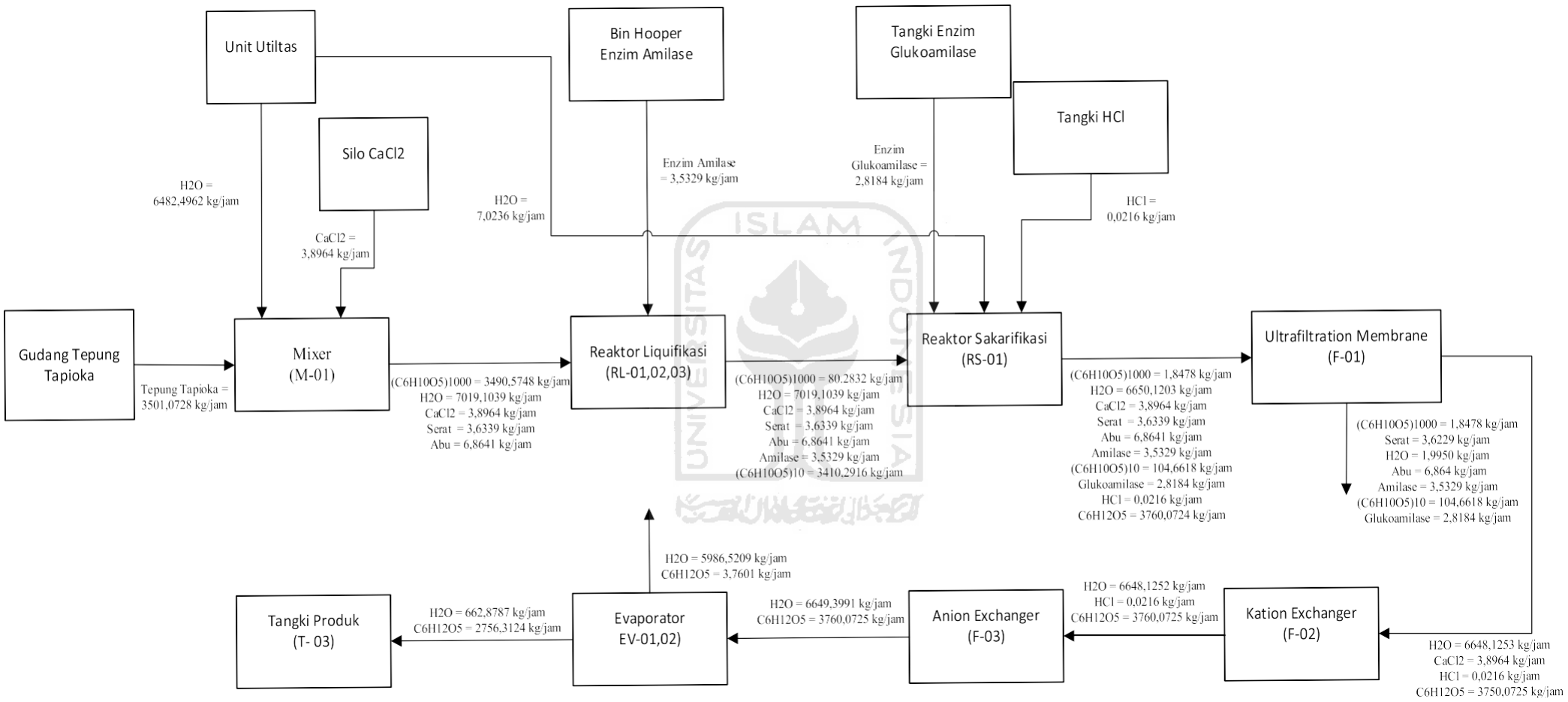
Table 4.20 Neraca Panas Evaporator

Panas Masuk (kJ/jam)		**Panas Keluar (kJ/jam)**	
Q_{in}	1847757,711	Q_{out}	14641513,403
Δhpemanas	12793766,692		
Total	**14641513,403**	**Total**	**14641513,403**

Table 4.21 Neraca Panas Cooler (CL-02)

Panas Masuk (kJ/jam)		**Panas Keluar (kJ/jam)**	
Q_{in}	664542,7685	Q_{out}	127231,412
		Air Pendingin	537311,3568
Total	**664542,7685**	**Total**	**664542,7685**


Unit Utiltas
P = 1 atm
T = 30 C
Bin Hooper Enzim
Amilase
P =1 atm
T = 30 C
Tangki Enzim
Glukoamilase
P =1 atm
T = 30 C
Tangki HCl
P =1 atm
T = 30 C
H2O
Silo CaCl2
P = 1atm
T = 30 C
H2O
Gudang
Tepung
Tapioka
Tepung
Tapioka
Mixer
(M-01)
P = 1 atm
T = 95 C
(C6H10O5)1000
H2O
CaCl2
Serat
Abu
Reaktor Liquifikasi
(RL-01,02,03)
P = 1 atm
T = 95 C
(C6H10O5)1000
H2O
CaCl2
Serat
Abu
Amilase
(C6H10O5)10
Reaktor Sakarifikasi
(RS-01)
P = 1 atm
T = 60 C
(C6H10O5)1000
H2O
CaCl2
Serat
Abu
Amilase
(C6H10O5)10
Glukoamilase
HCl
C6H12O5
Ultrafiltration Membrane
(F-01)
P = 3,45 atm
T = 60 C
(C6H10O5)1000
Serat
Abu
Amilase
(C6H10O5)10
Glukoamilase
H2O
CaCl2
HCl
C6H12O5
H2O
C6H12O5
Tangki Produk
(T- 03)
PP = 1 atm
T = 40 C
H2O
C6H12O5
Evaporator
EV-01,02)
P = atmosferik
T = 102 C
H2O
C6H12O5
Anion Exchanger
(F-03)
P = 1 atm
T = 60 C
H2O
HCl
C6H12O5
Kation Exchanger
(F-02)
P = 1 atm
T = 60 C



Gambar 4.4 Diagram Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas merupakan unit pelayanan yang sangat penting untuk kelancaran proses dalam suatu industri. Utilitas yang diperlukan didalam pabrik sirup glukosa ini antara lain :

4.5.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Dalam perancangan pabrik sirup glukosa ini, kebutuhan air berasal dari air Sungai Way Seputih. Sungai Way Seputih merupakan salah satu nama sungai yang berada di daerah Lampung. Sungai Way Seputih terletak di Kabupaten Lampung Tengah. Hal-hal yang menjadi pertimbangan antara lain :

1. Letak sungai Way Seputih dekat dengan lokasi pabrik.

2. Sungai merupakan sumber air yang memiliki kontinuitas relatif tinggi sehingga kemungkinan kekeringan relatif kecil.

3. Pengolahan air sungai lebih mudah dan sederhana dibanding dengan air laut.

Kebutuhan air pabrik sirup glukosa ini antara lain :

1. Air Proses

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

air yang dapat menimbulkan korosi. Peralatan yang memerlukan air selama proses berlangsung yaitu : *mixer* dan reaktor sakarifikasi.

Table 4.22 Jumlah Kebutuhan air proses

Alat Proses	Air yang dibutuhkan (kg/jam)
*Mixe*r	6482,496157
R. Sakarifikasi	7,023646
Total	**6489,519803**

2. Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan pendingin, seperti : *cooler* dan jaket pendingin.

Table 4.23 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin

Alat Proses	Air yang dibutuhkan (kg/jam)
Reaktor Liquifikasi 01	3672,0934
Reaktor Liquifikasi 02	1342,9895
Reaktor Liquifikasi 03	115,4063
Reaktor Sakarifikasi	55298,9721
Cooler-01	12268,0883
Cooler-02	6423,8475
Total	**79120,3970**

Air pendingin dilakukan *over design* sebanyak 20% dari kebutuhan sehingga kebutuhanya yaitu 94944 Kg/jam. Dan kebutuhan *make up* air pendingin sebanyak 1595,0672 kg/jam.

3. Air umpan boiler

Air umpan boiler digunakan untuk alat proses yang membutuhkan *steam*, seperti : *heater* dan evaporator.

Table 4.24 Jumlah Kebutuhan Air Umpan Boiler

Alat proses	**Air yang dibutuhkan (kg/jam)**
Heater 01	799,3516
Heater 02	112,2562
Evaporator	5906,3331
Total	**6817,9409**

Kebutuhan air pembangkit steam sebesar 6817,9409 kg/jam dan dilakukan *over design* 20% sehingga kebutuhanya yaitu 8181,53 Kg/jam. *Make up* air umpan *boiler* 20% dari kebutuhan sebesar 1636 kg/jam.

4. Air Domestik

Kebutuhan air domestic terdiri kebutuhan air untuk tempat tinggal area mess dan kebutuhan air karyawan. Menurut standar WHO kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100-120 liter/hari.

Table 4.25 Jumlah Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan	Air yang dibutuhkan (kg/jam)
Karyawan	834
Mess	11520
Total	**12354**

Table 4.26 Kebutuhan Air Sungai

Jenis Kebutuhan	Air yang dibutuhkan (kg/jam)
Process Water	6532
Cooling Water	94944
Steam Water	8182
Service Water	700
Domestic Water	12354
Total	**122711**

Sehingga jumlah air sungai yang dibutuhkan setelah over desain 20% sebesar 122711 kg/jam.

Air yang berasal dari Sungai Way Seputih dilakukan pengolahan terlebih dahulu untuk memenuhi syarat-syarat air sehingga dapat dipergunakan. Ada beberapa bagian proses pengolahan air, antara lain : pengolahan secara kimia, pengolahan secara fisika dan penambahan bahan kimia tertentu.

Air dari Sungai Way Seputih dialirkan ke screening menggunkan pompa untuk menyaring kotoran kotoran yang berukuran besar seperti daun, ranting, dan sampah sampah lainnya, lalu dialirkan ke *reservoir* bak sedimentasi untuk mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi.

Kemudian air dari *reservoir* dialirkan menuju ke bak koagulasi dan flukolasi untuk mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk mengumpalkan kotoran $Al_2(SO_4)_3.18H_2O$ dan Na_2CO_3 digunkan sebagai penggumpal/kotoran. Selanjutmya air akan dialirkan menuju ke bak pengendap untuk mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi. Kemudian dari bak pengendap air dialirkan menuju *Sand Filter* akan dialirkan menuju bak penampung sementara sebelum nantinya diolah lebih lanjut untuk keperluan air sanitasi atau air keperluan umum, air pendingin, serta air untuk umpan *boiler*.

Berikut adalah pengolahan air sanitasi, air proses dan air umpan boiler :

1. Pengolahan air sanitasi

Pengolah air sanitasi bertujuan agar air dapat digunakan untuk kebutuhan sehari-hari. Air dari tangki penampung air bersih dialirkan ke tangki klorinator kemudian ditambahkan kaporit. Kaporit merupakan desinfektan yang berfungsi untuk membunuh

mikroorganisme yang terdapat dalam air. Kemudian air yang sudah bersih ditampung dalam tangki penampung air sanitasi.

2. Pengolahan air umpan boiler (*boiler feed water*)

a. Demineralisasi Air

Demineralisasi air berfungsi menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+}, Mg^{2+}, HCO^{3-}, SO_4^{2+}, Cl^- dan lain-lain dengan menggunakan resin. Demineralisasi air ini akan menghasilkan air yang bebas mineral. Kemudian diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler. Air umpan boiler memiliki kriteria sebagai berikut :

a. Air umpan boiler tidak boleh menimbulkan kerak pada shell dan tube heat exchanger.

b. Air umpan boiler harus bebas dari gas-gas yang dapat mengakibatkan terjadinya korosi seperti gas oksigen dan karbon dioksida.

Air dari tangki penampung air bersih diumpankan ke mixed bed untuk menghilangkan kesadahan yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg,serta anion seperti Cl, SO4, dan NO3.

b. Deaerator

Daerator berfungsi untuk menghilangkan gas – gas terlarut seperti oksigen dan karbon dioksida yang terkandung dalam air

setelah proses deminieralisasi agar tidak menimbulkan korosi terutama O_2,CO_2,NH_3 dan H_2S.

3. Air pendingin

Air pendingin berasal dari air sungai yang telah diolah dan merupakan keluaran dari *sand filter*. Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan selama proses produksi kemudian di*recycle* dengan cara didinginkan dalam *cooling tower*. Air yang hilang akibat penguapan, terbawa tetesan udara di dalam *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan di tangki penampung air bersih. Air pendingin disuntikkan bahan-bahan kimia agar tahan korosi, tidak menimbulkan kerak, dan tidak menimbulkan mikroorganime seperti lumut. Bahan-bahan kimia yang digunakan antara lain :

- Fosfat, berfungsiuntuk mencegah timbulnya kerak.
- Klorin, berfungsi untuk membunuh mikroorganisme.
- Zat *dispersant*, berfungsi untuk mencegah terbentuknya penggumpalan (pengendapan fosfat).

4.5.2 Unit Pengadaan Steam

Kebutuhan *steam* untuk heater dan evaporator sebesar 6817,9404 kg/jam. Kebutuhan steam ini dipenuhi oleh boiler. Air yang masuk *boiler* adalah air yang memiliki kesadahan yang rendah. Karena air yang memiliki kesadahan tinggi akan menimbulkan kerak di dalam

boiler. Oleh karena itu, sebelum masuk *boiler* air dilewatkan dalam *mixed bed* terlebih dahulu untuk mengurangi tingkat kesadahan.

4.5.3 Unit Pengadaan Listrik

Listrik merupakan kebutuhan pokok suatu industri. Pabrik sirup glukosa ini membutuhkan listrik untuk pengerak alat-alat proses, utilitas, instrumen, bengkel, ruang kontrol, penerangan dan keperluan perkantoran. Kebutuhan listrik total sebesar 886,3471 Kw. Seluruh kebutuhan listrik ini dipenuhi dari PLN. Pabrik sirup glukosa juga menggunakan cadangan generator diesel. Generator diesel digunakan ketika listrik dari PLN terjadi pemadaman.

4.5.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Pada pabrik sirup glukosa ini, peralatan yang menggunakan bahan bakar yaitu boiler dan generator diesel. Boiler menggunakan bahan bakar *fuel oil* sebesar 215,0161 kg/jam yang dibeli dari Pertamina. Sedangkan generator diesel menggunakan *diesel oil* sebesar 147 kg/jam.

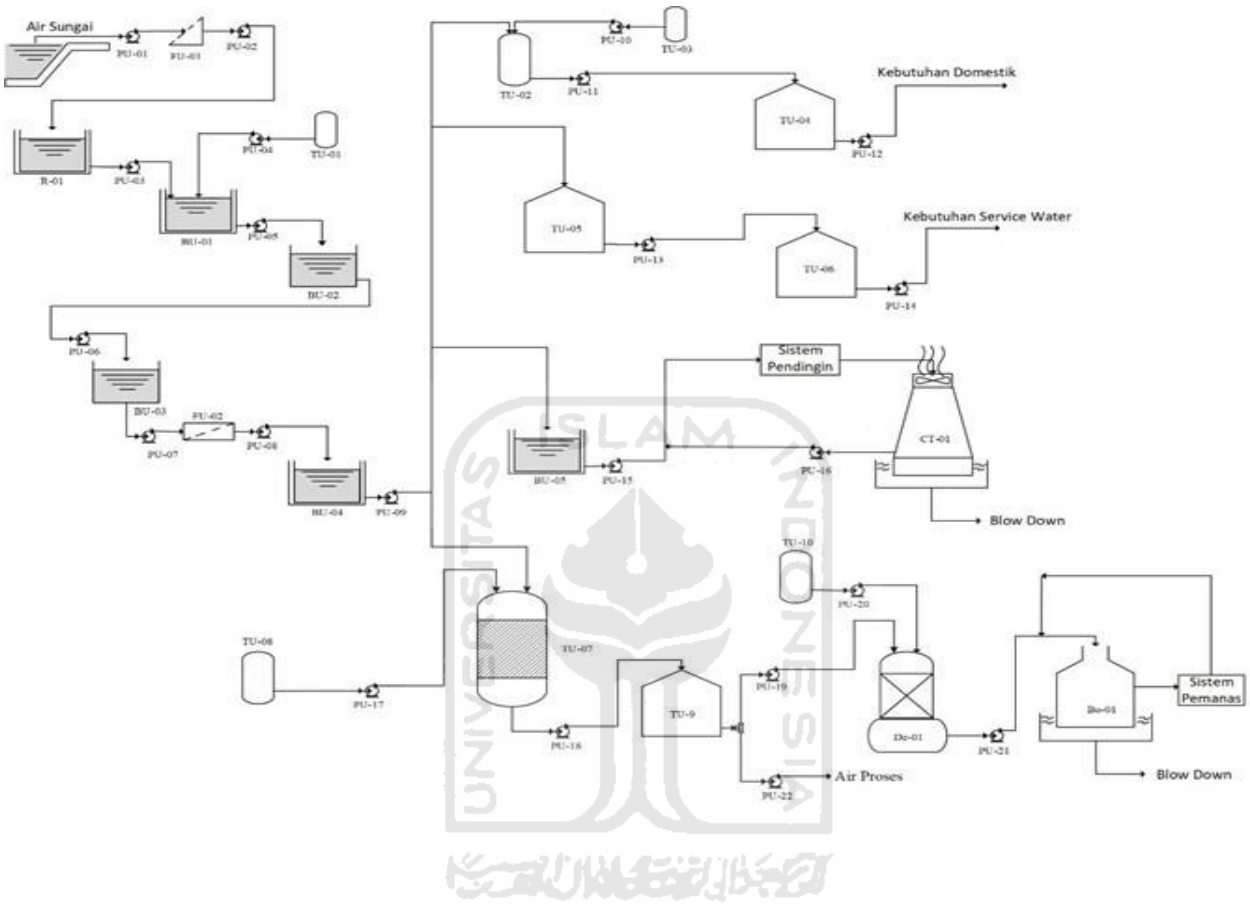
4.5.5 Unit Penyediaan Udara Instrumen

Unit penyediaan udara tekan diperlukan untuk menggerakkan instrumen-intrumen pengendali yang bekerja secara *pneumatik*. Udara tekan yang digunakan pada pabrik Sirup Glukosa ini sebanyak 50,976 m^3/jam .

4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik sirup glukosa ini menghasilkan limbah berupa limbah padat, cair dan gas. Limbah padat dan cair berasal dari konsentrat

ultrafiltration membran dan limbah gas berasal dari hasil atas evaporator. Limbah dari proses produksi sirup glukosa ini akan diolah lebih lanjut di Unit Pengolahan Limbah (UPL).



Keterangan :

1. PU = Pompa Utilitas
2. Fu-01 = Screening
3. R-01 = Resevoir/Sedimentas
4. BU-01 = Bak Koagulasi & Flokulasi
5. TU-01 = Tangki Larutan Alum
6. BU-02 = Bak Pengendap I
7. BU-03 = Bak pengendap II
8. FU-02 = Sand Filter
9. BU-04 = Bak Penampung Sementara
10. TU-02 = Tangki Klorinasi
11. TU-03 = Tangki Kaporit
12. TU-04 = Tangki Aie Kebutuhan Domestik
13. TU-05 = Tangki *Service Water*
14. TU-06 = Tangki Air Bertekanan
15. BU -05 = Bak *Cooling Water*
16. CT-01 = *Cooling Tower*
17. TU-07 = *Mixed Bed*
18. TU-08 = Tangki NaCl
19. TU-09 = Tangki Air Demin
20. TU-10 = Tangki N2H4
21. DE-01 = Deaerator
22. BO-01 = Boiler

Gambar 4.5 Diagram Unit Utilitas

4.5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

1. *Screening/* Saringan (FU-01)

Fungsi	:	Menyaring kotoran kotoran yang berukuran besar. Seperti daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya dengan jumlah air yang diolah sebesar 158587 kg/jam.
Bahan	:	Alumunium
Panjang	:	10 ft
Lebar	:	8 ft
Diameter Saringan	:	8 cm
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	$ 27.534

2. *Resevoir/*Sedimentasi (RU-01)

Fungsi	:	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi dengan jumlah air yang diolah 150657 kg/jam dan waktu tinggal 8 jam.

Bahan	:	Alumunium
Jenis	:	Berbentuk bak yang diperkuat beton bertulang.
Volume	:	1061,3665 m^3
Tinggi	:	6,4259 m
Panjang	:	12,8516 m
Lebar	:	12,8518 m
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	$ 1.579

3. Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-01)

Fungsi	:	Mengendapkan kotoran yang berupa disperse koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggunmpalkan kotoran. Jumlah air yang diolah sebesar 143124,4410 kg/jam.
Jenis	:	Berbentuk bak silinder yang dilengkapi dengan pengaduk.
Volume	:	167,907 m^3
Tinggi	:	5,9804 m
Diameter	:	5,9804 m
Jenis Pengaduk	:	Marine propeller 3 balde
Daya Pengaduk	:	2,000 Hp

Jumlah	:	1 unit
Harga	:	$ 4.698

4. Tangki Larutam Alum (TU-01)

Fungsi	:	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi.
Jenis	:	Tangki silinder tegak.
Tinggi	:	1,9326 m
Diameter	:	1,9426 m
Volume	:	1,1989\ m^3
Jumlah	:	1
Harga	:	$ 87.401

5. Bak Pengendap I (BU-02)

Fungsi	:	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi jumlah air yang diolah sebanyak 143124 kg/jam.
Jenis	:	Berbentuk bak yang diperkuat beton bertulang.
Tinggi	:	6,3170 m
Panjang	:	12,6340 m

Lebar	:	126340 m
Volume	:	1008,2981 m^3
Jumlah	:	1
Harga	:	$ 1.532

6. Bak Pengendapan II (BU-03)

Fungsi	:	Mengendapkan endapan yang terbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memeberi kesempatan pada flokulasi ke 2). Jumlah air sungai yan diolah sebanyak 135968 kg/jam.
Jenis	:	Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang.
Tinggi	:	6,2099 m
Panjang	:	12,4198 m
Lebar	:	12,4198 m
Volume	:	957,8832 m^3
Jumlah	:	1
Harga	:	$ 1.485

7. *Sand Filter* (F-01)

Fungsi	:	Menyaring partikel-partikel halus yang

ada dalam air sungai. Jumlah air yang diolah sebesar 129170 kg/jam.

Jenis : Berbentuk bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Tinggi : 1,6431 m

Panjang : 3,2863 m

Lebar : 3,2863 m

Volume : 17,7450 m^3

Jumlah : 1

Harga : $ 1.375

8. Bak Penampung Sementara (BU-04)

Fungsi : Menampung sementara raw water setelah disaring di *sand filter* sebesar 122711 kg/jam.

Jenis : Berbentuk bak persegi diperkuat beton bertulang.

Panjang : 6,6032 m

Tinggi : 3,3016 m

Volume : 143,9592 m^3

Jumlah : 1

Harga : $ 1.396

9. Tangki Klorinasi (TU-02)

Fungsi	:	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga sebesar 12353,6504 kg/jam.
Jenis	:	Tangki silinder tegak berpengaduk.
Tinggi	:	2,6430 m
Diameter	:	2,6430 m
Volume	:	12,0773 m^3
Jumlah	:	1
Harga	:	$ 34.960

10. Tangki Kaporit (TU-03)

Fungsi	:	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 bulan yang akan dimasukkan kedalam Tangki Klorinasi (TU-02).
Jenis	:	Tangki silinder tegak.
Tinggi	:	0,3439 m
Diameter	:	0,3439 m
Volume	:	0,0319 m^3
Jumlah	:	1

Harga : $ 3.998

11. Tangki Bersih (TU-04)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga sebanyak 12353,6504 kg/jam.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Tinggi : 7,6237 m

Diameter : 7,6237 m

Volume : 347,8255 m^3

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 64.094

12. Tangki *Service Water* (TU-05)

Fungsi : Menampung untuk keperluan layanan umum sebesar 700 kg/jam dengan waktu tinggal selama 24 jam.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Tinggi : 2,9282 m

Diameter : 2,9282 m

Volume : 19,7090 m^3

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 38.844

13. Tangki Air Bertekanan (TU-06)

Fungsi : Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum sebesar 700 kg/jam dengan waktu tinggal selama 24 jam.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Tinggi : 2,9282 m

Diameter : 2,9282 m

Volume : 19,7090 m^3

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 38.844

14. Bak Air Pendingin (BU-05)

Fungsi : Menampung kebutuhan air pendingin sebesar 94944,4762 kg/jam dengan waktu tinggal selama 1 jam.

Jenis : Bak Persegi Panjang.

Tinggi : 3,0310 m

Panjang : 6,0620 m

Lebar : 6,0620 m

Volume : 111,3845 m^3

Jumlah	:	1 unit
Harga	:	$ 1.196

15. Cooling Tower (CT-01)

Fungsi	:	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan oleh alat-alat proses sebanyak 94944,4762 kg/jam.
Jenis	:	*Induced draft cooling tower*.
Tinggi	:	2,4646 m
Panjang	:	12,5290 m
Lebar	:	12,5290 m
Cooling Tower Area	:	156,9768 ft^2
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	$ 1.127.761

16. Blower Cooling Tower (BL-01)

Fungsi	:	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan. Digunakan media pendingin udara dengan kebutuhan udara 221325,4256 ft3/jam
Efisiensi Motor	:	0,87

Daya Motor	:	15 Hp
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	$ 31.575

17. Mixed Bed (TU-07)

Fungsi	:	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca+ dan Mg+, serta anion seperti Cl, SO4, dan NO3. Jumlah air yang diperlukan sebanyak 8181,5291 kg/jam.
Jenis	:	Tangki silinder tegak.
Diameter	:	37,6968 m
Tinggi	:	0,9144 m
Tebal Tangki	:	0,3125 in
Volume	:	850,0292 m^3
Jumlah	:	2 unit
Harga	:	$ 1.142.499

18. Tangki NaCl (TU-08)

Fungsi	:	Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.

Jenis	:	Tangki silinder tegak.
Diameter	:	16,3070 m
Tinggi	:	16,3070 m
Volume	:	2404,0322 m^3
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	$ 4.227

19. Tangki Air Demin (TU-09)

Fungsi	:	Menampung untuk keperluan boiler dengan jumlah air sebesar 8181,5291 kg/jam.
Jenis	:	Tangki silinder tegak.
Diameter	:	66,9554 m
Tinggi	:	66,9554 m
Volume	:	235628,0387 m^3
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	$ 91.628

20. Deaerator (DE-01)

Fungsi	:	Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama O2, CO2, NH3, dan H2S dengan

		jumlah air yang diolah sebesar 8181,5291 kg/jam.
Jenis	:	Tangki silinder tegak.
Diameter	:	23,2121 m
Tinggi	:	23,2121 m
Volume	:	9817,8349 m^3
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	$ 41.198

21. Tangki N2H4

Fungsi	:	Menyimpan larutan N2H4 untuk digunkan pada proses deaerator.
Jenis	:	Tangki silinder tegak.
Diameter	:	2,3339 m
Tinggi	:	2,3339 m
Volume	:	9,9795 m^3
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	$ 30.733

22. Boiler (BO-01)

Fungsi	:	Membuar larutan saturated steam
Jenis	:	*Water Tube Boiler*
Kebutuhan Steam	:	8181,53 kg/jam
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	$ 785.024

23. Tangki Bahan Bakar

Fungsi	:	Menampung bahan abakar boiler untuk persediaan selama 14 hari sebanayak 215,0161.
Jenis	:	Tangki silinder tegak
Diameter	:	8,0210 m
Panjang	:	8,0210 m
Volume	:	258,0193 m^3
Jumlah	:	1 unit
Harga	:	$ 15.994

24. Kompresor (KU)

Fungsi	:	Mengompres udara menjadi undara bertekanan.
Jenis	:	*Single Stage Reciprocating Compressor*

Daya motor : 3,45 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 62.152

25. Tangki Silica Gel (TU-10)

Fungsi : Menampung udara kering dengan jumlah kebutuhan udara sebanyak 37 m^3/jam.

Jenis : Tangki silinder tegak

Diameter : 0,2669 m

Panjang : 0,5338 m

Volume : 0,0224 m^3

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 62.151

26. Pompa Utilitas (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai menuju screening sebanyak 158587 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Dimensi

Head : 25,6151 ft

ID : 10,020 in

IPS : 10,00 in

Sch : 40

Daya Motor : 10 Hp

Jumlah : 2 Unit

Harga : $ 60.323

27. Pompa Utilitas (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air sungai dari screening ke *reservoir* (sedimentasi) sebanyak 150657 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Dimensi

Head : 25,0369 ft

ID : 10,020 in

IPS : 10,00 in

Sch : 40

Daya Motor : 7,5 Hp

Jumlah : 2 Unit

28. Pompa Utilitas (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Reservoir menuju Bak Koagulan dan Flokulasi sebanyak

143124 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Dimensi

Head : 37,6385 ft

ID : 10,020 in

IPS : 10,00 in

Sch : 40

Daya Motor : 15 Hp

Jumlah : 2 Unit

Harga : $ 60.323

29. Pompa Utilitas (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air dari Tangki Alum (TU-01) menuju ke Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-01) sebanyak 1,1988 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Dimensi

Head : 32,8164 ft

ID : 0,269 in

IPS : 0,125 in

Sch : 40

Daya Motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 Unit

Harga : $ 17.137

30. Pompa Utilitas (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Koagulasi (BU-01) menuju Bak Pengendap I (BU-02) sebanyak 143124 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Dimensi

Head : 24,5151 ft

ID : 10,020 in

IPS : 10,00 in

Sch : 40

Daya Motor : 7,5 Hp

Jumlah : 2 Unit

Harga : $ 60.323

31. Pompa Utilitas (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Pengendap I (BU-02) menuju Bak Pengendap II (BU-03) sebanyak 135968 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Dimensi

Head	:	36,8002 ft
ID	:	10,020 in
IPS	:	10,00 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	10 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 60.323

32. Pompa Utilitas (PU-07)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari Bak Pengendap II (BU-03) menuju *Sand Filter* sebanyak 129170 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*

Dimensi

Head	:	13,4451 ft
ID	:	10,020 in
IPS	:	10,00 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	5 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 60.323

33. Pompa Utilitas (PU-08)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari *Sand Filter* (F-01) menuju Bak Penampung Dementara (BU-04) sebanyak 122711 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	28,1206 ft
ID	:	7,981 in
IPS	:	8,00 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	7,5 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 48.441

34. Pompa Utilitas (PU-09)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-04) menuju ke area kebutuhan air sebanyak 122711 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	10,0759 ft
ID	:	7,981 in

IPS	:	8,00 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	3 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 48.441

35. Pompa Utilitas (PU-10)

Fungsi	:	Mengalirkan kaporit dari Tangki Kaporit (TU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02) sebanyak 0,08683 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	32,8085 ft
ID	:	0,269 in
IPS	:	0,125 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	0,5 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 17.137

36. Pompa Utilitas (PU-11)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-02) menuju Tangki Air Bersih (TU-04) sebanyak 12354kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	23,9752 ft
ID	:	3,068 in
IPS	:	3,00 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	1 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 29.019

37. Pompa Utilitas (PI-12)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari Tangki Air Bersih (TU-04) menuju area Domestik sebanyak 12354 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	12,4990 ft

ID	:	3,068 in
IPS	:	3,00 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	0,5 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 29.019

38. Pompa Utilitas (PU-13)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari Tangki Service Water (TU-05) menuju Tangki Air Bertekanan (TU-06) sebanyak 700 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	13,3090 ft
ID	:	1,049 in
IPS	:	1,00 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	2 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 17.137

39. Pompa Utilitas (PU-14)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari Tangki Air Bertekanan (TU-06) menuju ke are kebutuhan service sebanyak 700 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	12,3096 ft
ID	:	1,049 in
IPS	:	1,00 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	1,5 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 17.137

40. Pompa Utilitas (PU-15)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari Bak Air Pendingin (BU-05) menuju Cooling Tower sebanyak 94944 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	16,3971 ft

ID	:	7,981 in
IPS	:	8,00 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	5 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 48.441

41. Pompa Utilitas (PU-16)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari Cooling Tower (CT-01) menuju recycle dari Bak Air Pendingin (BU-05) sebanyak 94944 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	41,0036 ft
ID	:	7,981 in
IPS	:	8,00 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	7,5 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 48.441

42. Pompa Utilitas (PU-17)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari Tangki Penampung NaCl (TU-08) menuju Mixed Bed (TU-007) sebanyak 68080,4434 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	22701,1399 ft
ID	:	0,622 in
IPS	:	0,50 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	10 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 17.137

43. Pompa Utilitas (PU-18)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari Tangki Mixe Bed (TU-07) menuju Tangi Air Demin sebanyak 8182 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	81,9811 ft
ID	:	2,469 in

IPS	:	2,50 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	2 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 22.621

44. Pompa Utilitas (PU-19)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari Tangki Air Demin (TU-09) menuju Tangki Deaerator sebanyak 8182 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	30,7604 ft
ID	:	2,469 in
IPS	:	2,50 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	0,75 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 22.621

45. Pompa Utilitas (PU-20)

Fungsi	:	Mengalirkan larutan Hydrazine dari Tangki N2H4 (TU-10) menuju Tangki Deaerator sebanyak 0,2454 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	26,2470 ft
ID	:	0,269 in
IPS	:	0,125 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	0,5 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 17.137

46. Pompa Utilitas (PU-21)

Fungsi	:	Mengalirkan air dari Deaerator (DE-01) menuju Boiler (BO-01) sebanyak 8182 kg/jam.
Jenis	:	*Centrifugal Pump*
Dimensi		
Head	:	70,1304 ft

ID	:	2,469 in
IPS	:	2,50 in
Sch	:	40
Daya Motor	:	2 Hp
Jumlah	:	2 Unit
Harga	:	$ 22.621

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Organisasi Perusahaan

Pabrik sirup glukosa akan didirikan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT) yang berlokasi di daerah Lampung Tengah. Alasan didirikannya pabrik ini dalam bentuk Perseroan Terbatas antara lain:

1. Modal mudah didapat dengan cara menjual saham perusahaan.
2. Kalancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Kelangsungan hidup perusahaan tidak dipengaruh oleh pemegang saham, direksi dan karyawan perusahaan sehingga lebih terjamin.
4. PT dapat memperluas usaha dari modal masyarakat.
5. PT dapat meminjam modal dari bank dengan jaminan perusahaan.

Perseroan Terbatas (PT) mempunyai ciri-ciri perseroan terbatas yaitu :

1. Perusahaan yang dibentuk dalam Perseroan Terbatas didirikan dengan akta notaris.
2. Pemilik pemegang saham disebut dengan pemilik perusahaan.
3. Direksi adalah pemimpin dari suatu perusahaan. Direksi biasanya dipilih oleh para pemegang saham.

4.6.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penunjang kemajuan suatu perusahaan. Komunitas dalam suatu perusahaan dapat mempengaruhi kelancaran perusahaan. Ada beberapa pedoman agar mendapatkan suatu sistem yang baik, diantaranya yaitu :

- Tujuan perusahaan dirumuskan secara jelas
- Wewenang dan pembagian tugas kerja didelegasikan secara jelas
- Adanya organisasi perusahaan yang fleksibel
- Adanya kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Adanya sistem pengontrol atas pekerjaan yang dilaksanakan

Untuk memperoleh struktur organisasi yang baik maka hal-hal tesebut dapat dijadikan pedoman oleh suatu perusahaan. Salah satunya yaitu *System Line and Staff*. Sistem ini memiliki garis kekuasaan lebih praktis dan sederhana. Selain itu, sistem ini juga ada pembagian tugas

kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional sehingga karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasan saja. Terdapat dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan garis organisasi dan staf ini, yaitu :

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

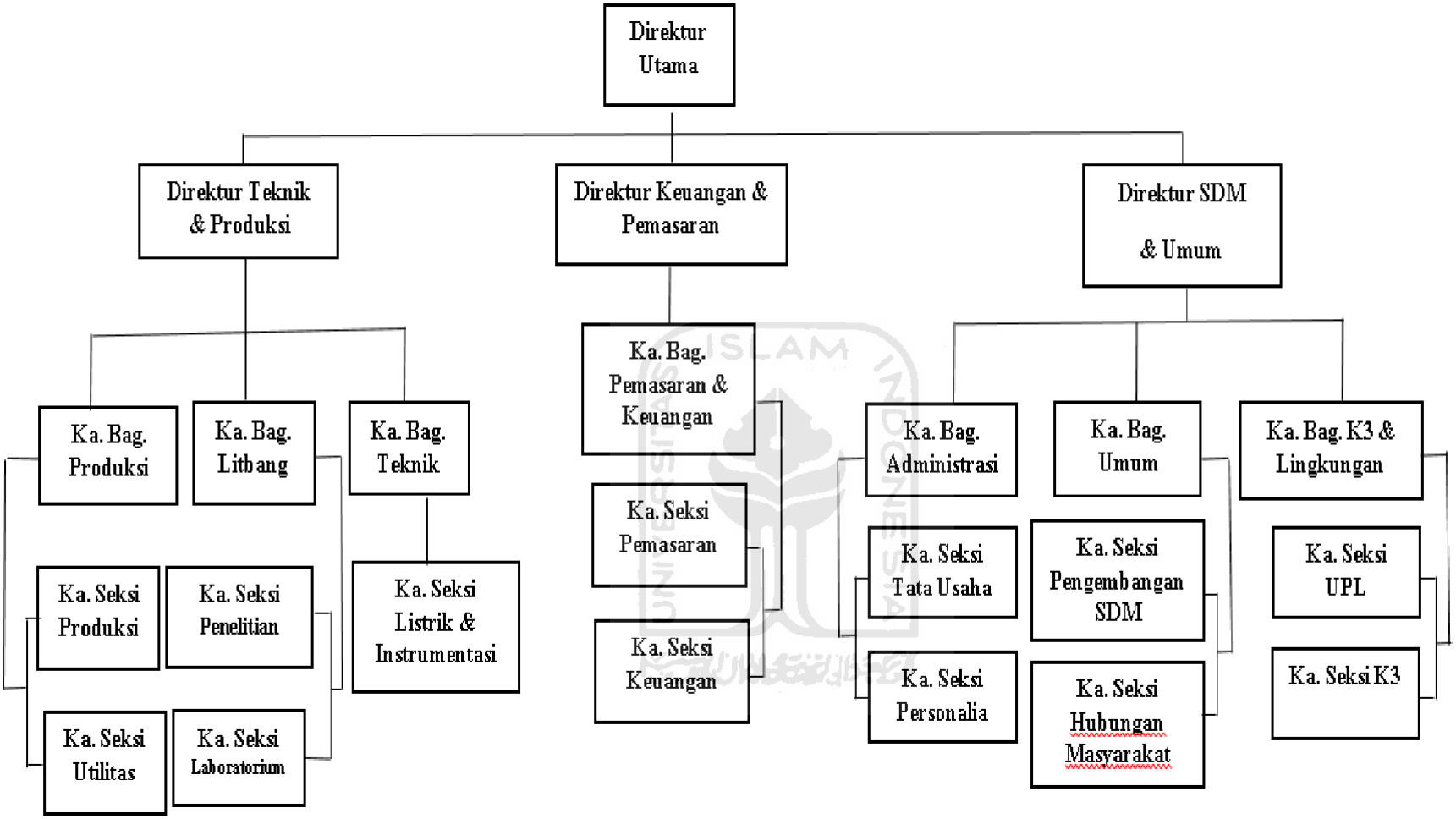
Dalam pelaksanaan tugas sehari-hari, Dewan Komisaris mewakili para pemegang saham. Seorang Direktur bertugas menjalankan perusahaan yang dibantu oleh Manajer Produksi dan Manajer Umum.

Manajer Produksi membawahi bagian operasi dan teknik, sedangkan Manajer Umum membawahi pemasaran dan kelancaran produksi. Manajer membawahi kepala bagian sedangkan kepala bagian akan membawahi kepala seksi. Kepala seksi akan membawahi dan mengawasi karyawan perusahaan.

Untuk mencapai kelancaran produksi maka diperlukan staf ahli dari orang-orang ahli dibidangnya. Staf ahli bertugas memberikan bantuan ide dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada beberapa manfaat adanya struktur organisasi dalam suatu perusahaan, yaitu :

- Dapat menjelaskan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang, dan lain-lain.
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- Penyusunan program pengembangan manajemen.
- Dapat mengatur kembali langkah kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



Gambar 4.6 Bagan Organisasi

4.6.3 Tugas dan Wewenang

4.6.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah kumpulan dari beberapa orang untuk mengumpulkan modal demi kepentingan pendirian suatu perusahaan dan berjalannya operasi perusahaan tersebut.

Kekuasaan tertinggi perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang berwewenang untuk :

a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.

b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.

c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.6.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris adalah seorang pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham. Oleh karena itu, Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris antara lain :

a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
b. Mengawasi tugas-tugas Direktur.
c. Membantu Direktur dalam tugas-tugas yang penting.

4.6.3.3 Direktur Utama

Direktur Utama adalah pimpinan paling tinggi dalam perusahaan dan memiliki tanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur membawahi Manajer Produksi dan Manajer Umum. Berikut ini merupakan tugas dari Direktur Utama, yaitu :

a. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan.
c. Membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
d. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat.

e. Mengkoordinir kerjasama dengan Manajer Produksi dan Manajer Umum.

4.6.3.4 Direktur Bagian

Direktur Bagian adalah orang yang memiliki peran untuk memberikan bantuan kepada Direktur Utama dalam melaksanakan operasional perusahaan dan memiliki tanggungjawab kepada Direktur Utama. Manajer dibagi menjadi dua bagian yaitu :

a. Direktur Bagian Teknik dan Produksi

Direktur Bagian Teknik dan Produksi memiliki tugas sebagai berikut :

- Bertanggung jawab kepada Direktur dalam bidang operasi dan teknik.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

b. Direktur Bagian Keuangan dan Pemasaran

Direktur Bagian Keuangan dan Pemasaran memiliki tugas sebagai berikut :

- Bertanggung jawab kepada Direktur dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4.6.3.5 Staff Ahli

Staf Ahli merupakan tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik, administrasi, maupun hukum. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Adapun beberapa tugas dari Staf Ahli, yaitu :

a. Memberi nasihat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
b. Mengadakan evaluasi di bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
c. Memberi saran-saran dalam bidang hukum.

4.6.3.6 Kepala Bagian

Kepala Bagian memiliki tugas untuk mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Dalam suatu perusahaan, kepala bagian dibagi menjadi tujuh bagian, yaitu :

a. Kepala Bagian Operasi

Kepala bagian operasi bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala Bagian Operasi membawahi :

1. Seksi Produksi dan Utilitas
2. Seksi Teknikal
3. Seksi Laboratorium

b. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Manajer Produksi. Kepala Bagian Teknik memiliki tugas sebagai berikut :

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

1. Seksi Pemeliharaan Peralatan
2. Seksi Pengadaan Peralatan

c. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan membawahi :

1. Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja
2. Seksi Pengolahan Limbah

d. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang) bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan. Kepala Bagian

Penelitian dan Pengembangan (Litbang) membawahi :

1. Seksi Penelitian

2. Seksi Pengembangan

e. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

1. Seksi Pembelian
2. Seksi Pemasaran

f. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang administrasi dan keuangan. Bagian Administrasi dan Keuangan membawahi :

1. Seksi Administrasi
2. Seksi Kas

g. Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala Bagian Personalia dan Umum bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala Bagian

Personalia dan Umum membawahi :

1. Seksi Personalia
2. Seksi Humas
3. Seksi Keamanan dan Ketertiban

4.6.3.7 Kepala Seksi

Kepala Seksi merupakan pelaksana pekerjaan dalam lingkungan sesuai bidangnya dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala bagiannya masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.6.4 Status Karyawan dan Sistem Penggajian

Pada pabrik Sirup Glukosa ini memiliki sistem penggajian karyawan yang berbeda-beda, sesuai dengan status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

a. Status Karyawan

Status karyawan pada pabrik Sirup Glukosa ini dibagi menjadi tiga, yaitu :

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang telah memenuhi syarat-syarat yang ditentukan, diterima, dipekerjakan dan mendapat balas jasa serta terikat dalam hubungan kerja dengan perusahaan untuk jangka waktu yang tidak terbatas.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan dalam jangka waktu yang terbatas, hubungan kerja diatur dalam suatu perjanjian, dengan berpedoman pada Peraturan Menteri Tenaga Kerja No. PER 02/MEN/1993. Hak-hak karyawan kontrak dapat disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan dalam kontrak tersebut.

3. Karyawan Borongan

Karyawan borongan adalah karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan atas dasar pekerjaan harian yang bersifat tidak terus-menerus, maksimal selama 3 bulan disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan di dalam kontrak yang dimaksud.

a. Jabatan dan Keahlian

Table 4.27 Jabatan dan Prasyarat

Jabatan	**Prasyarat**
Direktur	Sarjana
Direktur Bagian Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Direktuk Bagian Keuangan dan Pemasaran	Sarjana Ekonomi (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Staf Ahli	Sarjana (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Ka. Bagian Operasi	Sarjana Teknik Kimia (Pengalaman Min. 2 Tahun)
Ka. Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin (Pengalaman Min. 2 Tahun)
Ka. Bagian K3	Sarjana Teknik Kimia (Pengalaman Min. 2 Tahun)
Ka. Bagian Litbang	Sarjana Teknik Kimia (Pengalaman Min. 2 Tahun)
Ka.Bagian Keuangan&Adm	Sarjana Ekonomi (Pengalaman Min. 2 Tahun)
Ka. Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi (Pengalaman Min. 2 Tahun)
Ka.Bagian Personalia&Umum	Sarjana FISIP (Pengalaman Min. 2 Tahun)
Kepala Seksi	Sarjana

Lanjutan Tabel 4.27 Jabatan dan Prasyarat

Jabatan	Prasyarat
Kepala Regu	Sarjana Muda
Foreman	STM/SMU sederajat
Operator	STM/SMU sederajat
Medis	Dokter
Paramedis	Paramedis
Keamanan	SMU sederajat
Sopir dan cleaning servise	SMP/SMU

b. Pembagian Jam Kerja

Pabrik Sirup Glukosa akan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang lain dapat digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shutdown*. Pembagian kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

1. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Karyawan *nonshift* seperti manajer, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi, bagian administrasi, personalia dan umum. Karyawan

nonshift dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut :

Jam Kerja karyawan *Non-Shift :*

- Hari Senin-Jumat : pukul 08.00 – 16.00

  (Waktu istirahat 12.00 – 13.00)

- Hari Sabtu dan Minggu libur

2. Karyawan *Shift*

- **Shift Pagi** : Pukul 07.00-15.00
- **Shift Siang** : Pukul 15.00-23.00
- **Shift Malam** : Pukul 23.00-07.00

Karyawan Keamanan

- **Shift Pagi** : Pukul 07.00-15.00
- **Shift Siang** : Pukul 15.00-23.00
- **Shift Malam** : Pukul 23.00-07.00

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, sebagian seksi proses, sebagian seksi laboratorium, sebagian seksi pemeliharaan, sebagian seksi utilitas, sebagian karyawan

K3 dan lingkungan serta seksi keamanan. Para karyawan shift akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut :

Table 4.28 Jadwal Kerja Karyawan

Hari ke / **Kelompok**	**1**	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**
A	I	II	III	L	I	II	III	L
B	II	III	L	I	II	III	L	I
C	III	L	I	II	III	L	I	II
D	L	I	II	III	L	I	II	III

Keterangan :

A,B,C,D : Kelompok kerjashift

1,2,3,… : Hari kerja

L : Hari libur

I,II,III : Shift

Untuk karyawan *shift* ini dibagi dalam empat regu dimana tiga regu bekerja dan satu regu libur dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran tiga hari kerja dan satu hari libur tiap-tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya.

Seluruh karyawan diwajibkan untuk presensi agar menciptakan kedisiplinan demi kelancaran produksi dari suatu pabrik..

c. Jumlah Karyawan dan Gaji

Table 4.29 Jumlah Karyawan dan Gaji

Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp) Per orang
Direktur Utama	1	40.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	30.000.000
Kepala Bagian	5	20.000.000
Staff Ahli	1	15.000.000
Kepala Seksi	13	15.000.000
Librarian	2	4.500.000
Dokter	2	10.000.000
Paramedis	5	5.000.000
Sopir	8	3.500.000
Operator	54	6.000.000
Karyawan Staff	79	7.000.000
Cleaning Service	10	3.500.000
Satpam	10	3.500.000
Total (/tahun)		**13.380.000.000**

d. Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

1. Tunjangan

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

2. Cuti

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

3. Pakaian Kerja

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

4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang sakit disebabkan oleh kecelakaan kerja maka biaya ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

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

6. Fasilitas

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

Adapun fasilitas yang diberikan oleh perusahaan, yaitu :

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

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

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

4.7 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi bertujuan untuk mengetahui kelayakan suatu pabrik yang untuk didirikan. Faktor - faktor yang ditinjau dalam evaluasi ekonomi antara lain :

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Event Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum pabrik dilakukan analisa ekonomi, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal antara lain :

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)

   Total Capital Investment terdiri dari :

   a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

   b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Total Production Cost terdiri dari :

a. Biaya pembuatan *(Manufacturing Cost*)

b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

c. Pendapatan modal

Perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal untuk mengetahui titik impas dari suatu pabrik. Hal-hal tersebut antara lain :

a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)

b. Biaya variable (*Variable Cost*)

c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan mengalami perubahan setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Oleh karena itu, diperlukan suatu metode untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun yang diinginkan dan perlu diketahui indeks harga peralatan pada tahun tersebut.

Indeks harga tahun 2023 diperkirakan dengan garis linier menggunakan data indeks harga dari tahun 1975 sampai 1990, sebagai berikut :

Table 4.30 Indeks Harga

Tahun	Indeks
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8

Lanjutan Tabel 4.30 Indeks Harga

Tahun	Indeks
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8

Sumber : (www.chemengonline.com/pci)

Dari indeks harga di atas maka diperoleh persamaan regresi linier sebagai berikut :

$$y = 9{,}878x - 19325 \quad (4.1)$$

Persamaan regresi linier tersebut digunakan untuk mencari indeks harga pada tahun pabrik didirikan. Dalam rencana, pabrik akan didirikan pada tahun 2025. Indeks harga pada tahun 2025 sebesar 677,950. Sedangkan indeks harga pada tahun 2014 (dijadikan sebagai tahun referensi peralatan) sebesar 576,1.

Harga peralatan pada tahun 2025 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut :

$$Ex = Ey\frac{Nx}{Ny} \quad (4.2)$$

Dimana :

Ex = harga alat pada tahun X

Ey = harga alat pada tahun Y

Nx = nilai indeks tahun X

Ny = nilai indeks tahun Y

4.7.2 Perhitungan Biaya

Dasar Perhitungan :

1. Kapasitas Produksi = 35.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi = 330 hari
3. Umur pabrik = 10 tahun
4. Tahun pabrik didirikan = 2025
5. Indeks harga tahun 2025 = 677,950
6. Upah buruh asing = US$ 20/*man hour*
7. Upah buruh Indonesia = Rp 25.000,-/*man hour*
8. Kurs dollar = Rp 14.711,-

   (Hasil regresi linear 2015-2020 untuk tahun 2024)
9. Harga jual sirup glukosa = Rp 29.125,- / kg
10. UMR Lampung = Rp 2.498.377,-

1. Total Capital Investment

Total Capital Investment adalah besarnya biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas dan operasi pabrik.

Total Capital Investment terdiri dari :

a. Fixed Capital Investment

Fixed Capital Investment adalah biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik, meliputi :

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

13. Contigency

Physical Plant Cost (PPC) = 1 + 2 +...+ 8 + 9

Direct Plant Cost (DPC) = PPC + 10 + 11

Fixed Capital Investment (FCI) = DPC + 12 + 13

Table 4.31 *Physical Plant Cost* (PPC)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	PEC	13.874.301	204.729.184.376
2	DEC	3.468.575	51.182.296.094
3	*Instalation*	2.462.750	36.340.345.931
4	*Piping*	3.352.624	49.471.317.305
5	*Instrumentation*	3.505.440	51.726.279.685
6	*Insulation*	562.569	8.301.271.726
7	*Electrical*	1.387.430	20.472.918.438
8	*Building*	1.601.654	23.634.000.000
9	*Land & Yard Improvement*	1.152.220	17.002.160.000
	Total	31.367.564	462.859.773.554

Table 4.32 *Direct Plant Cost* (DPC)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Engineering Cost & Construction Cost*	6.273.513	92.571.954.711
	Total (DPC+PPC)	**37.641.077**	**555.431.728.265**

Table 4.33 *Fixed Capital Investment* (FCI)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	DPC + PPC	37.641.077	555.431.728.265
2	*Constactor's fee*	1.505.643	22.217.269.131
3	*Contingency*	3.764.108	55.543.172.826
	Total	**42.910.827**	**633.192.170.222**

b. Working Capital Investment

Working capital investment adalah biaya pengeluaran untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu, meliputi :

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

Table 4.34 *Working Capital Investment*

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Raw material inventory*	2.296.061	33.880.669.160
2	*In process inventory*	5.049.957	74.517.164.576
3	*Product inventory*	3.672.696	54.194.301.510
4	*Extendad credit*	6.280.256	92.671.463.245
5	*Available cash*	3.672.696	54.194.301.510
	Total	**20.971.666**	**309.457.900.001**

2. Total Production Cost

a. Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan jumlah direct, indirect, dan fixed manufacturing cost yang berkaitan dalam pembuatan produk.

1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah biaya pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk, meliputi :

a. Raw material

b. Labor cost

c. Supervisor

d. Maintenance cost

e. Plant supplies

f. Royalties and patent

g. Utilitas

Table 4.35 *Direct Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Raw material*	25.256.665	372.687.360.758
2	*Labor cost*	1.148.278	16.944.000.000
3	*Supervisor*	114.827	1.694.400.000
4	*Maintenance cost*	858.216	12.663.843.404
5	*Plant suplies*	128.732	1.899.576.511
6	*Royalties and patent*	690.828	10.193.860.957
7	Utilitas	1.963.865	28.978.788.065
	Total	30.161.414	445.061.829.696

2. Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost adalah biaya pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasional pabrik, meliputi :

a. Payroll overhead

b. Laboratory

c. *Plant overhead*

d. *Packaging*

e. *Shipping*

Table 4.36 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Payroll overhead*	172.242	2.541.600.000
2	*Laboratory*	114.828	1.694.400.000
3	*Plant overhead*	918.623	13.555.200.000
4	*Packaging & Shipping*	3.454.141	50.969.304.785
	Total	**4.659.834**	**68.760.504.785**

3. Fixed Manufacturing Cost

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

a. Depresiasi

b. *Property tax*

c. *Insurance*

Table 6 *Fixed Manufacturing cost* (FMC)

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	Depresiasi	4.291.083	63.319.217.022
2	*Property tax*	858.217	12.663.843.404
3	*Insurance*	429.108	6.331.921.702
	Total	**5.578.408**	**82.314.982.129**

Table 4.38 Manufacturing Cost

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Direct Manufacturing Cost*	30.161.414	445.061.829.696
2	*Indirect Manufacturing Cost*	4.659.834	68.760.504.785
3	*Fixed Manufacturing Cost*	5.578.408	82.314.982.129
	Total	**40.399.656**	**596.137.316.609**

b. General Expense

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

meliputi :

a. *Administration*

b. *Sales expense*

c. *Research*

d. *Finance*

Table 3.39 *General Expanse*

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Administration*	2.423.979	35.768.238.997
2	*Sales expense*	8.887.924	131.150.209.654
3	*Research*	3.231.972	47.690.985.329
4	*Finance*	1.277.650	18.853.001.404
	Total	**15.821.526**	**233.462.435.384**

Table 4.40 *Total Production Cost*

No	Komponen	Harga ($)	Harga (Rp)
1	*Manufacturing Cost*	40.399.656	569.137.316.609
2	*General Expense*	15.821.526	233.462.435.384
	Total	**56.221.181**	**829.599.751.993**

4.7.3 Analisa Kelayakan

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

1. Return Of Investment (ROI)

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

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \text{x } 100\% \qquad (4.3)$$

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

Profit = *Sales Price – Total Product Cost*

Pajak = 52%

Hasil Penjualan = Rp. 1.019.386.095.694 ,-

Biaya produksi = Rp. 829.599.751.993,-

$\text{Profit}_{\textit{before taxes}}$ = Hasil penjualan – biaya produksi

= Rp. 189.786.343.702,-

$\textit{Profit}_{\textit{after taxes}}$ = 52% x Keuntungan

= Rp. 91.097.444.977,-

ROI sebelum pajak :

$$\text{ROI} = \frac{Kebutuhan\ Sebelum\ pajak}{Fixed\ capital} \times 100\% \qquad (4.4)$$

= 30 %

ROI setelah pajak :

$$\text{ROI} = \frac{Kebutuhan\ Sebelum\ pajak}{Fixed\ capital} \times 100\% \qquad (4.5)$$

= 14 %

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya Fixed Capital Investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

POT sebelum pajak :

$$\text{POT} = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Profit\ before\ taxes + 0{,}1\ \text{FCI}} \times 100\% \qquad (4.6)$$

= 2,5 tahun

POT setelah pajak :

$$\text{POT} = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{Profit\ after\ taxes + 0{,}1\ \text{FCI}} \times 100\% \qquad (4.7)$$

= 4 tahun

Batasan maksimum POT setelah pajak untuk industri kimia Low risk 5 tahun dan High risk 2 tahun.

3. Break Even Point (BEP)

Break Event Point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas

pabrik pada saat sales value sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atas BEP.

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

$$BEP = \frac{Fa+(0{,}3*Ra)}{Sa-Va-(0{,}7*Ra)} \times 100\% \qquad (4.8)$$

Dimana :

Fa : *Fixed manufacturing cost* Ra : *Regulated cost*

Va : *Variabel cost* Sa : *Sales price*

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

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

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

Table 4.41 *Fixed Cost* (Fa)

No	Komponen	(Harga Rp)
1	*Depreciation*	63.319.217.022
2	*Property taxes*	12.663.843.404
3	*Insurance*	6.331.921.702
	Total	**82.314.982.129**

Table 4.42 *Variable Cost* (Va)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	*Raw material*	372.687.360.758
2	*Packaging & Shipping*	50.969.304.785
4	Utilitas	28.978.788.065
5	*Royalties and Patent*	10.193.860.957
	Total	**462.829.314.566**

Table 4.43 *Regulated Cost* (Ra)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	*Labor Cost*	16.944.000.000
2	*Payroll Overhead*	2.541.600.000
3	*Supervisor*	1.694.400.000
4	*Laboratory*	1.694.400.000
5	*Plant Suplies*	1.899.576.511
6	*Maintenance*	12.663.843.404

Lanjutan Tabel 4.43 *Regulated Cost* (Ra)

No.	Komponen	Harga (Rp)
7	*Administration*	35.768.238.997
8	*Research*	47.690.985.329
9	*Finance*	18.853.001.404
10	*Plant Overhead*	13.555.200.000
11	*Sales Expenses*	131.150.209.654
	Total	**284.455.455.299**

Sehingga diperoleh nilai :

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

BEP = 46,90 %

4. Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = \frac{0{,}3 * Ra}{Sa - Va - (0{,}7 * Ra)} \times 100\% \qquad (4.9)$$

SDP = 23,87 %

5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Evaluasi keuntungan dengan cara *Discounted Cash Flow* menggunakan nilai uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*present value*).

Dihitung dengan persamaan :

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

R = S

Dimana :

FC	=	*Fixed Capital*
WC	=	*Working Capital*
SV	=	*Salvage Value*
CF	=	*Annual Cash Flow (profit after taxes+depresiasi+inance)*
i	=	*Discounted cash flow rate*
n	=	Umur pabrik (tahun)
Umur Pabrik	=	10 Tahun

Salvage value	=	10% x FCI
	=	Rp 63.319.217.022.,-
Cash Flow	=	*Profit after taxes + Depresiasi +Finance*
	=	Rp 173.269.663.403,-

Discounted cash flow rate dihitung secara *trial and error,*

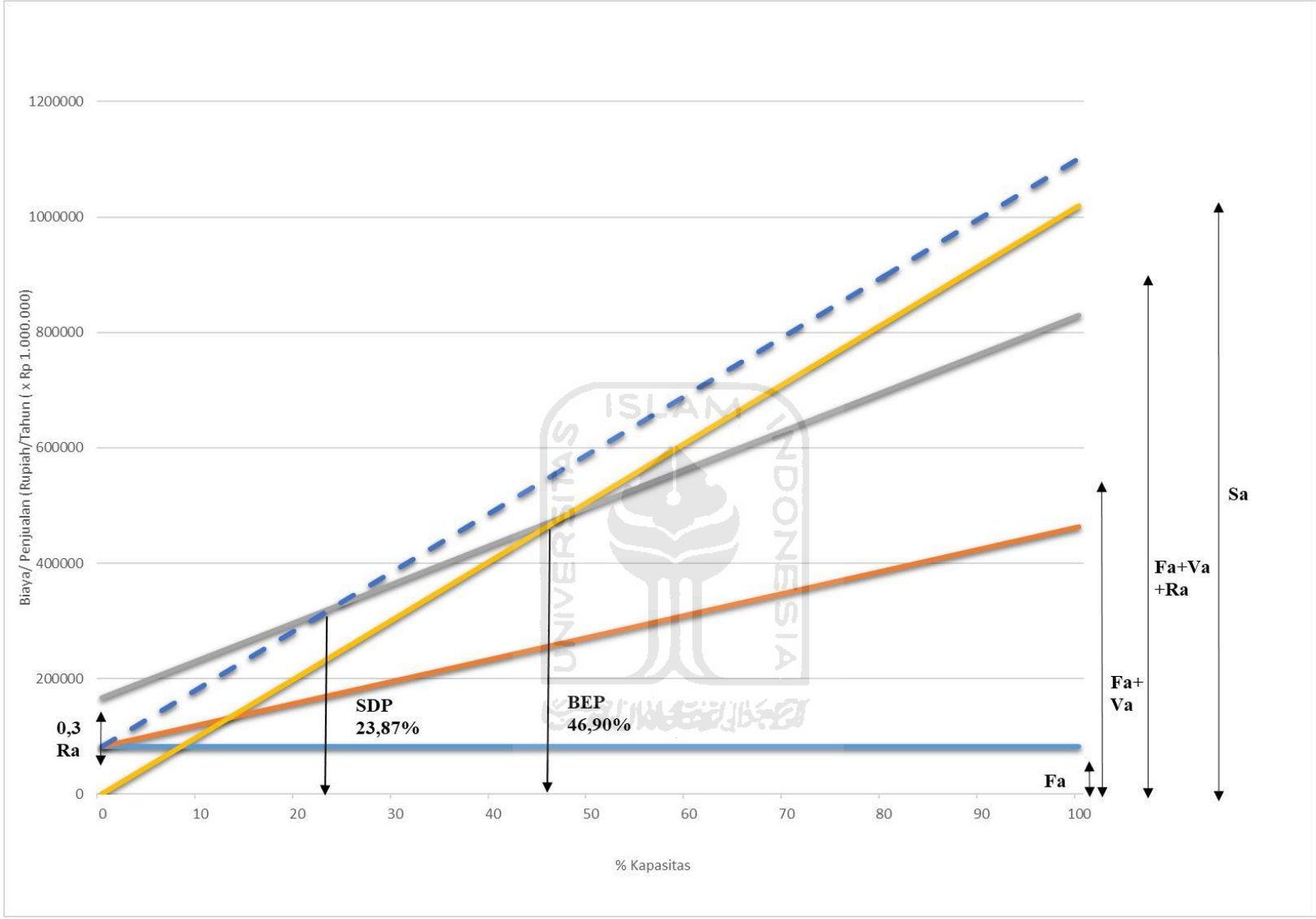
R	=	S
Rp 4.723.873.335.352,-	=	Rp 4.723.873.335.352,-
R – S	=	0

Dari *trial and error* diperoleh :

harga i	=	17,48 %
sehingga DCFR	=	17,48 %
Suku bunga simpanan bank	=	9,95 %
DCFRR minimum	=	14,93 %

Table 4.44 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	**Terhitung**	**Syarat *Low Risk***	**Keterangan**
ROI *Before tax*	30 %	ROI *before taxes*	Sesuai
ROI *After tax*	14 %	minimum low 11%, high 44 %	
POT *Before tax*	2,5 tahun	POT *before taxes*	
POT *After tax*	4 tahun	Maksimum low 5 tahun, high 2 tahun	Sesuai
BEP	46,90 %	40-60 %	Sesuai
SDP	23,87 %	-	Sesuai
DCFRR	17,48 %	>1,5 bunga bank = minimum	Sesuai



Gambar 4.7 Korelasi Kapasitas Produksi terhadap Biaya atau Penjualan

BAB V
PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Dalam menyusun Pra Rancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Tepung Tapioka dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Pabrik Sirup Glukosa dari Tepung Tapioka tergolong industri kimia yang memiliki resiko rendah (*Low Risk*). Selain itu, bahan baku dari pabrik ini juga mudah untuk didapatkan dan beberapa pabrik Sirup Glukosa sudah berdiri di Indonesia..
2. Pabrik Sirup Glukosa memperoleh keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 189 M,- / tahun, sedangkan keuntungan sesudah pajak sebesar Rp. 91 M,- / tahun.
3. Dari analisa ekonomi, pabrik Sirup Glukosa memperoleh nilai *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 30% dan sesudah pajak sebesar 14%. Sehingga pabrik ini dianggap sudah memenuhi syarat dari ketentuan yaitu minimal nilai ROI sebelum pajak sebesar 11% untuk industri kimia yang memiliki resiko rendah (*Low Risk*).
4. Dari analisa ekonomi, pabrik Sirup Glukosa memperoleh nilai *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 2,5 tahun, sedangkan sesudah pajak sebesar 4 tahun. Sehingga pabrik ini dianggap sudah memenuhi syarat dari ketentuan yaitu maksimal nilai POT sebelum pajak sebesar 5 tahun untuk industri kimia yang memiliki resiko rendah (*Low Risk*).

5. Dari analisa ekonomi, pabrik Sirup Glukosa memperoleh *Break Even Point* (BEP) dicapai pada 46,90% , sedangkan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 23,87%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40%-60% .
6. Dari analisa ekonomi, pabrik Sirup Glukosa memperoleh nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 17,48% , untuk pabrik kimia DCFRR minimal sebesar 1,5 dari suku bunga simpanan. Suku bunga simpanan bank sebesar 9,95% sehingga nilai DCFRR minimal sebesar 14,93%. Artinya investor lebih tertarik untuk deposit ke pabrik ini daripada ke bank. Karena nilai DCFRR lebih besar dari bunga simpanan di bank.
7. Dari data di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Sirup Glukosa dari Tepung Tapioka layak dipertimbangkan untuk direalisasikan pembangunannya karena mempunyai indikator ekonomi yang menguntungkan.

5.2 Saran

8. Optimasi pemilihan meliputi alat proses dan bahan baku sangat perlu diperhatikan untuk menekankan biaya operasi sehingga akan mengoptimalkan keuntungan serta kualitas yang akan diperoleh.
9. Perancangan suatu pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah. Limbah yang tidak diolah dengan baik makan akan mencemari lingkungan sekitar, sehingga diharapkan dapat berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

Aderibigbe, A. F., Anozie, A. N., Adejumo, L. A. & R, U. O., 2012. *Optimization of Cassava Starch Hydrolysis by Sorghum Malt*. *New Clues in Sciences*, 2(3), pp. 50-58.

Alibaba. 2020. *Chemical Price. http://alibaba.com/.* Diakses pada tanggal 17 Juli 2020, pukul 20.00 WIB.

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

Aiyer, P. V., 2005. *Amylases and Their Applications*. *African Journal of Biotechnology*, Volume 4, pp. 125-135.

Badan Pusat Statistik. 2020. Statistik Indonesia. *www.bps.go.id.* Diakses pada tanggal 15 November 2020. Pukul 19.30 WIB.

Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Ic., New York

Brownell, L. E. and Young, E. H., 1959, *Process Equipment Design*, Wiley Eastern Limited, New Delhi.

Christiani D, Winarni Pratjojo, Sri Mantini R.S., 2015. Perbandingan Metode Hidrolisis Enzim Dan Asam Dalam Pembuatan Sirup Glukosa Ubi Jalar Ungu. Indonesian Journal of Chemical Science 4 (1).

Coulson,J.M. and Richardson,J. F., 2005, *Chemical Engineering Design*, vol. 6, 4ed., Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford.

Dae-Hee Ee, Uchiyama , K., Shimuzu, H. & Shioya , S., 1995. *Maximum Glucoamylase Production by Temperature-sensitive Mutant of Saccharomyces cerevisiae in Bath Culture*, Osaka Japan: Annual reports oflCBiotech Osaka University.

Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, R.L., 1957, "*Industrial Chemistry*", John

Wiley and Sons, London.

Fogler, Scott H., 1999, "*Elements of Chemical Reaction Engineering"*, 3rd Ed., Prentice Hall International Inc., USA

Geankoplis, C.J., 1983, *Transport Processes and Unit Operations*, 2nd ed., Allynand Bacon Inc., Boston.

Johnson, R. & Padmaja, G., 2013. *Comparative Studies on the Production of Glucose and High Fructose Syrup from Tuber Starches. International Research Journal of Biological Sciences,* 2(10), pp. 68-75.

Judoamidjojo, R. M., A, A. D. & E, G. S., 1992. *Teknologi Fermentasi*, Bogor: Departemen Pendidikan dan Kebudayaan, Direktorat Jenderal Pendidikan Tinggi, Pusat Antar Universitas Bioteknologi Institut Pertanian Bogor.

Kern, D.Q, 1983, " *Process Heat Transfer* ", Mc GrawHill Book Co.Inc., New York Kirk, R. E. and Othmer, D., 1980, *Encyclopedia of Chemical Technology*, vol. 9, 3 ed., John Wiley & Sons, Inc., New York

Liu, Q., 2005. *Understanding Starch and Their Role in Foods,* s.l.: Taylor & Francis Group, LLC.

Ludwig, E. E., 1999, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Design*, vol. 1, 3 ed., Gulf Professional Publising, Texas.

Maarel, M. J. E. C. et al., 2002. Properties and Applications of Starch-converting Enzymes of the α-amylase Family. *Journal of Biotechnology,* Volume 94, pp. 137-155.

Matche. 2020. *Equipment cost. http://www.matche.com/.* Diakses pada tanggal 15 Juli 2020, pukul 19.00 WIB.

Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

McKetta, J. J., 1983, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol. 19,

Marcel Dekker, inc., New York

Nangin, D. & Sutrisno, A., 2015. *Enzim Amilase Pemecah Pati Mentah Dari Mikroba: Kajian Pustaka*. *Jurnal Pangan dan Agroindustri*, 3(No 3), p. 1034.

Noerwijati, S. K. & Mejaya, I. M. J., 2015. *Penampilan tujuh klon harapan ubi kayu di lahan kering masam. In: Prosiding Seminar Nasional Hasil Penelitian Tanaman Aneka Kacang dan Umbi Tahun 2015.* Bogor: s.n., pp. 521-527.

Perry, R. H. and Green, D. W., 1997,*Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 7 ed., McGraw-Hill, New York.

Peter, M. S. and Timmerhaus, K. D., 2004, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4 ed., McGraw-Hill, Singapore.

Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, McGraw-Hill Book Company, New York.

Rase, H.F., and Barrow, M.H., 1957, *Project Engineering of Process Plants*, John Wiley and Sons, Inc., New York.

Rochmawatin, N., 2010. *Pengaruh Konsentrasi Enzim dan Lama Sakarifikasi pada Hidrolisis Enzimatis Terhadap Produksi Sirup Glukosa dari Pati Ubi Kayu (Manihot esculenta).* Malang: Jurusan Kimia UIN Malang.

Sianturi, D. C., 2008. *Isolasi Bakteri dan Uji Aktivitas Amilase Termofil Kasar dari Sumber Air Panas Penen Sibirubiru Sumatera Utara,* Medan: Thesis. Universitas Sumatera Utara.

Smith, J.M., 1981, *Chemical Engineering Kinetics*, 3rd ed., McGraw Hill Book Company, New York.

Souza, P. M. & Magalhães, P. O., 2010. *Application of Microbial α-Amylase in*

Industry – A Review. Brazilian Journal of Microbiology, Volume 41, pp. 850-861.

Ulrich, G. D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, Inc., New York.

US Patent No 2012/0171731A1. *Alpha-Amylase Blend For Starch Processing And Method Of Use Thereof*. United States Patent Application Publication.

Walas, S. M., et. al., 2005, *Chemical Process Equipment: Selection and Design*, 2 ed., Elsevier, New York.

Whistler, R. L., J, N. B. & E, F. P., 1984. *Starch: Chemistry and Technology*. Tokyo: Academic Press. Inc. Toronto.

Yaws, Carl L.,1999, *Chemical Properties Handbook,* McGraw-Hill Book Company, Tokyo.

LAMPIRAN

PERHITUNGAN REAKTOR

1. Reaktor Liquifikasi

Fungsi : Mengubah $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ menjadi $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ sebanyak 10061,2091 kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim *α-amylase.*

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan jaket pendingin.

Kondisi operasi :

- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 95 ^{0}C
- pH 6
- Reaksi Eksotermis

A. Menghitung Waktu Tinggal Pada Reaktor

Berdasarkan data yang diberikan pada (patent US 2012/017173131 A1) waktu reaksi antara tepung tapioka dengan enzim α-*amilase* sebsar 40 menit dengan konversi 97,7%. Nilai konstanta laju reaksi dan konstanta Michel menten di dapatkan dari jurnal (Enzymatic Hydrolysis of Soluble starch with an α-amylase from *Bacillus licheniforrmis,* 2006) sebesar 1,74 x 10^8 /min dan 734,9 g/L

Neraca Massa Proses :

Rate of mass input – rate of mass output – rate of mass reactin = rate of mass acc

$$\frac{dS}{dt} = \frac{k.e.S}{Km+S}$$

$$\frac{dt}{dS} = \frac{Km}{k.e.S} + \frac{1}{k.e}$$

$$\int dt = \int \frac{Km}{k.e} x \frac{dS}{S} + \int \frac{1}{k.e} x dS$$

$$t = \int_{So}^{S} \frac{Km}{k.e} x \frac{dS}{S} + \int_{So}^{S} \frac{1}{k.e} x\, dS$$

$$t = \frac{Km}{k.e}\left(\ln\left(\frac{(1-x)So}{So}\right)\right) + \frac{1}{k.e}((1\text{-}x)So\text{-}S)$$

$$t = \frac{Km}{k.e}\ln(1\text{-}x) + \frac{So}{k.e}(1\text{-}x\text{-}1)$$

$$t = \frac{Km}{k.e}\ln(1\text{-}x) + \frac{So}{k.e}(x)$$

Dimana :

k : 1,74 x 10^8 /menit

t : Waktu Tinggal

X_A : 97,70 % (Konversi reaksi)

Km : 734,9 g/ L (Konstanta Michaelis-Menten)

e : 0,033 kmol/jam (Konsentrasi Enzim)

S : 33,15 kmol/jam (Konsentrasi Pati)

(Enzymatic Hydrolysis of Soluble starch with an α-amylase from *Bacillus licheniforrmis,* 2006)

Dari rumus di atas maka diperoleh nilai waktu tinggal pada reaktor sebesar 38,42/jam

B. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan

Reaksi :

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \xrightarrow{\alpha\text{-amilase}} 100(C_6H_{10}O_5)_{10}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	P (kg/L)	Fv (L/jam)	BM (kg/kmol)	Kmol/jam
(C6H10O5)1000	3490,5748	1,500	2327,0499	162000	0,021547
H2O	7019,1039	0,961	7306,7149	18	389,9502
Serat	3,6339	1,500	2,4226	60	0,0605
Abu	6,8640	1,500	4,5760	60	0,1144
CaCl2	3,8963	2,150	1,8122	111	0,0351
α-amilase	3,53297	1,040	3,3970	53000	0,000067
Total	**10527,6061**		**9645,9728**		

C. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi liquifikasi ini adalah $(C_6H_{10}O_5)_{1000,}$ maka $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ adalah senyawa A.

$$\boldsymbol{Ca0} = \frac{\boldsymbol{mol,kmol/jam}}{\boldsymbol{Fv,m3/jam}} = 0{,}000002234 \text{ Kmol/L}$$

D. Optimasi Reaktor

.

a. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk reaktor seri dengan rumus :

$$\boldsymbol{V = F_{Ao}} \text{ x } \boldsymbol{t_{tinggal}}$$

Dengan cara trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan volume reaktor seri yang sama, diperoleh dengan menggunakan excel :

- Jika menggunakan satu reaktor

  V1 = 97914 gallon

  X1 = 97,70 %

- Jika menggunakan dua reaktor

  V1 = V2 = 2519 gallon

  X1 = 84,83%

  X2 = 97,70 %

- Jika menggunakan tiga reaktor

  $V_1 = V_2 = V_3$ = 1133 gallon

  X_1 = 71,55 %

  X_2 = 91,91 %

  X_3 = 97,70 %

- Jika menggunakan empat reaktor

  $V_1 = V_2 = V_3 = V_4$ = 706 gallon

  X_1 = 61,03 %

  X_2 = 84,83 %

  X_3 = 94,09 %

  X_4 = 97,70 %

- Jika menggunakan empat reaktor

  $V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 =$ 507 gallon

  X_1 = 52,94 %

  X_2 = 77,87 %

  X_3 = 89,59 %

  X_4 = 95,11 %

  X_5 = 97,70 %

b. Menghitung Harga Reaktor

Kondisi Operasi : T = 95 ºC

P = 1 atm

Bahan konstruksi reaktor dipilih *Carbon Steel SA 283 Grade C*, maka basis harga reaktor pada volume 1000 gallon sebesar $37600 pada tahun 2014 (Matche.com).

$$Eb = Ea \cdot \left(\frac{Cb}{Ca}\right)^{0,6} \quad \text{(Aries, 1955 : 15)}$$

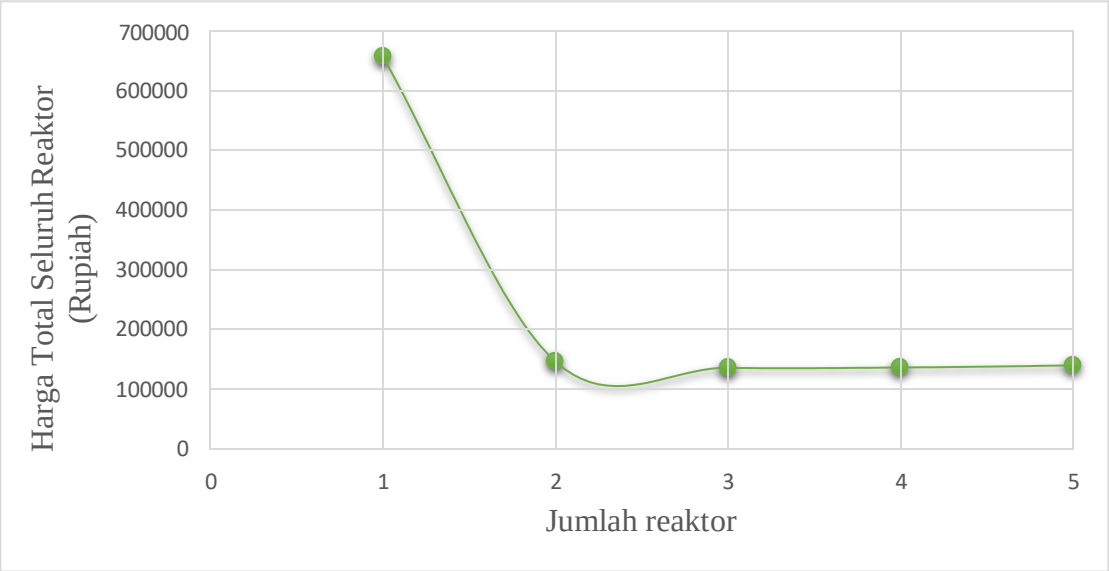
Dimana : E_a = Harga reaktor basi

E_b = Harga reaktor perancangan

C_a = Kapasitas reaktor basis

C_b = Kapasitas reaktor perancangan

n	Volume Shell (Overdesign)		Biaya (USD)	Biaya Total (USD)
	(L)	(gall)		
1	444773,258	117496,641	656452,211	656452,211
2	11444,316	3023,003	73021,549	146043,099
3	5149,296	1360,299	45223,964	135671,892
4	3208,002	847,464	34045,577	136182,309
5	2304,381	608,753	279215,953	139579,763



Grafik Hubungan antara Harga Reaktor dan Jumlah Reaktor

Pertimbangan volume : $V_1 > V_2 > V_3 > V_4 > V_5$

Pertimbangan harga reaktor : $R_1 > R_2 > R_3 < R_4 < R_5$

Maka jumlah reaktor yang optimum sebanyak tiga buah reaktor disusun secara seri untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang optimum.

E. Perancangan Reaktor

Volume cairan dalam reaktor sebesar :

V_{cairan} = 1133,5831 gallon

= 4291,0799 liter

= 4,291 m^3

= 151,5382 ft^3

Volume reaktor setelah *overdesign* 20%

$V_{reaktor}$ = 5149,296 liter

= 5,149 m^3

= 181,8473 ft^3

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) berbentuk silinder tegak.

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor adalah 1 : 1.

(D : H = 1 : 1) (P. 43, Brownell & Young)

Dengan menggunakan persamaan :

$$D = \sqrt[3]{\frac{4.\ \text{Volume shell}}{\pi}}$$

Maka didapatkan dimensi reaktor

sebagai berikut : Diameter = 1,8718 m

= 73,6963 in

= 6,1413 ft

Agar mendapatkan nilai ekonomis, maka tinggi reaktor dirancang mendekati kelipatan dari 6 ft atau 8 ft. (Karena plat di pasaran sekitar 6 ft atau 8 ft).

Sehingga tinggi = 8 ft

= 96 in

= 3,6575 m

2. Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Persamaan yang digunakan :

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

(Brownel & Young,1959 ; hal 254)

Dimana :

t_s : Tebal dinding *shell*, in

P : Tekanan Design = 20,5916 psi

r_i : jari-jari reaktor = 0,9359 m

E : Effisiensi sambungan las = 0,8

f : Tekanan maksimal yang diizinkan = 12650 psi

C : Korosi yang diizinkan = 0,1250 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* = 0,1269 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* standart = 0,1875 in

= 3/16 in

ID *shell* = 73,6963 in

OD *shell* = 74,0713 in

3. Menentukan Tebal Head

Bahan kontruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*

Bentuk head : *Torisperical Flanged & Dished Head*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis *head*, antara lain :

- *Flanged & Standard Dished Head*

  Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

- *Torisperical Flanged & Dished Head*

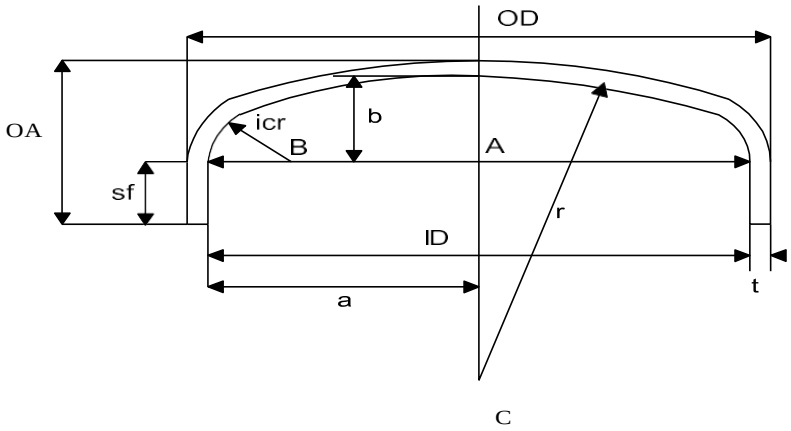
  Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *Eliptical Dished Head*

  Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

- *Hemispherical Head*

  Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam *head*

OD : diameter luar *head*

a : jari-jari dalam *head*

t : tebal *head*

r : jari-jari dalam *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA : tinggi *head*

Tebal *head* dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0.2P)} + C$$

(Pers. 7.77 Brownell &Young, 1959 hal 138)

Dimana nilai w diperoleh menggunakan persamaan berikut :

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

(Pers. 7.76 Brownell & Young, 1959 hal 138)

Sehingga diperoleh :

- w (*stress-intensification factor for torispherical dished head*) sebesar 1,7631 in.
- Tebal *head* standart sebesar 0,1875 in.

a. Menentukan Ukuran Head

ID = 77,625 in

Icr = 7,2500 in (Tabel 5.7, P. 90, Brownell and Young)

a = 38,8125

AB = a- icr

= 34,0625 in

BC = r – icr

= 73,25 in

AC = 64,8484 in

b = r - AC

= 13,15,16 in

Sf (*Straight of Flange*) = 2 (Tabel 5.4, P. 87, Brownell and Young)

Jadi tinggi *head* total (OA) = Sf + b + t_h

= 15,339 in

= 0,3896 m

b. Perancangan Pengaduk Reaktor

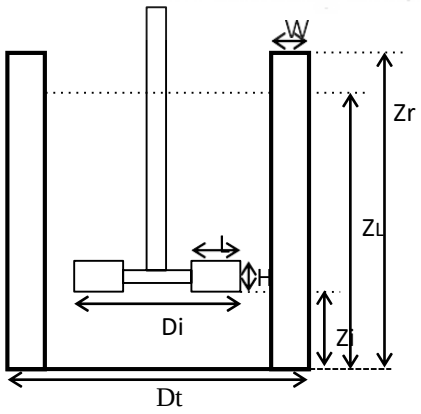
Komponen	Massa (kg/jam)	μ (cp)	Fraksi massa, Xi
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	3490,574854	2743,5900	0,33156
H_2O	7019,103904	0,2941	0,66673
Serat	3,633912514	2743,5900	0,00035
Abu	6,864056971	2743,5900	0,00065
$CaCl_2$	3,896381943	0,8900	0,00037
α-amilase	3,5329705	1,0000	0,00034
Total	**10527,60608**		**1**

Diperoleh :

μ campuran = 912,6082 cp

ρ campuran = 1140,4753 kg/m^3

= 1,1404 kg/L



Jenis pengaduk = 6 *flat blade turbine impeller*

Diketahui :

D_t	= 77,625 in
D_t / D_i	= 3
D_i	= 25,875 in
Z_i / D_i	= 0,7500
Z_i	= 19,4062 in
W / D_i	= 0,1700
W	= 4.3987 in
Z_l / D_i	= 2,700
Z_l	= 69,8625 in
L	= 0,25 D_i
	= 6,4687 in
H	= 0,2 D_i
	= 5,175 in

Diperoleh spesifikasi pengaduk sebagai berikut :

- Diameter dalam tangki (D_t) = 1,9717 m
- Diameter pengaduk (D_i) = 0,6572 m
- Jarak pengaduk (Z_i) = 0,7572 m
- Tinggi pengaduk (H) = 0,1314 m
- Lebar pengaduk (L) = 00,1643 m
- Lebar *baffle* (W) = 0,1117 m
- Jumlah *baffle* = 4 buah

- Tinggi *baffle* = 1,4975 m
- Tinggi cairan dalam reaktor (ZL) = 1,7745

c. Menghitung Jumlah Impeler

WELH (*Water Equivalen Liquid High*)

Sg = ρcairan / ρair

= 1,1872

WELH = h_{cairan} x sg

= 2,1067m

$$\Sigma_{Impeller} = \frac{WELH}{D}$$

= 1,0684

d. Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

Digunakan persamaan :

$$\frac{WELH}{2\ DI} = \left(\frac{\pi\ DI\ N}{600}\right)^2$$ (Eq. 8.8, P. 345, HF. Rase)

Dimana :

WELH : *Water Equivalen Liquid High*

D_i : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

Diubah menjadi :

$$N = \frac{600}{\pi\ DI}\sqrt{\frac{WELH}{2\ DI}}$$

N = 112,1896 rpm

N = 1,8698 rps

e. Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho . N . Di}{\mu}$$

= 1009,2789

Dari Buku Brown fig.477 hal 507 didapatkan nilai :

Po = 4,5

Gc = 32,174

f. Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{Po\ N^3\ D_i^5\ \rho}{Gc}$$

Dimana :

Po = 4,5

N = 1,8698 rps

ρ = 1140,4752 kg/m^3

D = 0,6572 m

Gc = 32,174 lbm.ft/lbf.s^2

Sehingga diperoleh :

P = 3034,3962 ft.lbf/s

= 5,5171 Hp

Effisiensi motor sebesar 88%. (Fig. 14.38, Peter)

$$\boldsymbol{Daya\ Motor = \frac{P}{\eta}}$$

= 6,2694 Hp

Daya motor standart = 10 HP

1. Menghitung Neraca Panas Reaktor

a. Reaktor-01

- Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)

Reaksi

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \xrightarrow{\alpha\text{ - amilase}} 100\ (C_6H_{10}O_5)_{10}$$

Reaktan yang bereaksi :

$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = 0,0125 kmol/jam

Produk yang dihasilkan :

$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 1,5471 kmol/jam

$\Delta Hf\,(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = -725566 kJ/kmol

$\Delta Hf\,100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -2494920 kJ/kmol

ΔHR^{O} = -3835004,7099 kJ

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
(C6H10O5)1000	0,0215	293,5500	6,3251
H2O	0,0215	5279,1814	2058617,9236
Serat	0,0606	108,43812	6,5676
Abu	0,1144	108,43812	12,4054
CaCl2	0,0351	72646,1046	2550,0628
Total	**390,18183**	**78435,7122**	**2061193,2844**

Panas Keluar Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0061	293,5500	1,7995
H_2O	389,9502	5279,1814	2058617,9236
Abu	0,1144	108,43812	12,4054
Serat	0,0606	108,43812	6,5676
$CaCl_2$	0,0351	72646,1046	2550,0628
α-amilase	0,0001	28270,2000	1,8845
$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$	1,5417	21378,0514	32957,9125
Total	**391,7082**	**128083,9637**	**2094148,5559**

$\Delta H_{reaktan}$ = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 0,0061 kmol/jam x 293,5500 kJ/kmol

= 1,7995 kJ

ΔH_{produk} = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 1,5417 kmol/jam x 21378,0514 kJ/kmol

= 42957,9125 kJ

ΔH_{Rks} = $\Delta H_R + (\Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan})$

= -3802051,3229 kJ

Karena ΔH_{Rks} bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis.

Q = Qin + ΔH_{Rks} – Qout

=3769097.9360 kJ

- Kebutuhan Air Pendingin

  Air pendingin yang masuk pada suhu 30 ^oC dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50 ^oC.

  T_{in} = 30 ^oC = 303 K

  T_{out} = 50 ^oC = 323 K

  Cp air = 1026,4167 kJ/Kg.K

  Kebutuhan air pendingin : $\boldsymbol{Q = m\ Cp\ \Delta T}$

  = 3672,0934 Kg/jam

b. Reaktor-02

- Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)

  Rea

  $$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \xrightarrow{\alpha \text{ - amilase}} 100\ (C_6H_{10}O_5)_{10}$$

  Reaktan yang bereksi :

  $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = 0,0005 kmol/jam

  Produk yang dihasilkan :

  $100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 2,1051 kmol/jam

  $\Delta Hf\,(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = -2494820 kJ/kmol

  $\Delta Hf\,100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -725566 kJ/kmol

  $\Delta H_R{}^0$ = -1401526,4567 kJ

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0061	293,5500	1,7995
H_2O	389,9502	5279,1814	2058617,9236
Abu	0,1144	108,43812	12,4054
Serat	0,0606	108,43812	6,5676
$CaCl_2$	0,0351	72646,1046	2550,0628
α-amilase	0,0001	28270,2000	1,8845
$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$	1,5417	21378,0514	32957,9125
Total	**391,7082**	**106705,9122**	**2094148,5559**

Panas Keluar Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0005	293,5500	0,1456
H_2O	389,9502	5279,1814	2058617,9236
Abu	0,1144	108,43812	12,4054
Serat	0,0606	108,43812	6,5676
$CaCl_2$	0,0351	72646,1046	2550,0628
α-amilase	0,0001	28270,2000	1,8845
$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$	2,1051	21378,0514	45002,5878
Total	**392,2659**	**128083,9637**	**2106191,5772**

$\Delta H_{reaktan}$ = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 0,0612 kmol/jam x 293,5500 kJ/kmol

= 4,7679 kJ

ΔH_{produk} = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 2,1051 kmol/jam x 21378,0514 kJ/kmol

= 45002,5878 kJ

ΔH_{Rks} = $\Delta H_R + (\Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan})$

= -1389483,4354 kJ

Karena ΔH_{Rks} bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis. Q = Qin + ΔH_{Rks} – Qout

= 1377440,4140 kJ

- Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang masuk pada suhu 30 ^oC dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50 ^oC.

T_{in} = 30 ^oC = 303 K

T_{out} = 50 ^oC = 323 K

Cp air = 1026,4167 kJ/Kg.K

Kebutuhan air pendingin : $\boldsymbol{Q = m\ Cp\ \Delta}$

= 1341,9895 Kg/jam

c. Reaktor-03

- Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)

Reaksi

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \xrightarrow{\alpha\text{ - amilase}} 100\ (C_6H_{10}O_5)_{10}$$

Reaktan yang bereksi :

$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = 0,0005 kmol/jam

Produk yang dihasilkan :

$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 2,1535 kmol/jam

$\Delta Hf\,(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = -2494820 kJ/kmol

$\Delta Hf\,100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -725566 kJ/kmol

$\Delta H_R^{\,o}$ = -120526,2431 kJ

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
(C6H10O5)1000	0,0005	293,5500	0,1456
H2O	389,9502	5279,1814	2058617,9236
Abu	0,1144	108,43812	12,4054
Serat	0,0606	108,43812	6,5676
CaCl2	0,0351	72646,1046	2550,0628
α-amilase	0,0001	28270,2000	1,8845
100(C6H10O5)10	2,1051	21378,0514	45002,5878
Total	**392,2659**	**106705,9122**	**2106191,5772**

Panas Keluar Reaktor

Komponen	N (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
(C6H10O5)1000	0,0000114	293,5500	0,0033
H2O	0,1144	108,43812	12,4054
Abu	0,1144	108,43812	12,4054

Komponen	N (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
Serat	0,0606	108,43812	6,5676
$CaCl_2$	0,0351	72646,1046	2550,0628
α-amilase	0,0001	28270,2000	1,8845
$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$	2,1535	21378,0514	46038,3866
Total	**392,3139**	**128083,9637**	**2107227,2338**

$\Delta H_{reaktan}$ = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 0,0005 kmol/jam x 293,5500 kJ/kmol

= 0,1456 kJ

ΔH_{produk} = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 2,1535 kmol/jam x 21378,0514 kJ/kmol

= 46038,3866 kJ

ΔH_{Rks} = $\Delta H_R + (\Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan})$

= -119490,5865 kJ

Karena ΔH_{Rks} bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis. Q = Qin + ΔH_{Rks} – Qout

=118454,9299 kJ

- Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang masuk pada suhu 30 ^oC dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50 ^oC.

Tin = 30 ^oC = 303 K

Tout = 50 ^oC = 323 K

Cp air = 1026,4167 kJ/Kg.K

Kebutuhan air pendingin : $\boldsymbol{Q = m\ Cp\ \Delta T}$

= 115,4063 Kg/jam

2. Menghitung Luas Transfer Panas

a. Reaktor-01

- Menghitung Luas transfer panas pada reaktor-01

Suhu masuk reaktor (T_1)	= 95 ^oC	= 203 ^oF
Suhu keluar reaktor (T_2)	= 95 ^oC	= 203 ^oF
Suhu pendingin masuk (t_1)	= 30 ^oC	= 86 ^oF
Suhu pendingin keluar (t_2)	= 50 ^oC	= 122 ^oF

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

ΔT_{LMTD} = 97,8993 ^oF

Diketahui :

Untuk viskositas campuran > 1 cp berdasakan (Moss,2004 Tabel 6-22, hal 353) :

Uc = 7 - 10 Btu/jam.Ft^2.^oF
Ud = 6 - 60 Btu/jam.Ft^2.^oF

Maka koefisien transfer panas yang diambil sebesar 60 Btu/jam.Ft^2.

$$A = \frac{Q}{U_D \, \Delta T_{LMTD}}$$

Sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar 608,1785 ft^2.

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

  A = (π. OD. Hs) + $\frac{\pi . OD2}{4}$

  Diketahui :

  OD = 78 in

  Hs = 2,6511 m

  Sehingga luas selubung adalah 210,5926 ft^2

  Luas transfer panas lebih kecil daripada luas selubung, sehingga reaktor menggunakan koil.

- Menghitung Dimensi Koil :
  - Volume reaktor = 5149,295 L
  - Menghitung debit air pendingin
  - Jenis pendingin = Air
  - Suhu pendingin masuk = 30℃ = 303,15 K
  - Suhu pendingin keluar = 50℃ = 323,15 K
  - Kebutuhan pendingin = 45068 kg/jam
  - Debit Air = $\frac{Wt}{\rho}$

    = 40,80 m^3/jam
  - Menghitung Harga Δ_{LMTD}

    $\Delta_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$

    = 97,8993 ^oF
  - Menghitung Luas Penampang Aliran (A)

    Harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 1,5 – 2,5 m/s

(P.534, Coulson)

Diambil harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 1,5 m/s

Luas penampang (A) = debit air/v

= 0,0076 m^2

Diameter dalam pipa = $\sqrt{\frac{4 \text{ debit air}}{\pi v}}$

= 0,0981 m

Dipilih IPS 4 in, sehingga diperoleh :

OD = 4,5 in

ID = 4,026 in

A' = 12,7 in^2

A" = 1,178 ft^2/tf

- Menghitung Massa Velocity (Gt)

Gt = $\frac{Wt}{A'}$

Gt = 1126597,327 lb/ft^2.jam

- Menghitung h_i dan h_{io}

Re dalam pipa = $\frac{ID \times Gt}{\mu}$

= 235341,6234

Untuk T_{avg} = 104 ^oF

v = 4,9213 ft/s

Diperoleh h_i = 1300 Btu/jam.ft^2.^oF (fig.25, P.835, Kern)

h_{io} = $h_i \times \frac{ID}{OD}$

h_{io} = 1163,067 BTU/jam.ft^2.^oF

Untuk koil, harga h_{io} harus dikoreksi dengan factor koreksi

$$\mathbf{hio_{koil}} = \mathbf{hio_{koil}}\,(\mathbf{1} + \mathbf{3,5}\,\frac{\mathbf{D_{pipa}}}{\mathbf{D_{pipa}}})$$

Diameter spiral 70% − 80% ID reaktor

Diambil = 80% ID reaktor

= 16,1191 ft

hio_{koil} = 1247,7944 Btu/jam.ft^2.^{o}F

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

$$\frac{\mathbf{h_c D_t}}{\mathbf{k}} = \mathbf{0,87}\,(\frac{\mathbf{L^2 N \rho}}{\boldsymbol{\mu}})^{2/3}\,(\frac{\mathbf{c\mu}}{\mathbf{k}})^{1/3}\,(\frac{\boldsymbol{\mu}}{\boldsymbol{\mu_w}})^{0,14}$$

Dimana :

N = 112,,189 rpm

= 6731,375 rph

Densitas (ρ) = 1104,5317 kg/m^3

= 68,647 lb/ft^3

Viskositas (μ) = 0,6633 cP

= 0,000663 kg/m.s

= 1,6045 lb/ft.jam

Komduktivitas termal (k) = 0,3613 Btu/ft.hr.^{o}F

Panas Spesifik (C) = 0,9987 Btu/lb.^{o}F

Diameter Reaktor (Dt) = 1,8719 m

= 6,1414 ft

Diameter Impeler (L) = 0,6572 m

=2,1563 ft

Sehingga diperoleh :

hc = 60,882 Btu/ft^2.jam.^{o}F

- Menghitung Uc dan Ud

- *Clean Overall Coeffisient* (Uc)

  Uc $= \frac{hio.ho}{hio+ho}$

  Uc = 58,049 Btu/ft^2.jam.^{o}F

- *Dirty Overall Coeffisient* (Ud)

  Ud $= \frac{Uc.hd}{Uc+hd}$

  Ud = 54,864 Btu/ft^2.jam.^{o}F

  Rd = 0,001-0,003 (Tabel 12, Kern)

  Dipilih Rd = 0,001, sehingga :

  hd $= \frac{1}{Rd}$

  hd = 1000 Btu/ft^2.jam.^{o}F

- Menghitung Luas Permukaan Panas (A)

  A $= \frac{Q}{U_D.\Delta T_{LMTD}}$

  A = 665,1044 ft^2

  = 61,79 m^2

- Menghitung Panjang Koil

  $L_{koil} = \frac{A}{A''}$

  L_{koil} = 564,604 ft

  = 172,091 m

- Menghitung Jumlah Lengkungan Koil

  Susunan koil = helix

  Diameter helix,

  DH = 0,7-0,8 ID reaktor (P.361, Rase)

  Dipilih,

DH = 0,8 ID reaktor

DH = 1,4975 m

Jarak antara lilitan,

Jarak (Jsp) = 1-1,5 OD (Perry)

Dipilih,

Jarak (Jsp) = 1 OD

Jarak (Jsp) = 0,1143 m

Lhe = $\frac{1}{2}\pi(DH^2 + Jsp^2)\frac{1}{2}\pi DH$

Lhe = 5,8924 m

Jumlah Lilitan (Nt)

Nt = $\frac{L}{Lhe}$

Nt = 29 lilitan

Tinggi tumpukan koil (Hc)

Hc = (Nt – 1) x Jsp + Nt x OD

Hc = 6,5621 ft

= 2,0001 m

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena tinggi koil < tinggi cairan.

Hc < ZI

2,0001 m < 1,7745 m

V_{koil} = $\frac{\pi}{4} x OD^2 XL_{koil}$

V_{koil} = 1,7649 m^3

V_{cairan} = 5,1488 m^3

Tinggi cairan setelah ditambah koil (H_L)

$$H_L = \frac{V_{cairan}+V_{koil}}{\frac{\pi}{4}DR^2}$$

H_L = 2,5135 m

b. Reaktor-02

- Menghitung Luas transfer panas pada reaktor-02

Suhu masuk reaktor (T_1) = 95 ^oC = 203 ^oF

Suhu keluar reaktor (T_2) = 95 ^oC = 203 ^oF

Suhu pendingin masuk (t_1) = 30 ^oC = 86 ^oF

Suhu pendingin keluar (t_2) = 50 ^oC = 122 ^oF

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

ΔT_{LMTD} = 97,8993 ^oF

Diketahui :

Untuk viskositas campuran > 1 cp berdasakan (Moss,2004 Tabel 6-22, hal 353) :

Uc = 7 - 10 Btu/jam.Ft^2.^oF
Ud = 6 - 60 Btu/jam.Ft^2.^oF

Maka koefisien transfer panas yang diambil sebesar 60 Btu/jam.Ft^2.

$$A = \frac{Q}{U_D \, \Delta T_{LMTD}}$$

Sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar

222,2626 ft^2.

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

  A = (π. OD. Hs) + $\frac{\pi . OD2}{4}$

  Diketahui :

  OD = 78 in

  Hs = 2,6511 m

  Sehingga luas selubung adalah 210,5926 ft^2

  Luas transfer panas lebih kecil daripada luas selubung, sehingga reaktor menggunakan koil.

- Menghitung Dimensi Koil :
  - Volume reaktor = 5148 L
  - Menghitung debit air pendingin
  - Jenis pendingin = Air
  - Suhu pendingin masuk = 30°C = 303,15 K
  - Suhu pendingin keluar = 50°C = 323,15 K
  - Kebutuhan pendingin = 16470,639 kg/jam
  - Debit Air = $\frac{Wt}{\rho}$

    = 14,91 m^3/jam
  - Menghitung Harga Δ_{LMTD}

    $\Delta_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$

    = 97,8993 ^oF
  - Menghitung Luas Penampang Aliran (A)

    Harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 1,5 – 2,5 m/s

(P.534, Coulson)

Diambil harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 1,5 m/s

Luas penampang (A) = debit air/v

= 0,0028 m^2

Diameter dalam pipa = $\sqrt{\frac{4 \text{ debit air}}{\pi v}}$

= 0,0593 m

Dipilih IPS 2 in, sehingga diperoleh :

OD = 2 in

ID = 2,067 in

A' = 3,35 in^2

A" = 0,622 ft^2/tf

- Menghitung Massa Velocity (Gt)

Gt = $\frac{Wt}{A'}$

Gt = 1560856,686 lb/ft^2.jam

- Menghitung h_i dan h_{io}

Re dalam pipa = $\frac{ID \times Gt}{\mu}$

= 167401,6613

Untuk T_{avg} = 104 ^oF

v = 4,9213 ft/s

Diperoleh h_i = 1300 Btu/jam.ft^2.^oF (fig.25, P.835, Kern)

h_{io} = $h_i \times \frac{ID}{OD}$

h_{io} = 1129,033 BTU/jam.ft^2.^oF

Untuk koil, harga h_{io} harus dikoreksi dengan factor koreksi

$$\boldsymbol{hio_{koil} = hio_{koil}\,(1 + 3,5\,\frac{D_{pipa}}{D_{pipa}})}$$

$$\boldsymbol{Diameter\ spiral\ 70\% - 80\%\ ID\ reaktor}$$

Diambil = 80% ID reaktor

= 16,1191 ft

hio_{koil} = 1171,261 Btu/jam.ft^2.^oF

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

$$\frac{\underline{h_c} D_{\underline{t}}}{k} = 0,87\,(\frac{L^2 N \rho}{\mu})^{2/3}\,(\frac{c\mu}{k})^{1/3}\,(\frac{\mu}{\mu_w})^{0,14}$$

Dimana :

N = 111,04 rpm

= 6662,41 rph

Densitas (ρ) = 1104,5317 kg/m^3

= 68,647 lb/ft^3

Viskositas (μ) = 0,6633 cP

= 0,000663 kg/m.s

= 1,6045 lb/ft.jam

Komduktivitas termal (k) = 0,3613 Btu/ft.hr.^oF

Panas Spesifik (C) = 0,9987 Btu/lb.^oF

Diameter Reaktor (Dt) = 1,8719 m

= 6,1414 ft

Diameter Impeler (L) = 0,6572 m

=2,1563 ft

Sehingga diperoleh :

hc = 60,465 Btu/ft^2.jam.^oF

- Menghitung Uc dan Ud

- *Clean Overall Coeffisient* (Uc)

  Uc $= \frac{hio.ho}{hio+ho}$

  Uc = 57,497 Btu/ft^2.jam.^{o}F

- *Dirty Overall Coeffisient* (Ud)

  Ud $= \frac{Uc.hd}{Uc+hd}$

  Ud = 54,371 Btu/ft^2.jam.^{o}F

  Rd = 0,001-0,003 (Tabel 12, Kern)

  Dipilih Rd = 0,001, sehingga :

  hd $= \frac{1}{Rd}$

  hd = 1000 Btu/ft^2.jam.^{o}F

- Menghitung Luas Permukaan Panas (A)

  A $= \frac{Q}{U_D.\Delta T_{LMTD}}$

  A = 245,273 ft^2

  = 22,786 m^2

- Menghitung Panjang Koil

  $L_{koil} = \frac{A}{A''}$

  L_{koil} = 394,331 ft

  = 120,192 m

- Menghitung Jumlah Lengkungan Koil

  Susunan koil = helix

  Diameter helix,

  DH = 0,7-0,8 ID reaktor (P.361, Rase)

  Dipilih,

DH = 0,8 ID reaktor

DH = 1,4975 m

Jarak antara lilitan,

Jarak (Jsp) = 1-1,5 OD (Perry)

Dipilih,

Jarak (Jsp) = 1 OD

Jarak (Jsp) = 0,0605 m

Lhe = $\frac{1}{2}\pi(DH^2 + Jsp^2)\ \frac{1}{2}\pi DH$

Lhe = 5,8776 m

Jumlah Lilitan (Nt)

Nt = $\frac{L}{Lhe}$

Nt = 20 lilitan

Tinggi tumpukan koil (Hc)

Hc = (Nt – 1) x Jsp + Nt x OD

Hc = 2,4119 ft

= 0,7351 m

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena tinggi koil < tinggi cairan.

Hc < ZI

0,7351 m < 1,7745 m

V_{koil} = $\frac{\pi}{4} x OD^2 XL_{koil}$

V_{koil} = 0,3448 m^3

V_{cairan} = 5,1488 m^3

Tinggi cairan setelah ditambah koil (H_L)

$$H_L = \frac{V_{cairan}+V_{koil}}{\frac{\pi}{4}DR^2}$$

H_L = 1,9972 m

c. Reaktor-03

- Menghitung Luas transfer panas pada reaktor-03

Suhu masuk reaktor (T_1) = 95 ^oC = 203 ^oF

Suhu keluar reaktor (T_2) = 95 ^oC = 203 ^oF

Suhu pendingin masuk (t_1) = 30 ^oC = 86 ^oF

Suhu pendingin keluar (t_2) = 50 ^oC = 122 ^oF

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

ΔT_{LMTD} = 97,8993 ^oF

Diketahui :

Untuk viskositas campuran > 1 cp berdasakan (Moss,2004 Tabel 6-22, hal 353) :

Uc = 7 - 10 Btu/jam.Ft^2.^oF
Ud = 6 - 60 Btu/jam.Ft^2.^oF

Maka koefisien transfer panas yang diambil sebesar 60 Btu/jam.Ft^2.

$$A = \frac{Q}{U_D \, \Delta T_{LMTD}}$$

Sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar 19,1138 ft^2.

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

  A = (π. OD. Hs) + $\frac{\pi . OD2}{4}$

  Diketahui :

  OD = 78 in

  Hs = 2,6511 m

  Sehingga luas selubung adalah 210,5926 ft^2

  Luas transfer panas lebih kecil daripada luas selubung, sehingga reaktor menggunakan jaket pendingin.

- Menghitung Tinggi Jaket Pendingin :

  Tinggi jaket sama dengan tinggi reactor, sehingga H rekator adalah 2,65111 m.

- Menghitung Luas yang dilalui Air Pendingin :

$$A = \frac{\pi}{4} \left(D_2^2 - D^2\right)_1$$

$$= 0{,}8009 \ m^2$$

- Kecepatan Air Pendingin :

  V = 4,5849 m/jam

- Tebal Dinding jaket Pendingin

$$t_j = \frac{P\,D}{f\,E - 0{,}6\,P} + c$$

Diketahui :

P = 2,4617

D = 74,0714 in

F = 12650 psi

E = 0,8

C = 0,125 in

tj = 0,2759 in

Sehingga dipilih tj standar yaitu 0,375 in (Tabel 5.2 brownel & Young)

3. Reaktor Sakarifikasi

Fungsi : mengubah $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ menjadi $C_6H_{12}O_6$ sebanyak 3488,7271 kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim *glukoamilase.*

Jenis : Reaktor *Batch* dilengkapi dengan jaket pendingin.

Kondisi operasi :

- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 60 ^{0}C
- pH : 4,2
- Reaksi Eksotermis

A. Menghitung Konstanta Kecepatan reaksi Umpan

Berdasarkan data yang diberikan pada (patent US 2012/017173131 A1) waktu reaksi antara tepung tapioka dengan enzim *glukoamilase* sebesar 48 jam dengan konversi 97%

Neraca Massa Proses :

Rate of mass input – rate of mass output – rate of mass reactin = rate of mass acc

$$-C_{A0}\frac{dx}{dt} = r_A$$

$$-C_{A0}\frac{dx}{dt} = k\,C_{A0}C_{B0}$$

$$-C_{A0}\frac{dx}{dt} = k.C_{A0}(1-x)(C_{B0}-C_{A0}.x)$$

$$-C_{A0}\frac{dx}{dt} = k.C_{A0}(1-x)C_{A0}\left(\frac{C_{A0}}{C_{B0}}-x\right)$$

$$-C_{A0}\frac{dx}{dt} = k.C_{A0}(1-x)C_{A0}(M-x)$$

$$\frac{dx}{dt} = k.C_{A0}(1-x)(M-x)$$

$$-k.C_{A0}\int\frac{1}{dt} = \int\frac{dx}{(1-x)(M-x)}$$

$$-k.C_{A0}.t = \frac{1}{(M-x)}\ln\frac{(M-x)}{M(1-x)}$$

$$k.C_{A0}.t = \frac{1}{(M-1)} - \ln\frac{(M-x)}{M(1-x)}$$

$$k = \frac{\frac{1}{(M-1)} - \ln\frac{(M-x)}{M(1-X)}}{C_{A0}.t}$$

Sehingga nilai konstanta kecepatan reaksi sakarifikasi adalah 1,7672 kmol/L.jam.

B. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan

Reaksi : glukoamilase

$$(C_6H_{10}O_5)_{10} + 10H_2O \longrightarrow 10(C_6H_{12}O_6)$$

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (kg/L)	Fv (L/jam)	BM (kg/kmol)	Kmol/jam
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	1,8478	1,500	1,2319	162000	1,1406E-05
H_2O	7026,1275	0,9948	7062,7312	18	390,3404
Serat	3,6339	1,500	2,4226	60	0,0605652
Abu	6,8641	1,500	4,5760	60	0,1144
$CaCl_2$	3,89638	2,150	1,8123	111	0,0351
α-amilase	3,53297	1,040	3,3971	53000	6,6659
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	3488,7271	1,500	2325,8180	1620	2,1535
Glukoamilase	2,8184	1,04	2,7099	36000	7,8287E-05
HCl	0,0216	0,5365	0,0403	36,5	0,0005920
Total	**10537,4697**		**9404,7394**		**392,7048**

C. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi sakarifikasi ini adalah $C_6H_5O_5$, maka $C_6H_5O_5$adalah senyawa A dan H_2O adalah senyyawa B.

$$C_{A_o} = \frac{mol\ A}{\sum Fv}$$

= 0,0002280 kmol/L

$$C_{B_o} = \frac{mol\ B}{\sum Fv}$$

= 0,0145 kmol/L

D. Menghitung Optimasi Reaktor

Optimasi reaktor sakarifikasi batch dilakukan dengan cara penjadawlan yang dimana dengan menetuka :

treaksi = 48 jam

tPengisian = 12 jam

tpengosongan = 12 jam

tbersih = 12 jam

tsiklus = 84 jam

jumlah reaktor	t pengisian	Volume	Volume design 20%	gallon	USD biaya	Biaya total
19	3	28214,21812	33857,06174	8944,087714	311155,4443	5911953,4411
15	4	37618,95749	45142,74899	11925,45028	369777,6398	5546664,5976
11	6	56428,43623	67714,12348	17888,17543	471623,4616	5187858,0780
9	8	75237,91498	90285,49797	23850,90057	560478,0946	5044302,8517
7	12	112856,8725	135428,247	35776,35085	714847,4940	5003932,4577
5	24	225713,7449	270856,4939	71552,70171	1083506,1891	5417530,9456

Sehingga dari tabel diatas jumlah reaktor yang dipilih adalah 7 reaktor.

E. Perancangan Reaktor

Volume cairan dalam reaktor sebesar :

Waktu pengisian = 12 jam

Laju alir umpan = 9404,7394 L/jam

Vcairan = 12 jam x 9404,7394 L/jam

= 112856,8725 L

= 112,8568 m^3

Volume reaktor setelah *overdesign* 20%

Vreaktor = 135,4282 m^3

= 135428,247 L

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Reaktor yang digunakan adalah jenis Reaktor *Batch* berbentuk tangki silinder tegak.

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor adalah 1 : 1.

(D : H = 1 : 1) (P. 43, Brownell & Young)

Dengan menggunakan persamaan :

$$D = \sqrt[3]{\frac{4.\ \text{Volume shell}}{\pi}}$$

Maka didapatkan dimensi reaktor sebagai berikut :

Diameter = 5,5669 m

= 219,1693 in

= 18,2641 ft

Agar mendapatkan nilai ekonomis, maka tinggi reaktor dirancang mendekati kelipatan dari 6 ft atau 8 ft. (Karena plat di pasaran sekitar 6 ft atau 8 ft).

Sehingga tinggi = 20 ft

= 240 in

= 6,0996 m

2.Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Persamaan yang digunakan :

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

(Brownell & Young, 1959; hal 254)

Dimana :

t_s : Tebal dinding *shell*, in

P : Tekanan Design = 26,7571 psi

r_i : jari-jari reaktor = 2,7834 m

E : Effisiensi sambungan las = 0,8

f : Tekanan maksimal yang diizinkan = 12650 psi

C : Korosi yang diizinkan = 0,1250 in

Dari rumus di atas diperoleh tebal *shell* = 0,1324 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* standart = 0,1875 in

= 3/16 in

ID *shell* = 219,1693 in

OD *shell* = 219,5443 in

3. Menentukan Tebal Head

Bahan kontruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*

Bentuk head : *Torisperical Flanged & Dished Head*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis *head*, antara lain :

- *Flanged & Standard Dished Head*

  Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

- *Torisperical Flanged & Dished Head*

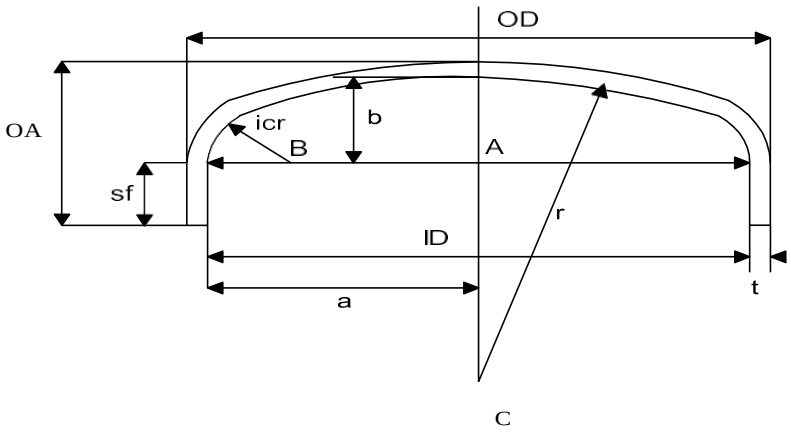
  Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *Eliptical Dished Head*

  Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

- *Hemispherical Head*

  Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam *head*

OD : diameter luar *head*

a : jari-jari dalam *head*

t : tebal *head*

r : jari-jari dalam *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA : tinggi *head*

Tebal *head* dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0.2P)} + C$$

(Brownell & young, pers. 7.77 ; hal 138)

Dimana nilai w diperoleh menggunakan persamaan berikut :

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

(Brownell & young, pers. 7.76 ; hal 138)

Sehingga diperoleh :

- w (*stress-intensification factor for torispherical dished head*) sebesar 1,6545 in.
- Tebal *head* sebesar 0,3025 in.
- Tebal *head* standart sebesar 0,3125 in.

4. Menentukan Ukuran *Head*

ID = 227,625 in

Icr = 13,7500 in (Tabel 5.7, P. 90, Brownell and Young)

A = ~~11~~3,8125

AB = a- icr

= 100,0625 in

BC = r – icr

= 166,25 in

AC = 132,7651 in

b = r - AC

= 47,2349 in

Sf (*Straight of Flange*) = 2 (Tabel 5.4, P. 87, Brownell and Young)

Jadi tinggi *head* total (OA) = Sf + b + t_h

= 49,547 in

= 1,2585 m

Tinggi reaktor = 2 OA + tinggi *shell*

= 8,0839 m

5. Perancangan Pengaduk Reaktor

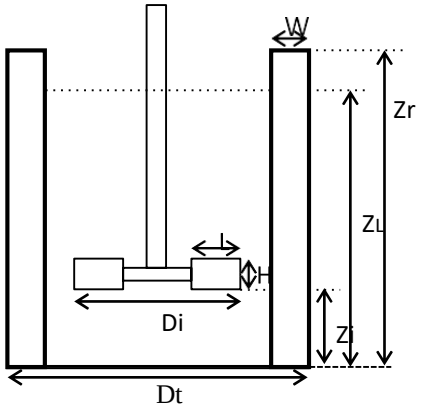
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**μ (cp)**	**Fraksi massa, Xi**
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	1,8478	2743,5900	0,000175
H_2O	7026,1276	0,4672	0,666776
Serat	3,6339	2743,5900	0,000345
Abu	6,8641	2743,5900	0,000651
$CaCl_2$	3,8964	0,8900	0,000370
α-amilase	3,5330	1,0000	0,000335
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	3488,7271	8,2639	0,331078
Glukoamilase	2,8184	1,0000	0,000267
HCl	0,0216	0,0366	0,000002
Total	**10537,4697**		**1**

Diperoleh :

μ campuran = 6,2629 cp

ρ campuran = 1163,1176 kg/m^3

= 1,1631 kg/L



Jenis pengaduk = 6 *flat blade turbine impeller*

Diketahui :

D_t = 5,7817 m

D_t / D_i = 3

D_i = 1,9272 m

Z_i / D_i = 0,7500

Z_i = 1,4454 m

W / D_i = 0,1700

W = 0,3276 m

Zl / D_i = 2,700

Zl = 5,1664 m

L = 0,25 D_i = 0,4818 m

H = 0,2 D_i = 0,3854 m

Diperoleh spesifikasi pengaduk sebagai berikut :

i. Diameter dalam tangki (D_t) = 5,7817 m

ii. Diameter pengaduk (D_i) = 1,9272 m

iii. Jarak pengaduk (Z_i) = 1, 4454 m

iv. Tinggi pengaduk (H) = 0,3854 m

v. Lebar pengaduk (L) = 0,4818 m

vi. Lebar *baffle* (W) = 0,3252 m

vii. Jumlah *baffle* = 4 buah

viii. Tinggi *baffle* = 4,4535 m

ix. Tinggi cairan dalam reaktor (ZL) = 5,2035 m

6. Menghitung Jumlah Impeler

WELH (*Water Equivalen Liquid High*)

Sg = ρcairan / ρair

= 1,1692

WELH = h_{cairan} x sg

= 6,0838 m

$$\Sigma_{Impeller} = \frac{WELH}{D}$$

= 1,0522

7. Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

Digunakan persamaan :

$$\frac{WELH}{2\ DI} = \left(\frac{\pi\ DI\ N}{600}\right)^2$$ (Eq. 8.8, P. 345, HF. Rase)

Dimana :

WELH : *Water Equivalen Liquid High*

D_i : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

Diubah menjadi :

$$N = \frac{600}{\pi\, DI}\sqrt{\frac{WELH}{2\, DI}}$$

N = 37,9674 rpm

N = 0,6327 rps

8. Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho . N . Di}{\mu}$$

= 13703112,0909

Karena Re > 2100 maka alirannya turbulen.

Jenis motor dipilih *fix speed belt.* Karena harga paling ekinomis serta mudah dalam pemasangan dan perbaikan.

Dari buku brown fig 477 didapatkan nilai Po = 7

9. Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{Po\, N^3\, D_i^5\, \rho}{Gc}$$

Dimana :

Po = 7

N = 10,6327 rps

ρ = 1163,1176 kg/m^3

D = 1,9272 m

Gc = 32,174 lbm.ft/lbf.s^2

Sehingga diperoleh :

P = 40454,1563 ft.lbf/s

=73,5530 Hp

Effisiensi motor sebesar 88%. (Fig. 14.38, Peter)

$$\boldsymbol{Daya\ Motor = \frac{P}{\eta}}$$

= 83,5829 Hp

Daya motor standart = 100 HP

F. Menghitung Neraca Panas Reaktor

a. Reaktor Sakarifikasi

Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)

Reaksi

$$(C_6H_{10}O_5)_{10} + 10H_2O \xrightarrow{\text{glukoamilase}} 10(C_6H_{12}O_6)$$

Reaktan yang bereksi :

$(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 2,1535 kmol/jam

$_{10}H_2O$ =389.950 kmol/jam

Produk yang dihasilkan :

$_{10}(C_6H_{12}O_6)$ = 20,8892 kmol/jam

$\Delta Hf\,(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -652670 kJ/kmol

$\Delta Hf\,H_2O$ = -5148,5632 kJ/kmol

$\Delta Hf\ _{10}(C_6H_{12}O_6)$ = -2494820 kJ/kmol

$\Delta H_R{}^0$ = -8314761,8635 kJ

Panas Masuk Reaktor

Komponen	N (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q_{input} (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0000114	293,5500	0,0033
H_2O	389,9502	2634,5618	1027347,9422
Serat	0,0606	293,5500	17,7789
Abu	0,1144	293,5500	33,5824
$CaCl_2$	0,0351	72251,4129	2536,2081
α-amilase	0,0001	28270,2000	1,8845
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	2,1535	10349,8679	64279,1270
HCl	0,000592	1018,1254	0,6028
Glukoamilase	0,0000783	10782,0000	0,8441
Total	**392,3139**	**114386,6926**	**1052226,2046**

Panas Keluar Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q_{input} (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0000114	293,5500	0,0033
H_2O	369,4511	2634,5618	973341,8255
Serat	0,0606	293,5500	17,7789
Abu	0,1144	293,5500	33,5824
$CaCl_2$	0,0351	72251,4129	2536,2081
α-amilase	0,0000667	28270,2000	1,8845
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	0,0646	10349,8679	668,6642

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q_{input} (kJ/jam)
Glukoamilase	0,000078	10782,0000	0,8441
HCl	0,00059	1018,1254	0,6028
$C_6H_{12}O_6$	20,8893	8605,5863	179764,6026
Total	**390,6158**	**134792,4044**	**1156365,996**

$\Delta H_{reaktan}$ = (mol $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ yang bereaksi x Cp dT dekstrin) + (mol H_2O yang bereaksi x Cp dT H_2O)

= (2,1535 kmol/jam x 10349,8679 kJ/kmol) + (389,9502 kmol/jam x 2634,5618kJ/kmol)

= 1049636,7473 kj

ΔH_{produk} = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 20,8893 kmol/jam x 8605,5863 kJ/kmol

= 179764,6026 kJ

ΔH_{Rks} = $\Delta H_R + (\Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan})$

= -8211651,5313 kJ

Karena ΔH_{Rks} bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis.

Q = Qin + ΔH_{Rks} – Qout

= 8108541,1991 kJ

b. Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang masuk pada suhu 30 ^oC dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50 ^oC.

T_{in} = 30 ºC = 303 K

T_{out} = 50 ºC = 323 K

Cp air = 1026,4167 kJ/Kg.K

Kebutuhan air pendingin : $Q = m\ Cp\ \Delta T$

= 7899,8532 Kg/jam

G. Menghitung Luas Transfer Panas

a. Reaktor Sakarifikasi

Menghitung Luas transfer panas pada reaktor-01

Suhu masuk reaktor (T_1) = 60 ºC = 140 ºF

Suhu keluar reaktor (T_2) = 60 ºC = 140 ºF

Suhu pendingin masuk (t_1) = 30 ºC = 86 ºF

Suhu pendingin keluar (t_2)= 50 ºC = 122 ºF

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

ΔT_{LMTD} = 32,7686 ºF

Diketahui :

Untuk viskositas campuran > 1 cp berdasakan (Moss,2004 Tabel 6-22, hal 353) :

Uc = 7 - 10 Btu/jam.Ft^2.ºF
Ud = 6 - 60 Btu/jam.Ft^2.ºF

Maka koefisien transfer panas yang diambil sebesar 60 Btu/jam.Ft^2.

$$A = \frac{Q}{U_D \, \Delta T_{LMTD}}$$

Sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar 3908,9302 ft^2.

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

  A = (π. OD. Hs) + $\frac{\pi . OD2}{4}$

  Diketahui :

  OD = 228 in

  Hs = 8,0839 m

  Sehingga luas selubung adalah 1864,8283 ft^2

  Luas transfer panas lebih kecil daripada luas selubung, sehingga reaktor menggunakan koil.

- Menghitung Dimensi Koil :
  - Volume reaktor = 135428,247 L
  - Menghitung debit air pendingin
  - Jenis pendingin = Air
  - Suhu pendingin masuk = 30°C = 303,15 K
  - Suhu pendingin keluar = 50°C = 323,15 K
  - Kebutuhan pendingin = 96957,2656 kg/jam
  - Debit Air = $\frac{Wt}{\rho}$

    = 87,78 m^3/jam
  - Menghitung Harga Δ_{LMTD}

$$\Delta_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{ln\frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

= 32,7686 ^oF

- Menghitung Luas Penampang Aliran (A)

  Harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 1,5 – 2,5 m/s

  (P.534, Coulson)

  Diambil harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 1,5 m/s

  Luas penampang (A) = debit air/v

  = 0,0163 m^2

  Diameter dalam pipa = $\sqrt{\frac{4 \text{ debit air}}{\pi \text{ v}}}$

  = 0,1439 m

  Dipilih IPS 6 in, sehingga diperoleh :

  OD = 6,625 in

  ID = 6,625 in

  A’ = 28,9 in^2

  A” = 1,734 ft^2/tf

- Menghitung Massa Velocity (Gt)

  $Gt = \frac{Wt}{A'}$

  Gt = 1065074,287 lb/ft^2.jam

- Menghitung h_i dan h_{io}

  Re dalam pipa = $\frac{ID \; X \; Gt}{\mu}$

  = 335171,4076

  Untuk T_{avg} = 104 ^oF

  v = 4,9213 ft/s

Diperoleh h_i = 1300 Btu/jam.ft^2.^{o}F (fig.25, P.835, Kern)

h_{io} = $\boldsymbol{h_i \; x \; \frac{ID}{OD}}$

h_{io} = 1190,113 BTU/jam.ft^2.^{o}F

Untuk koil, harga h_{io} harus dikoreksi dengan factor koreksi

$$\boldsymbol{hio_{koil} = hio_{koil}\,(1 + 3,5\,\frac{D_{pipa}}{D_{pipa}})}$$

$$\boldsymbol{Diameter\ spiral\ 70\% - 80\%\ ID\ reaktor}$$

Diambil = 80% ID reaktor

= 47,9373 ft

hio_{koil} = 1234,0302 Btu/jam.ft^2.^{o}F

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

$$\frac{h_c D_t}{k} = 0,87\,(\frac{L^2 N \rho}{\mu})^{2/3}\,(\frac{c\mu}{k})^{1/3}\,(\frac{\mu}{\mu_w})^{0,14}$$

Dimana :

N = 37,9674 rpm

= 2278,0456 rph

Densitas (ρ) = 1104,5317 kg/m^3

= 68,647 lb/ft^3

Viskositas (μ) = 0,6633 cP

= 0,000663 kg/m.s

= 1,6045 lb/ft.jam

Komduktivitas termal (k) = 0,3613 Btu/ft.hr.^{o}F

Panas Spesifik (C) = 0,9987 Btu/lb.^{o}F

Diameter Reaktor (Dt) = 5,5669 m

= 18,2641 ft

Diameter Impeler (L) = 1,9272 m

= 6,3229 ft

Sehingga diperoleh :

hc = 41,727 Btu/ft^2.jam.^{o}F

- Menghitung Uc dan Ud
  - *Clean Overall Coeffisient* (Uc)

    Uc = $\frac{\boldsymbol{hio.ho}}{\boldsymbol{hio+ho}}$

    Uc = 40,3622 Btu/ft^2.jam.^{o}F
  - *Dirty Overall Coeffisient* (Ud)

    Ud = $\frac{\boldsymbol{Uc.hd}}{\boldsymbol{Uc+hd}}$

    Ud = 38,7963 Btu/ft^2.jam.^{o}F

    Rd = 0,001-0,003 (Tabel 12, Kern)

    Dipilih Rd = 0,001, sehingga :

    hd = $\frac{\boldsymbol{1}}{\boldsymbol{Rd}}$

    hd = 1000 Btu/ft^2.jam.^{o}F
- Menghitung Luas Permukaan Panas (A)

  A = $\frac{\boldsymbol{Q}}{\boldsymbol{U_D.\Delta T_{LMTD}}}$

  A = 6045,3071 ft^2

  = 561,6272 m^2
- Menghitung Panjang Koil

  L_{koil} = $\frac{\boldsymbol{A}}{\boldsymbol{A''}}$

  L_{koil} = 3586,3363 ft

  = 1062,6353 m

- Menghitung Jumlah Lengkungan Koil

Susunan koil = helix

Diameter helix,

DH = 0,7-0,8 ID reaktor (P.361, Rase)

Dipilih,

DH = 0,8 ID reaktor

DH = 4,4535 m

Jarak antara lilitan,

Jarak (Jsp) = 1-1,5 OD (Perry)

Dipilih,

Jarak (Jsp) = 1 OD

Jarak (Jsp) = 0,1683 m

Lhe = $\frac{1}{2}\pi(DH^2 + Jsp^2)\ \frac{1}{2}\pi DH$

Lhe = 38,1756 m

Jumlah Lilitan (Nt)

Nt = $\frac{L}{Lhe}$

Nt = 28 lilitan

Tinggi tumpukan koil (Hc)

Hc = (Nt – 1) x Jsp + Nt x OD

Hc = 9,1998 ft

= 2,8041 m

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena tinggi koil < tinggi cairan.

Hc < ZI

2,8041 m < 5,2035 m

V_{koil} = $\frac{\pi}{4} xOD^2XL_{koil}$

V_{koil} = 23,62 m^3

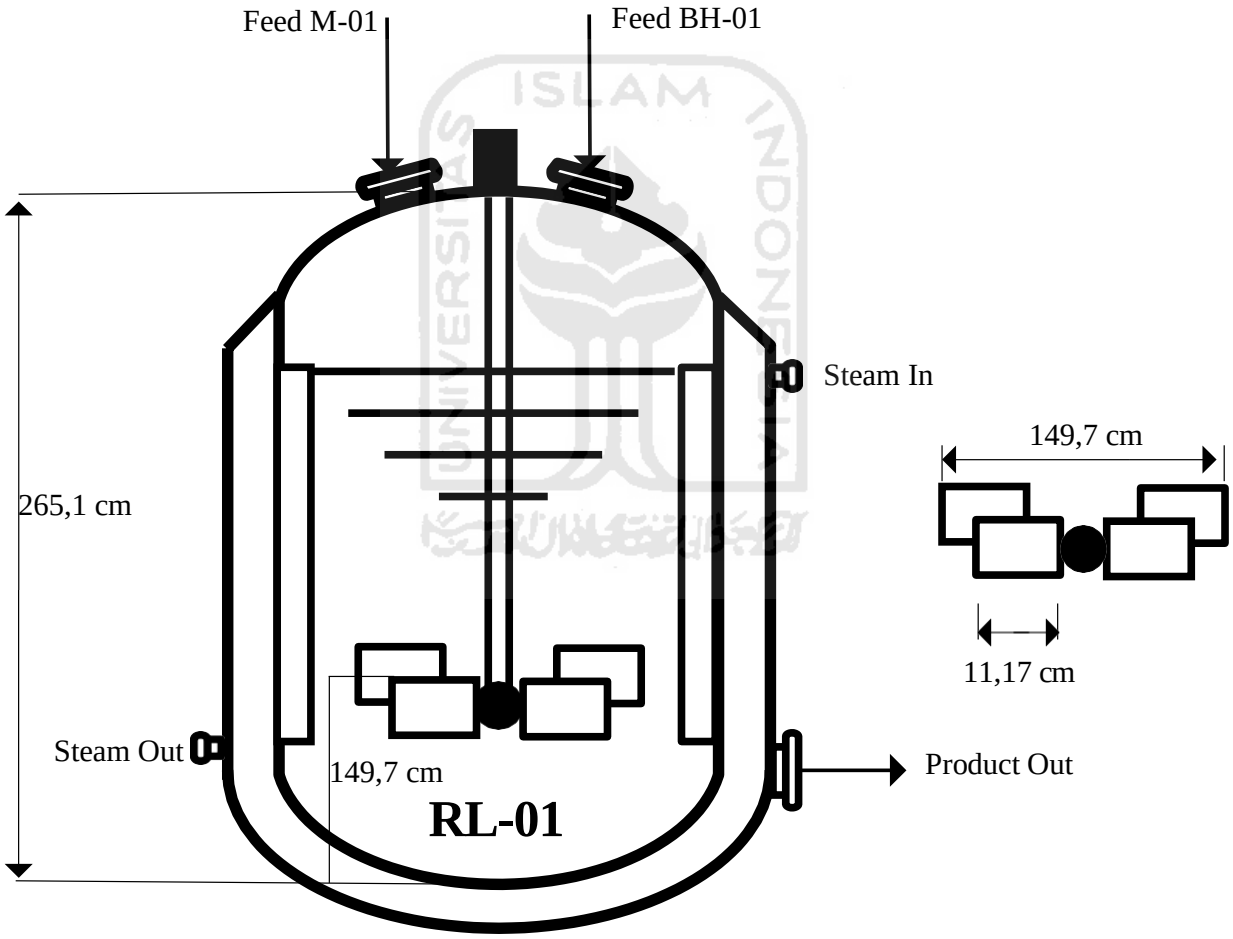
V_{cairan} = 135,42 m^3

Tinggi cairan setelah ditambah koil (H_L)

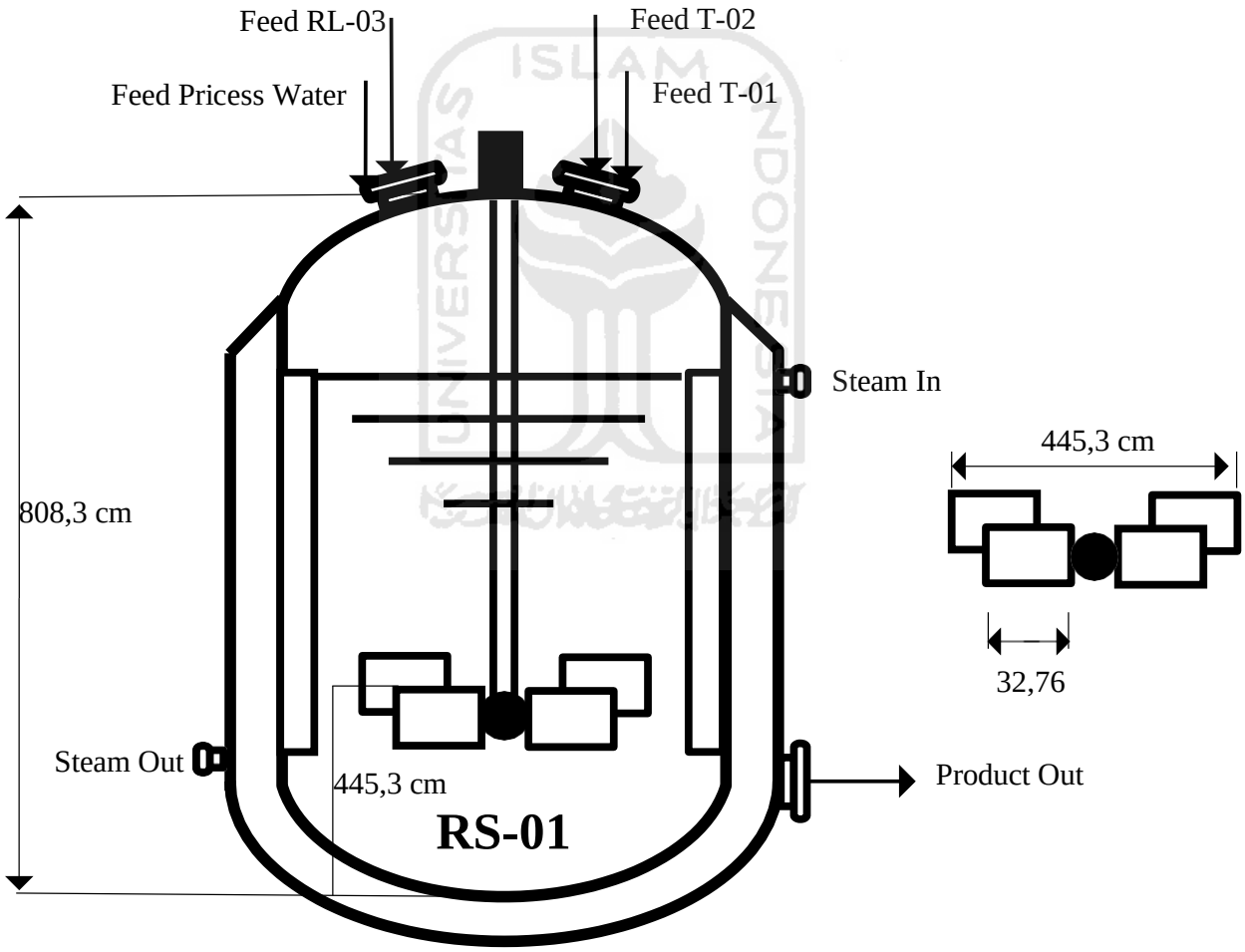
H_L = $\frac{V_{cairan}+V_{koil}}{\frac{\pi}{4}DR^2}$

H_L = 6,5378 m

REAKTOR LIKUIFIKASI



REAKTOR SAKARAFIKASI

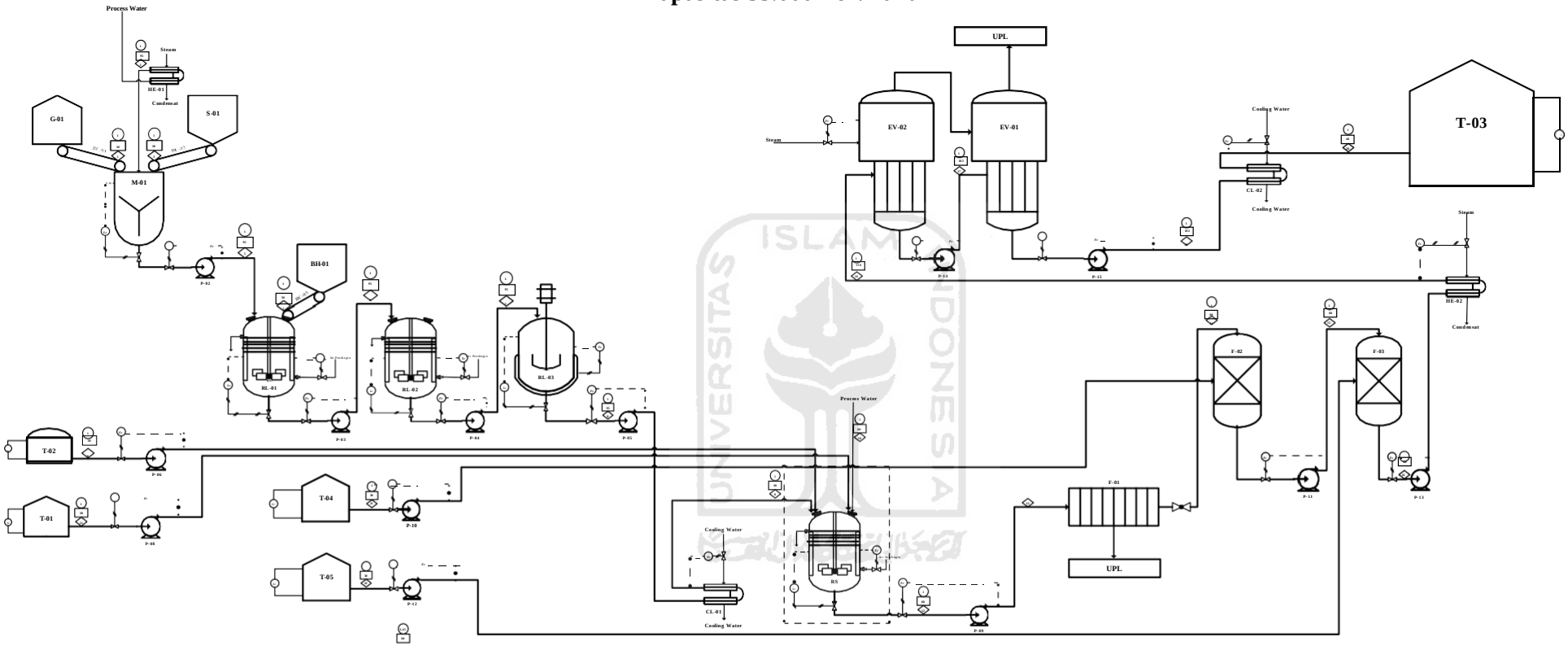


Penjadwalan Reaktor Sakarifikasi

Reaktor	jam													
1														
2														
3														
4														
5														
6														
7														

	=	t pengisian
	=	t reaksi
	=	t pengosongan
	=	t bersih

Process Engineering Flow Diagram
Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa Dari Tepung Tapioka Dengan Proses Hidrolisis Enzimatis
Kapasitas 35.000 Ton/Tahun



Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
(C6H10O5)1000	3490,57			3490,57		993,07	80,34	1,85				1,85	1,85							
H2O	536,61	6482,50		7019,10		7019,10	7019,10	7019,10		7,02		6650,12	2,00	6648,13	6648,13	6649,40	2994,03	3655,37	2992,49	662,88
Serat	3,63			3,63		3,63	3,63	3,63				3,63	3,63							
Abu	6,86			6,86		6,86	6,86	6,86				6,86	6,86							
CaCl2			3,90	3,90		3,90	3,90	3,90				3,90		3,90						
α-amilase					3,53	3,53	3,53	3,53				3,53	3,53							
Dekstrin						2497,51	3410,24	3488,73				104,66	104,66							
Glukoamilase											2,82	2,82	2,82							
HCl									0,02			0,02		0,02	2,58					
Glukosa												3760,07		3760,07	3760,07	3760,07	1,88	3758,19	1,88	3756,31
Total												10537,47	125,35	10412,12	10410,78	10409,47	2995,91	7413,56	2994,37	4419,19

Kode	Keterangan Alat
CL-01	Cooler Ultrafiltration membrane
CL-02	Cooler Evaporator
BC-01	Belt Conveyor Tepung Tapioka
BC-02	Bely Conveyor CaCl2
BC-03	Belt Conveyor α-amilase
EV-01	Evaporator 01
EV-02	Evaporator 02
F-01	Ultrafiltration Membrane
F-02	Kation Exchanger
F-03	Anion Exchanger
G-01	Gudang Pati Tepung Tapioka
HE-01	Heater Process Water
HE-02	Heater Evaporator
M-01	Mixer
P-01	Pump Process Water
P-02	Pump Mixer
P-03	Pump Reaktor Liquifikasi 01
P-04	Pump Reaktor Liquifikasi 02
P-05	Pump Reaktor Liquifikasi 03
P-06	Pump Tangki HCl
P-07	Pump Process Water
P-08	Pump Glukoamilase
P-09	Pump Reaktor Sakarifikasi
P-10	Pump Tangki H_2SO_4
P-11	Pump Kation Exchanger
P-12	Pump Tangki NaOH
P-13	Pump Anion Exchanger
P-14	Pump Evaporator 01
P-15	Pump Produk
RL-01	Reaktor Liquifikasi 01
RL-02	Reaktor Liquifikasi 02
RL-03	Reaktor Liquifikasi 03
RS	Reaktor Sakarifikasi
T-01	Tangki Glukoamilase
T-02	Tangki HCl
T-03	Tangki Produk
T-04	Tangki H_2SO_4
T-05	Tangki NaOH

Kode	Keterangan Instrument
Tc	Temperature Control
Fc	Flow Control
Lc	Level Control
Li	Level Indicator

Kode	Keterangan Simbol
	Pneumatic Line
	Electric Line
	Material Pipeline
	Gate Valve
	Globe Valve
	No. Arus
	Tekanan (Atm)
	Suhu (C)

Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta

Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa Dari Pati Tepung Tapioka Dengan Metode Hidrolisis Enzimatis Kapasitas 35.000 Ton/Tahun

Dikerjakan Oleh :
1. Alfan Wahyu Muliadi (16521054)
2. Aulia Zahra (16521234)

Dosen Pembimbing :
1. Ir. Dalyono, Msi.,C.Text ATI
2. Nur Indah Fajar Mukti, S.T.,M.Eng

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1	:	Alfan Wahyu Muliadi
No. Mahasiswa 1	:	16521054
Nama Mahasiswa 2	:	Aulia Zahra
No. Mahasiswa 2	:	16521234
Judul Pra rancangan Pabrik	:	PRARANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA MENGGUNAKAN TEPUNG TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIMATIS KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN
Mulai Masa Bimbingan	:	01 Oktober 2019
Selesai Masa Bimbingan	:	28 September 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	13 Januari 2020	Konsultasi Judul dan Proses Prarancangan Pabrik	
2	20 Januari 2020	Konsultasi Kapasitas Pabrik	
3	24 Agustus 2020	Konsultasi BAB I	
4	25 Agustus 2020	Konsultasi BAB II	
5	1 September 2020	Konsultasi BAB III	
6	3 September 2020	Konsultasi BAB IV	
7	7 September 2020	Konsultasi BAB V	
8	10 September 2020	Pengesahan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan :
Yogyakarta, 10 September 2020
Pembimbing,

(Ir. Dalyono, MSI., C.Text ATI)

Catatan:
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

Dipindai dengan CamScanner

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa 1	:	Alfan Wahyu Muliadi
No. Mahasiswa 1	:	16521054
Nama Mahasiswa 2	:	Aulia Zahra
No. Mahasiswa 2	:	16521234
Judul Pra rancangan Pabrik	:	PRARANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA MENGGUNAKAN TEPUNG TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISIS ENZIMATIS KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN
Mulai Masa Bimbingan	:	01 Oktober 2019
Selesai Masa Bimbingan	:	28 September 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	29 Oktober 2020	Konsultasi Judul Prarancangan Pabrik	
2	23 November 2020	Konsultasi Kapasitas Pabrik	
3	30 November 2020	Konsultasi Proses Prarancangan Pabrik	
4	6 Desember 2020	Konsultasi Pemilihan Alat Proses	
5	18 Maret 2020	Konsultasi Neraca Massa	
6	24 April 2020	Konsultassi Alat Besar	
7	30 April 2020	Konsultasi Neraca Panas	
8	11 Agustus 2020	Konsultasi Alat Kecil	
9	23 Agustus 2020	Konsultasi Utilitas	
10	29 Agustus 2020	Konsultasi Ekonomi	
11	4 September 2020	Konsultasi Naskah BAB I-III	
12	7 September 2020	Konsultasi PEFD	
13	8 September 2020	Konsultasi Naskah BAB IV	
14	9 September 2020	Konsultasi Naskah BAB V	
15	10 September 2020	Pengesahan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan :
Yogyakarta, 10 September 2020
Pembimbing,

(Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng,.)

Catatan:
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

Dipindai dengan CamScanner