

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

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
NIM : 16521054

Nama :
NIM :

: Aulia Zahra
16521234

Yogyakarta, 10 September 2020

Pembimbing I

Pembimbing II

Ir. Dayono, MSL., C.Text ATI.

Nur Indah Fajar Mukti, S.T.,M.Eng.



Dipindai dengan CamScanner

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



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 karena 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 dialirkkan kedalam mixer untuk melarutkan pati dengan menambahkan air bersuhu 95°C dan $CaCl_2$ hingga konsentrasi *slurry* menjadi 35% w/w basis pati kering. Kemudian *slurry* dialirkkan menuju reaktor liquifikasi untuk penambahan enzim α -amilase dengan kondisi operasi sebesar 1 atm dan suhu 95°C. Lalu dialirkkan lagi menuju ke reaktor sakarifikasi dengan penambahan enzim glukoamilase dengan kondisi operasi 1 atm dan suhu 60°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, Hydrolysus.

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 (<i>Water Treatment System</i>).....	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 Umpam 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 pembuatan 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 sebagai penyedap rasa, pembuatan *monosodium glutamat*, *Caramels*, *Jelies*, *Pastilles*, *Marshmallow*, *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.

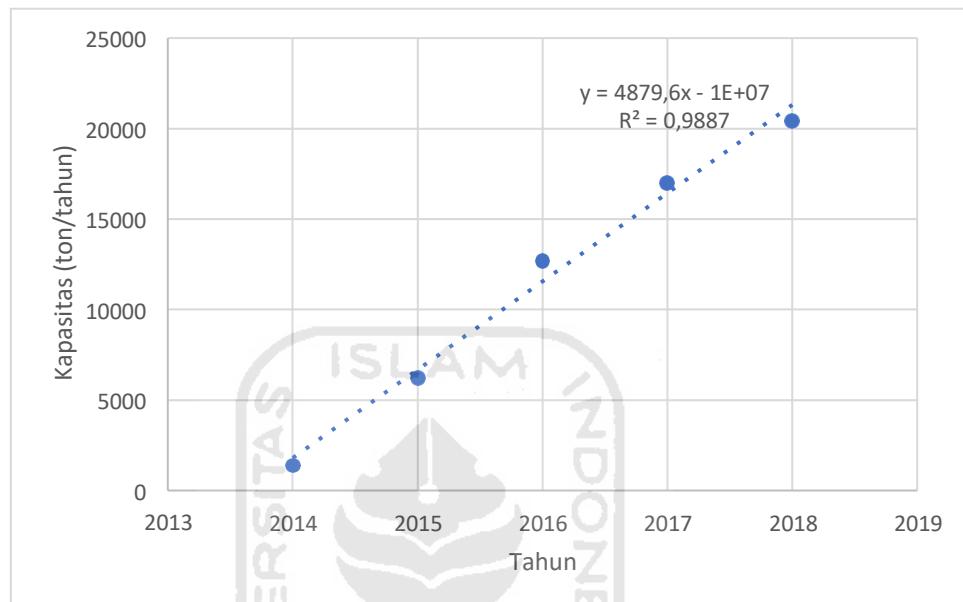
Table 1.1 Kebutuhan Impor Sirup Glukosa

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 ditemukan pada tumbuhan. Pati dapat ditemukan pada umbi-umbian, daun, batang dan biji-bijian. Pati adalah kelompok terbesar dalam karbohidrat cadangan yang dimiliki oleh tumbuhan setelah selulosa (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 bahan pemanis yang memiliki karakteristik berbentuk cairan, tidak berbau, tidak berwarna, tidak mudah mengkristal dan mudah larut dalam air. Sirup glukosa dapat diproduksi dari tepung tapioka dengan proses hidrolisis. Sirup glukosa

termasuk golongan monosakarida yang terdiri atas satu monomer dengan rumus molekul C₆H₁₂O.

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

tergantung 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. Kejemuhan 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 (α 1,4 glukan glukohidrolase EC 3.2.1.3) adalah eksoamilase yang menghidrolisa ikatan α -1,4 secara berurutan dari ujung nonreduksi rantai amilosa, amilopektin dan glikogen dengan melepaskan glukosa (Fogarty & Kelly , 1979). Enzim ini juga menghidrolisa ikatan α -1,6 dan α -1-3, kecepatan bekerja dengan ikatan α -1,4 jauh lebih tinggi. Glukoamilase dapat dihasilkan oleh kapang, khamir maupun bakteri. *Aspergillus oryzae* adalah salah satu jenis kapang yang sangat penting perannya dalam industri makanan seperti sake, kecap dan sebagai penghasil hidrolitik enzim seperti α -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).

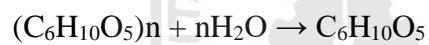
Mekanisme kerja enzim ini adalah memotong ikatan alfa-1,4 pada molekul pati. Enzim ini juga dapat memecah ikatan alfa-1,6, tetapi pada frekuensi yang lebih rendah. Hasil utama pemecahannya adalah glukosa, suatu bentuk sederhana dari molekul karbohidrat berjumlah atom C 6 (Mc Cabe, 2007).

1.2.6 Proses Hidrolisis Pati

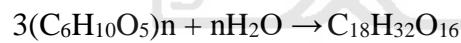
Hidrolisis adalah proses dekomposisi kimia dengan menggunakan air untuk memisahkan ikatan kimia dari substansinya. Hidrolisis pati merupakan proses pemecahan molekul amilum menjadi bagian-bagian penyusunnya yang lebih sederhana seperti dekstrin, isomaltosa, maltosa dan glukosa.

Reaksi yang terjadi pada proses hidrolisis tapioka antara lain:

Reaksi utama



Reaksi samping



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/cm ³)	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°C 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°C 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 : C₆H₁₂O₆

Fase : cair

Berat Molekul : 180

Densitas : 1,54 g/mL

Titik didih : 104 -115 °C

pH : 4,0 – 6,5

Titik lebur : 146 °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 (H_2O)

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

(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 °C

Titik leleh :

: 772 °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 °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 °C

2.2.2.4 Asam Klorida

Rumus kimia	: HCl
Fase	: cair
Warna	: tidak berwarna
Berat Molekul	: 36,5 kg/kmol
Titik didih	: 83 °C
Spesific gravity	: 1,16
Kelarutan	: larut sempurna dalam air
Titik leleh	: -46,2 °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 mengontrol 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 mengontrol 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 °C dan tekanan 1 atm. Air yang digunakan dalam proses produksi sirup glukosa menggunakan air proses dari unit utilitas pada kondisi 30 °C dan tekanan 1 atm yang dialirkan dari sistem pemipaan. Sedangkan untuk enzim α -amilase dan

enzim glukoamilase disimpan di tangki penyimpanan dalam keadaan kering, steril, pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Selain bahan baku, proses ini menggunakan bahan pembantu seperti CaCl₂, HCl. Bahan pembantu tersebut disimpan di dalam tangki penyimpanan pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm.

3.1.2 Proses Hidrolisa

Pada proses hidrolisa dibagi menjadi tiga tahapan yaitu :

1. Proses Pencampuran

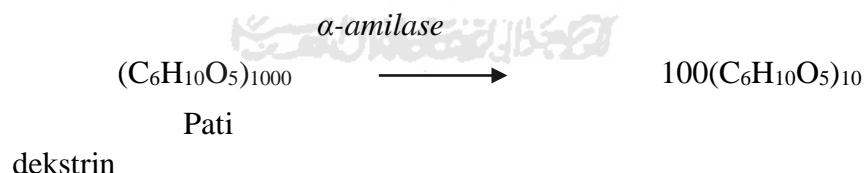
Pada proses pencampuran ini terjadi gelatinasi. Gelatinisasi yaitu proses pemecahan pati berbentuk granula. Granular pati membengkak akibat peningkatan volume oleh air dan tidak dapat kembali lagi ke kondisi semula. Tepung tapioka dari gudang bahan baku diangkut menuju *mixer tank* menggunakan *belt conveyor*. Setelah pati dicampur dengan air, kemudian ditambahkan CaCl₂ konsentrasi 200 ppm dari tangki penyimpanan. Penambahan CaCl₂ 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 °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 $^{\circ}$ C. Reaksi berjalan selama 40 menit pada suhu 95 $^{\circ}$ C, pH = 6 dan berlangsung pada tekanan 1 atm dengan konversi 97,7%. (Patent. US 2012/0171731A1).

Reaksi yang terjadi :



Keluaran dari reaktor liquifikasi selanjutnya

didinginkan ke *cooler* hingga suhu 60 $^{\circ}$ 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

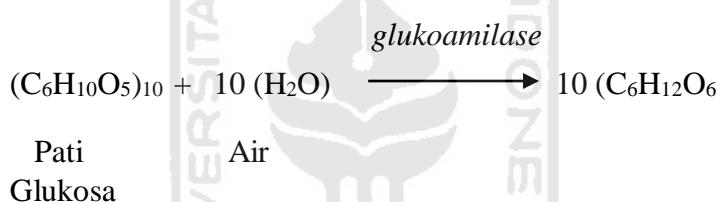
enzim *glukoamilase* dengan dosis 0,7 L/ton of dry matter.

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°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 :



3.1.3 Proses Pemurnian Produk

Produk larutan glukosa kemudian diumpangkan ke *Ultrafiltration Membran* dengan kondisi operasi suhu 60⁰C 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, CaCl₂, 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_2 . 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°C .

Selanjutnya, sirup glukosa diumpulkan 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°C pada tekanan atmosferik. Kemudian sirup glukosa didinginkan dalam *cooler* hingga suhu 40°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,
Jenis	dengan H ₂ O dan CaCl ₂
Proses	: Silinder Tangki Berpengaduk
Jumlah	: Kontinyu
Kondisi Operasi	: 1 buah : Tekanan = 1 atm Suhu = 95 °C
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 °C
pH = 6

Volume : 5,149 m³

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 m²

Panjang koil : 172,091 m

Jumlah lilitan : 29

Tinggi koil : 2,001 m

Koil Pendingin (RL-02)

Luas Perpindahan Panas : 22,78 m²

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 m²

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 <i>glukoamilase</i> .
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan jaket pendingin.
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm Suhu = 60°C pH = 4,2
Volume	: $137,9171 \text{ m}^3$
Bahan	: <i>Stainless Steel AISI type 316</i>
Dimensi Reaktor	
Diameter	: 5,5669 m
Tinggi	: 8,0839 m
Tebal <i>shell</i>	: 3/16 in
Jenis <i>Head</i>	: <i>Torisperical Flanged & Dished Head</i>
Tebal <i>Head</i>	: 3/16 in
Jumlah	: 7 buah
Pengaduk	

Jenis	: <i>six blade turbine</i>
Diameter <i>impeller</i>	: 1,9272 m
Jumlah <i>impeller</i>	: 1 buah
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Lebar <i>baffle</i>	: 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 °C
Bahan	: <i>Stainless Steel AISI type 316</i>
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 °C 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 °C
	pH = 4,2
Dimensi Alat	:
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Diameter	: 0,6856 m
Tebal	: 3/16 in
Tinggi	: 3,9102 m

Resin

Bahan	: <i>Trimethyl Benzyl Ammonium</i>
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 <i>Anion Exchanger</i> menjadi
	konsentrasi 85%
	sebanyak 10409,4721 kg/jam.
Jenis	: <i>Long Tube Vertical Evaporator</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel AISI type 316</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	Suhu = 110 °C

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 <i>shell</i>	: 0,1875 in
Jumlah	: 2 unit
Harga	: \$ 2711723 (matche.com)

8. Heater-01 (HE-01)

Fungsi	: Memanaskan air dari utilitas ke <i>mixer</i>
	sebanyak 6482,4962 kg/jam dari suhu
	30 °C menjadi 95°C.
Jenis	: <i>Double Pipe</i>
Bahan	: <i>Carbon Stell SA 283 Grade C</i>
Jenis pemanas	: <i>Steam</i>
Jumlah <i>Hairpin</i>	: 4

Dimensi Alat

Annulus

IPS	: 2 in
OD	: 2,380 in
ID	: 2,067 in
<i>Surface Area</i>	: 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°C menjadi 102°C.

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°C menjadi 60°C.

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°C
menjadi 60°C.

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
<i>Surface Pipe</i>	:	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 <i>belt</i>	: 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 <i>belt</i>	: 18,0910 m
Lebar <i>belt</i>	: 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°C
Fasa	: Padat

Dimensi Silo

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

Bahan	: <i>Carbon Stell SA Grade C</i>
Diameter	: 0,470 m
Tinggi	: 0,932 m
Lebar	: 0,474 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,188 m
Tebal <i>Head</i>	: 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°C
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	: <i>Carbon Stell SA Grade C</i>

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

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°C

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°C

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 <i>roof</i>	: 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	: <i>Flat bottom, conical roof, dan cylindrical vessel</i>

Kondisi Operasi	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 40°C
Fasa	: Cair
Dimensi Tangki	
Bahan	: <i>Stainless Steel AISI type 316</i>
Diameter	: 12,1920 m
Tinggi	: 7,3152 m
Jumlah <i>course</i>	: 4

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

Dimensi <i>roof</i>	
Tebal <i>roof</i>	: 5 in
Tinggi	: 1,2949 m
Harga	: \$ 645284 (matche.com)

21. Tangki H₂SO₄ (T-04)

Fungsi : Menyimpan H₂SO₄ 98% sebanyak 60,632 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 : 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 H₂O 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	: <i>Stainless Steel</i>
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
<i>Head</i>	:	2,6861 m
ID	:	1,9 in
Bahan	:	<i>Stainless Steel</i>
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	:	<i>Centrifugal Pumps</i>

Dimensi

Kapasitas	:	50,1673 gpm
<i>Head</i>	:	2,6808 m
ID	:	3,068 in
Bahan	:	<i>Stainless Steel</i>
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 H₂O 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	: <i>Stainless Steel</i>
Daya motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 14 unit
Harga	: \$ 119962 (matche.com)

31. Pompa-09 (P-09)

Fungsi	: Mengalirkan umpan dari Reaktor Sakarifikasi menuju <i>Ultrafiltration Membrane</i> sebanyak 10537,4697 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Dimensi	
Kapasitas	: 39,0598 gpm
<i>Head</i>	: 2,2383 m
ID	: 2,469 in
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Daya motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 14 unit
Harga	: \$ 158350 (matche.com)

32. Pompa-10 (P-10)

Fungsi	: Mengalirkan H ₂ SO ₄ dari tangki menuju <i>Kation Exchanger</i> sebanyak 0,0702 kg/jam.
--------	---

Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Dimensi	
Kapasitas	: 0,000317 gpm
<i>Head</i>	: 3,9101 m
ID	: 0,269 in
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
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	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Dimensi	
Kapasitas	: 47,8218 gpm
<i>Head</i>	: 3,9336 m
ID	: 3,068 in
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Daya motor	: 0,75 Hp
Jumlah	: 2 unit
Harga	: \$ 29019 (matche.com)

34. Pompa-12 (P-12)

Fungsi	: Mengalirkan NaOH dari tangki menuju <i>Anion Exchanger</i> sebanyak 1,2036 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Dimensi	
Kapasitas	: 0,0033 gpm
<i>Head</i>	: 3,9103 m
ID	: 0,269 in
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
Daya motor	: 0,75 Hp
Jumlah	: 2 unit
Harga	: \$ 17137 (matche.com)

35. Pompa-13 (P-13)

Fungsi	: Mengalirkan umpan dari <i>Anion Exchanger</i> menuju <i>Evaporator 1</i> sebanyak 10409,4721 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal Pumps</i>
Dimensi	
Kapasitas	: 49,3765 gpm
<i>Head</i>	: 5,3539 m
ID	: 3,068 in
Bahan	: <i>Stainless Steel</i>
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	: <i>Stainless Steel</i>
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	: <i>Stainless Steel</i>
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 tersebut 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 $7149,26 \text{ km}^2$.

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 menerima 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.

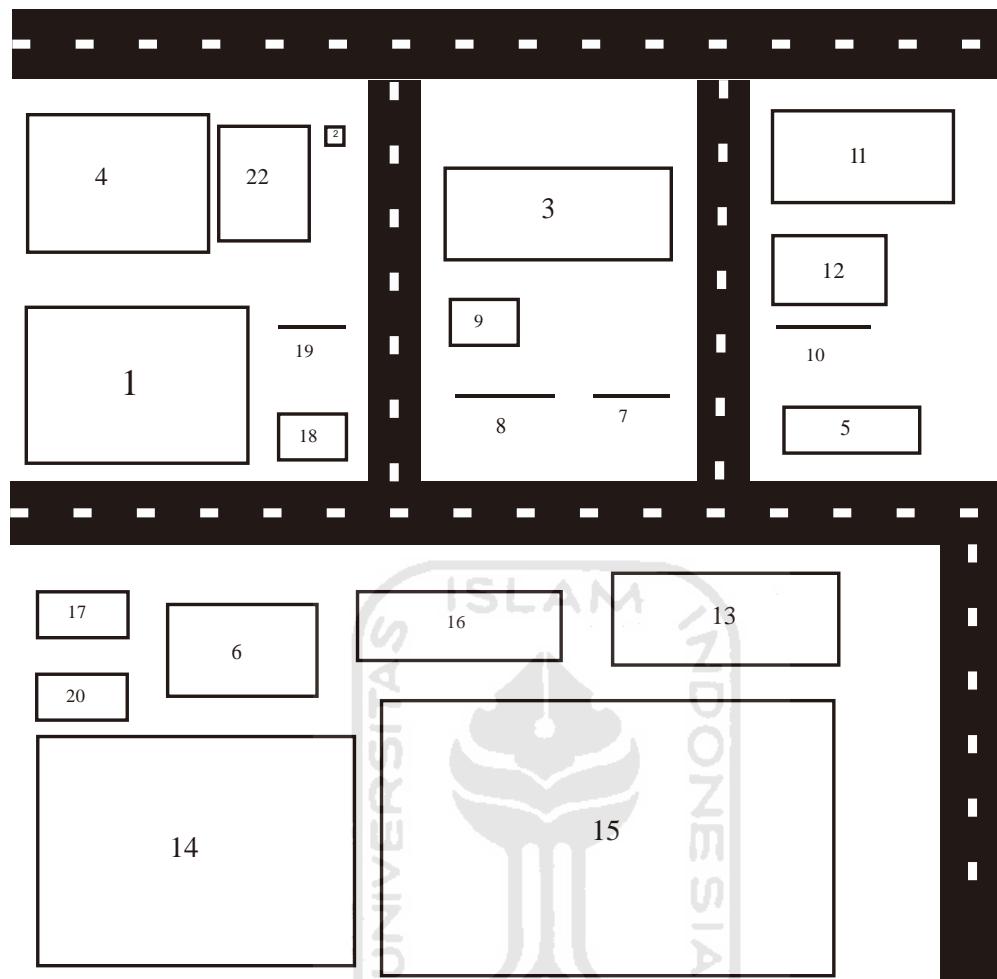
Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

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	<i>Control Room</i>	45	15	176
11	Gudang Alat	25	15	375
12	Area Proses	100	60	4350
13	Mess	-	-	1100
14	<i>Control Utilitas</i>	20	10	200
15	Utilitas	70	50	3500
16	Bengkel	20	10	200
17	Parkir truk	30	10	300

Lanjutan 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 :

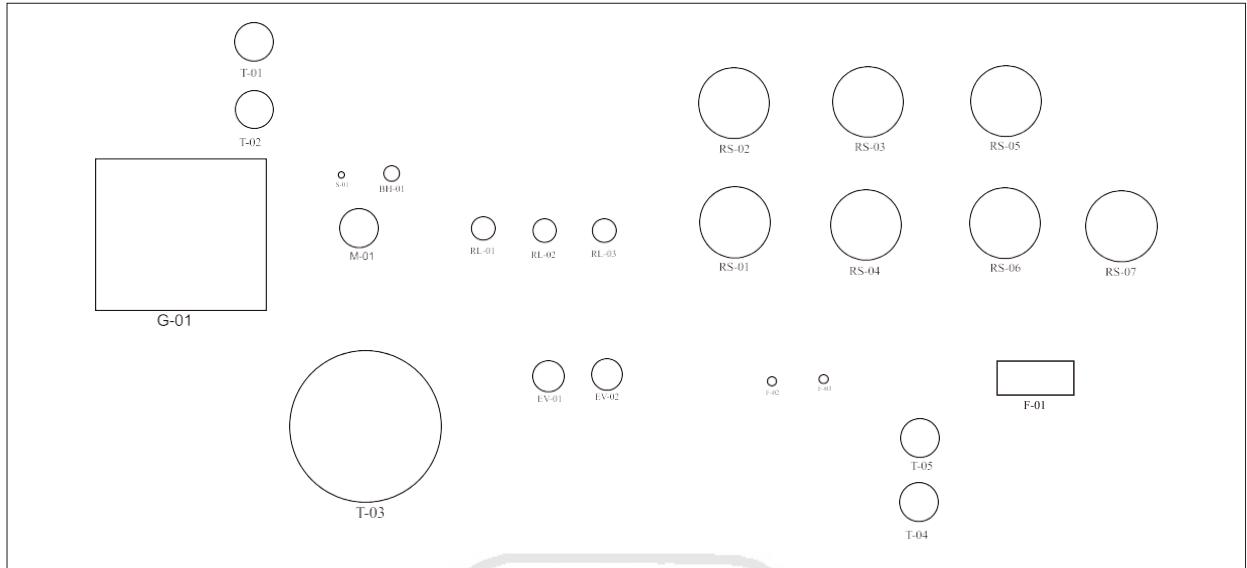
- | | |
|-----------------------------|----------------------|
| 1. Kantor Utama | 12. Gudang Alat |
| 2. Pos Keamanan/Satpam | 13. Laboratorium |
| 3. Mess | 14. Utilitas |
| 4. Parkir | 15. Area Proses |
| 5. Parkir Truk | 16. Control Room |
| 6. Kantor Teknik & Produksi | 17. Control Utilitas |
|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

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 ₂ O	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	
(C ₆ H ₁₀ O ₅)1000	3490,5749	-	-	3490.5749	
H ₂ O	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	
(C ₆ H ₁₀ O ₅)1000	3490,5749	-	-	993,0685
H ₂ O	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
(C ₆ H ₁₀ O ₅)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
(C ₆ H ₁₀ O ₅)1000	993,0685	80,3392
H ₂ O	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
(C ₆ H ₁₀ O ₅)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
(C ₆ H ₁₀ O ₅)1000	80,3392	1,8478
H ₂ O	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
(C ₆ H ₁₀ O ₅)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	
(C ₆ H ₁₀ O ₅)1000	1,8474	-	-	-	1,8474
H ₂ O	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
(C ₆ H ₁₀ O ₅)10	3488,7271	-	-	-	104,6681
Glukoamilase	-	-	-	2,8184	2,8184
HCl	-	0,0216	-	-	0,0216
C ₆ H 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
(C ₆ H ₁₀ O ₅)1000	1,8474	1,8474	-
H ₂ O	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
<i>α-amilase</i>	3,5329	3,5329	-
(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	104,6681	104,6681	-
<i>Glukoamilase</i>	2,8184	2,8184	-
HCl	0,0216	-	0,0216
C ₆ H 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 ₂ O	6648,1253	-	-	6648,1253
CaCl ₂	3,8964	-	-	-
C ₆ H ₁₂ O ₆	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 ₂ O	6648,1253	-	-	6648,1253
C ₆ H ₁₂ O ₆	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 ₂ O	6649,3996	5986,5209	662,8787
C ₆ H ₁₂ O ₆	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}
Beban Pemanas	1760412,011	1896359,456
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
ΔHR_{ks}	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
ΔHR_{ks}	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
ΔHR_{ks}	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
ΔHR_{ks}	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)

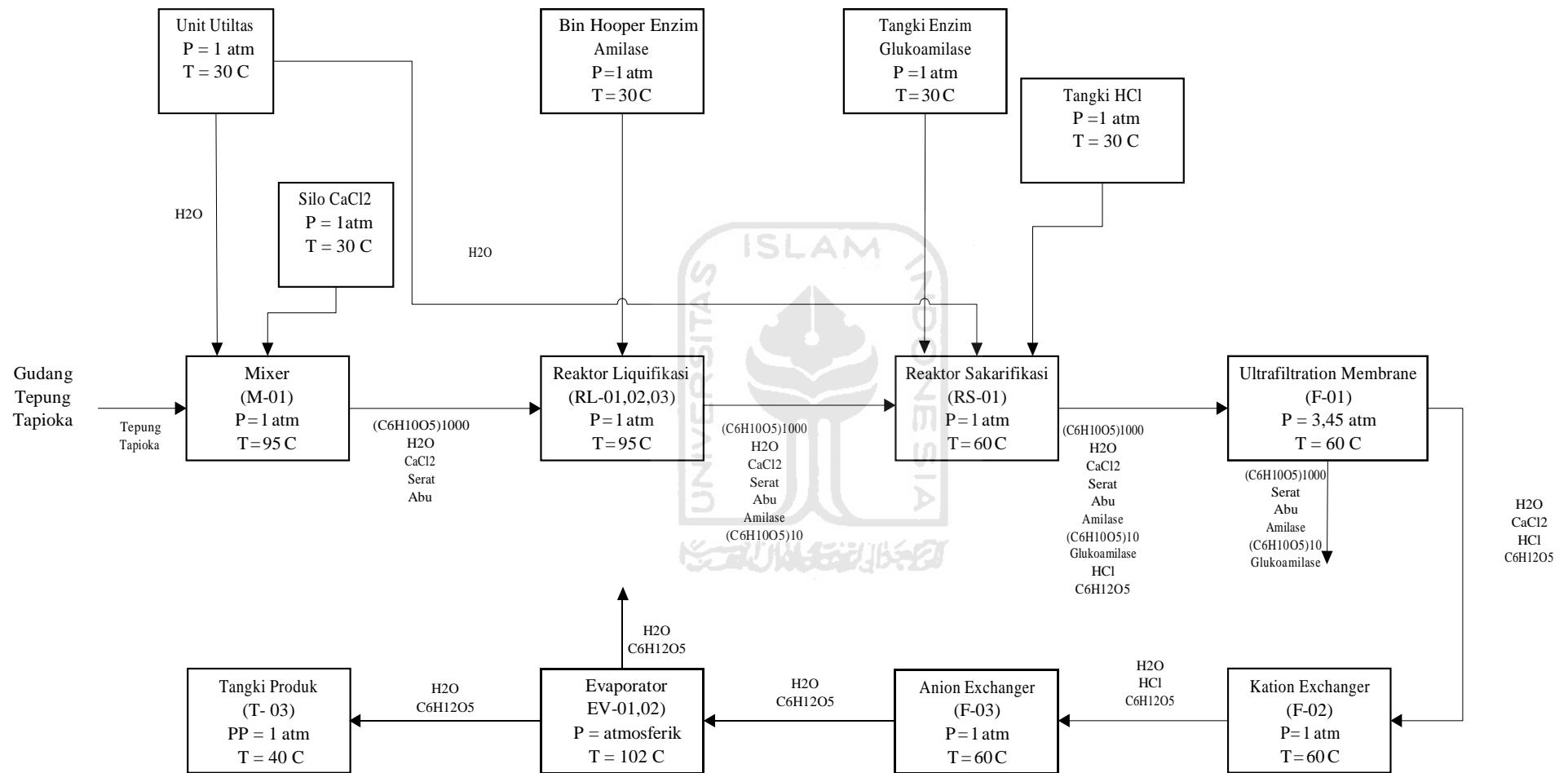
Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q_{in}	1174818,7407	Q_{out}	2577066,227
Beban Pemanas	247221,937		
Total	1422040,678	Total	1422040,678

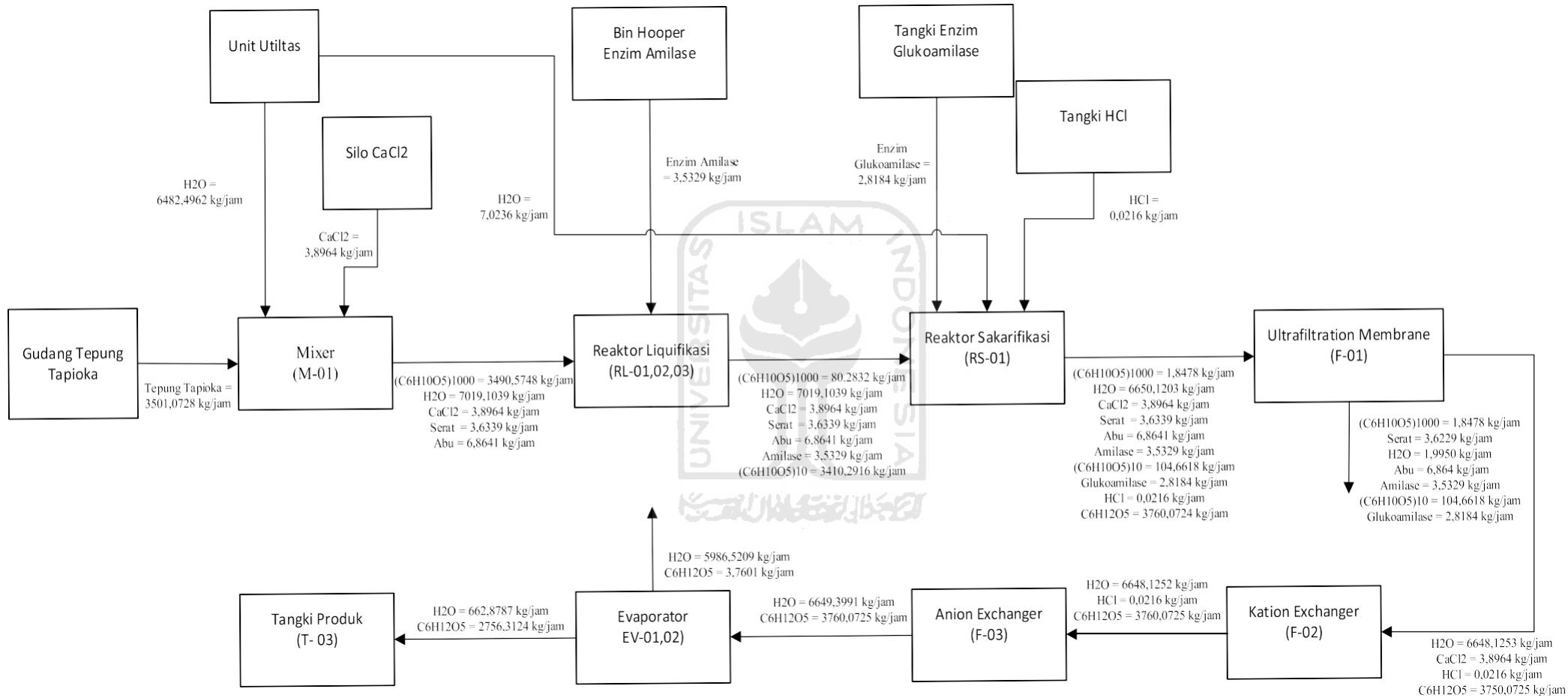
Table 4.20 Neraca Panas Evaporator

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q_{in}	1847757,711	Q_{out}	14641513,403
$\Delta h_{pemanas}$	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





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)
<i>Mixer</i>	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 kebutuhannya 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 kebutuhannya 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)
<i>Process Water</i>	6532
<i>Cooling Water</i>	94944
<i>Steam Water</i>	8182
<i>Service Water</i>	700
<i>Domestic Water</i>	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 menggunakan 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 mengumpulkan kotoran $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ dan Na_2CO_3 digunakan sebagai penggumpal/kotoran. Selanjutnya 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 diumpulkan ke mixed bed untuk menghilangkan kesadahan yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO₄, dan NO₃.

b. Degaerator

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

setelah proses demineralisasi agar tidak menimbulkan korosi terutama O₂, CO₂, NH₃ dan H₂S.

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 *direcycle* 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 mikroorganisme seperti lumut. Bahan-bahan kimia yang digunakan antara lain :

- Fosfat, berfungsi untuk 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 penggerak 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.

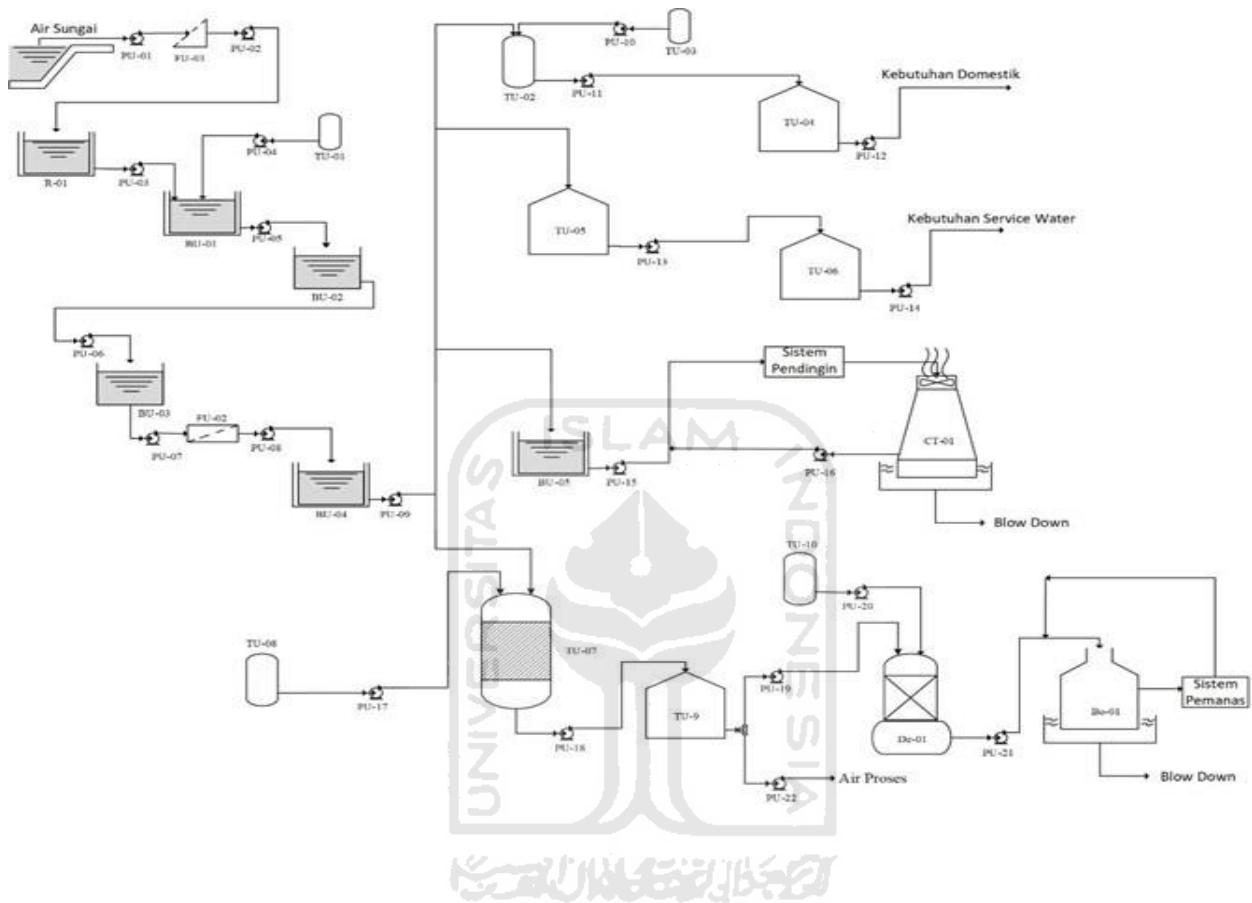
4.5.5 Unit Penyediaan Udara Instrumen

Unit penyediaan udara tekan diperlukan untuk menggerakkan instrumen-instrumen pengendali yang bekerja secara *pneumatik*. Udara tekan yang digunakan pada pabrik Sirup Glukosa ini sebanyak 50,976 m³/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

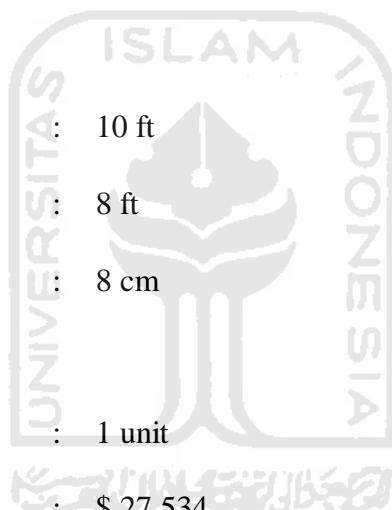
Panjang : 10 ft

Lebar : 8 ft

Diameter Saringan : 8 cm

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 27.534



2. Reservoir/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 m³

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 mengunmpalkan kotoran. Jumlah air yang diolah sebesar 143124,4410 kg/jam.

Jenis : Berbentuk bak silinder yang dilengkapi dengan pengaduk.

Volume : 167,907 m³

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 \backslash m³

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 m³
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 (memerlukan kesempatan pada flokulasi ke 2). Jumlah air sungai yang 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 m³

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 m³

Jumlah :

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 m³

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 m³

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 m³

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 m³

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 m³

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 ft²
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^- , SO_4^{2-} , dan NO_3^- . 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 m³
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 m³
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 m³

Jumlah : 1 unit

Harga : \$ 41.198

21. Tangki N2H4

Fungsi : Menyimpan larutan N2H4 untuk digunakan pada proses deaerator.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Diameter : 2,3339 m

Tinggi : 2,3339 m

Volume : 9,9795 m³

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 bakar boiler untuk persediaan selama 14 hari sebanyak 215,0161.
Jenis : Tangki silinder tegak
Diameter : 8,0210 m
Panjang : 8,0210 m
Volume : 258,0193 m³
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 $37 \text{ m}^3/\text{jam}$.
Jenis : Tangki silinder tegak
Diameter : 0,2669 m
Panjang : 0,5338 m
Volume : $0,0224 \text{ m}^3$
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

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 area kebutuhan service sebanyak 700 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal Pump*

Dimensi

Head : 12,3096 ft

ID : 1,049 in

IPS : 1,00 in

Sch

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 Daeaerator 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 Daeaerator 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 Daeaerator (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 dipengaruhi 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 tersebut 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.

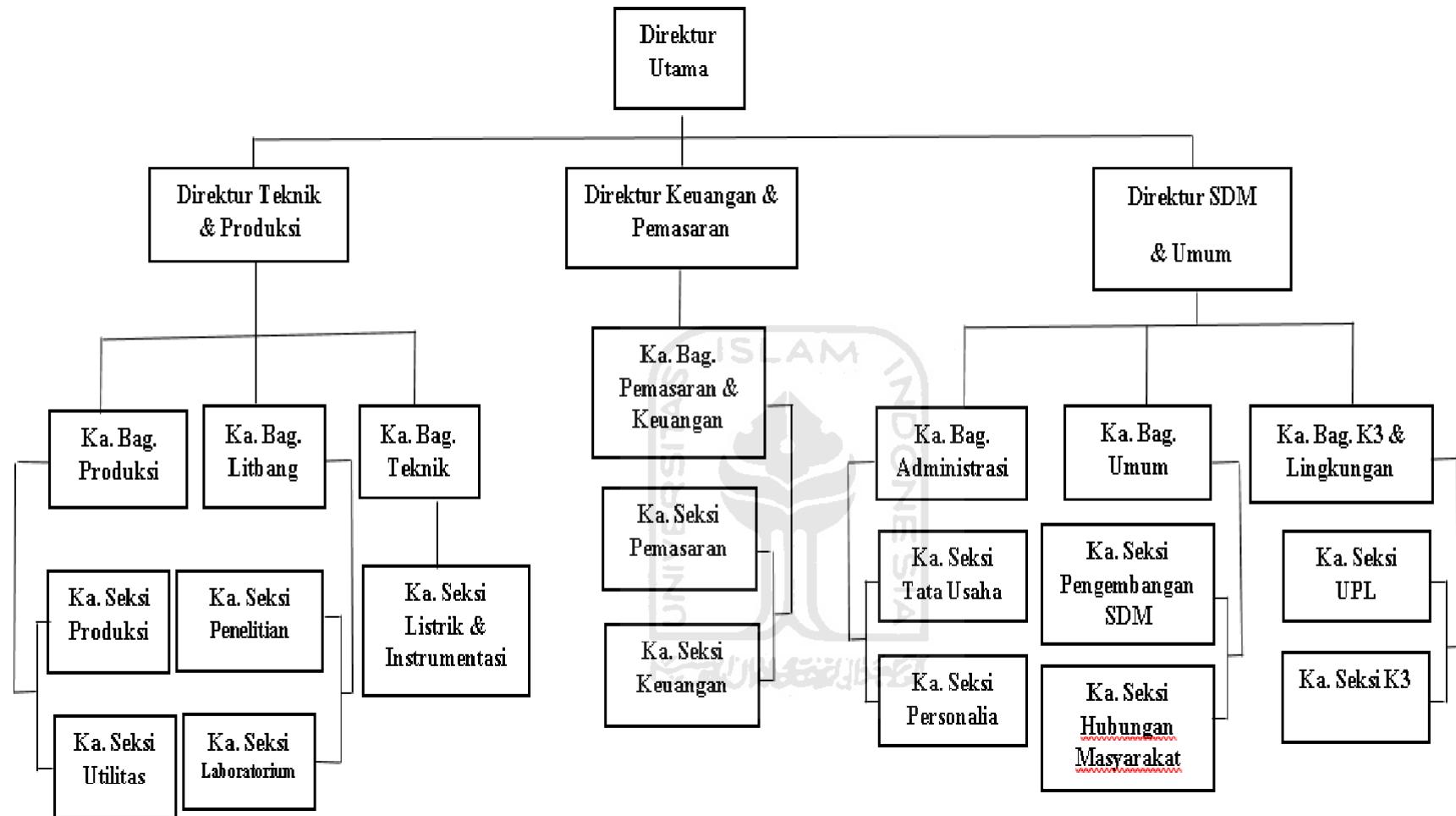
Manajer Produksi membawahi bagian operasi dan teknik, sedangkan Manajer Umum membawahi pemasaran dan kelancaran produksi. Manajer membawahi kepala bagian sedangkan kepala bagian akan membawahi kepala seksi. Kepala seksi akan membawahi dan mengawasi karyawan perusahaan.

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 seksyen keamanan. Para karyawan shift akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut :

Table 4.28 Jadwal Kerja Karyawan

Hari ke	1	2	3	4	5	6	7	8
Kelompok								
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 :

E_x = harga alat pada tahun X

E_y = harga alat pada tahun Y

N_x = nilai indeks tahun X

N_y = 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. Contingency

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

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

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

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	<i>Instalation</i>	2.462.750	36.340.345.931
4	<i>Piping</i>	3.352.624	49.471.317.305
5	<i>Instrumentation</i>	3.505.440	51.726.279.685
6	<i>Insulation</i>	562.569	8.301.271.726
7	<i>Electrical</i>	1.387.430	20.472.918.438
8	<i>Building</i>	1.601.654	23.634.000.000
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	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	<i>Engineering Cost & Construction Cost</i>	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	<i>Constactor's fee</i>	1.505.643	22.217.269.131
3	<i>Contingency</i>	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	<i>Raw material inventory</i>	2.296.061	33.880.669.160
2	<i>In process inventory</i>	5.049.957	74.517.164.576
3	<i>Product inventory</i>	3.672.696	54.194.301.510
4	<i>Extendad credit</i>	6.280.256	92.671.463.245
5	<i>Available cash</i>	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	<i>Raw material</i>	25.256.665	372.687.360.758
2	<i>Labor cost</i>	1.148.278	16.944.000.000
3	<i>Supervisor</i>	114.827	1.694.400.000
4	<i>Maintenance cost</i>	858.216	12.663.843.404
5	<i>Plant suplies</i>	128.732	1.899.576.511
6	<i>Royalties and patent</i>	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	<i>Payroll overhead</i>	172.242	2.541.600.000
2	<i>Laboratory</i>	114.828	1.694.400.000
3	<i>Plant overhead</i>	918.623	13.555.200.000
4	<i>Packaging & Shipping</i>	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	<i>Property tax</i>	858.217	12.663.843.404
3	<i>Insurance</i>	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	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	30.161.414	445.061.829.696
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	4.659.834	68.760.504.785
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	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	<i>Administration</i>	2.423.979	35.768.238.997
2	<i>Sales expense</i>	8.887.924	131.150.209.654
3	<i>Research</i>	3.231.972	47.690.985.329
4	<i>Finance</i>	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	<i>Manufacturing Cost</i>	40.399.656	569.137.316.609
2	<i>General Expense</i>	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.

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

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

Profit $= \text{Sales Price} - \text{Total Product Cost}$

Pajak $= 52\%$

Hasil Penjualan $= \text{Rp. } 1.019.386.095.694,-$

Biaya produksi $= \text{Rp. } 829.599.751.993,-$

Profit_{before taxes} $= \text{Hasil penjualan} - \text{biaya produksi}$

$= \text{Rp. } 189.786.343.702,-$

Profit_{after taxes} $= 52\% \times \text{Keuntungan}$

$= \text{Rp. } 91.097.444.977,-$

ROI sebelum pajak :

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

$= 30\%$

ROI setelah pajak :

$$\text{ROI} = \frac{\text{Kebutuhan Sebelum pajak}}{\text{Fixed capital}} \times 100\% \quad (4.5)$$
$$= 14 \%$$

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 :

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit before taxes} + 0,1 \text{ FCI}} \times 100\% \quad (4.6)$$
$$= 2,5 \text{ tahun}$$

POT setelah pajak :

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit after taxes} + 0,1 \text{ FCI}} \times 100\% \quad (4.7)$$
$$= 4 \text{ tahun}$$

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.

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

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.

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

Table 4.41 *Fixed Cost* (Fa)

No	Komponen	(Harga Rp)
1	<i>Depreciation</i>	63.319.217.022
2	<i>Property taxes</i>	12.663.843.404
3	<i>Insurance</i>	6.331.921.702
Total		82.314.982.129

Table 4.42 *Variable Cost* (Va)

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

Table 4.43 *Regulated Cost* (Ra)

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Labor Cost</i>	16.944.000.000
2	<i>Payroll Overhead</i>	2.541.600.000
3	<i>Supervisor</i>	1.694.400.000
4	<i>Laboratory</i>	1.694.400.000
5	<i>Plant Supplies</i>	1.899.576.511
6	<i>Maintenance</i>	12.663.843.404

Lanjutan Tabel 4.43 *Regulated Cost* (Ra)

No.	Komponen	Harga (Rp)
7	<i>Administration</i>	35.768.238.997
8	<i>Research</i>	47.690.985.329
9	<i>Finance</i>	18.853.001.404
10	<i>Plant Overhead</i>	13.555.200.000
11	<i>Sales Expenses</i>	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*.

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

$$SDP = 23,87 \%$$

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 :

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

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

$$\begin{aligned}
 \text{Salvage value} &= 10\% \times \text{FCI} \\
 &= \text{Rp } 63.319.217.022,- \\
 \\
 \text{Cash Flow} &= \text{Profit after taxes} + \\
 &\quad \text{Depresiasi + Finance} \\
 &= \text{Rp } 173.269.663.403,-
 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}
 R &= S \\
 \text{Rp } 4.723.873.335.352,- &= \text{Rp } 4.723.873.335.352,-
 \end{aligned}$$

$$R - S = 0$$

Dari *trial and error* diperoleh :

$$\text{harga i} = 17,48 \%$$

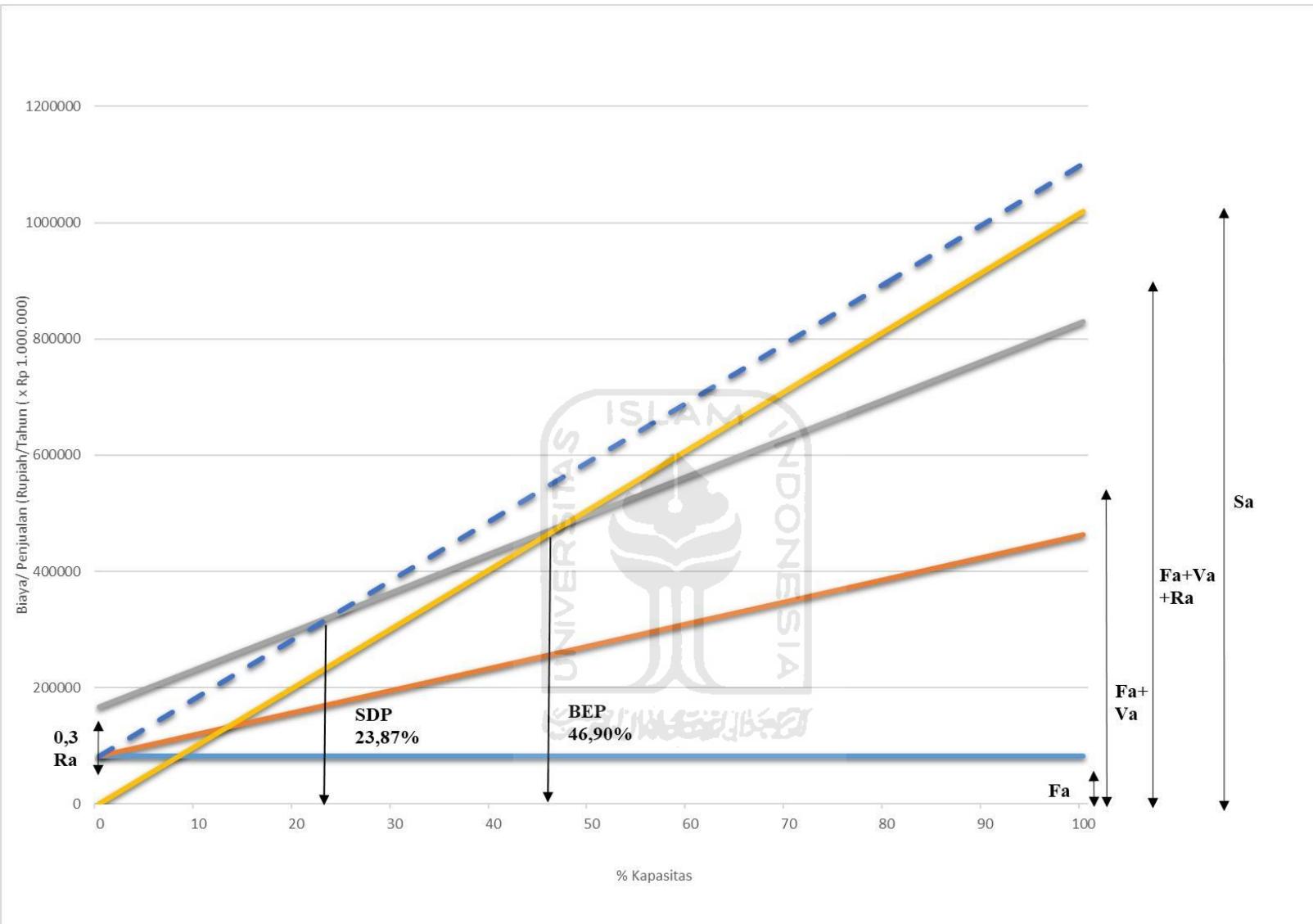
$$\text{sehingga DCFR} = 17,48 \%$$

$$\text{Suku bunga simpanan bank} = 9,95 \%$$

$$\text{DCFRR minimum} = 14,93 \%$$

Table 4.44 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Syarat <i>Low Risk</i>	Keterangan
<i>ROI Before tax</i>	30 %	<i>ROI before taxes</i>	Sesuai
<i>ROI After tax</i>	14 %	minimum low 11%, high 44 %	
<i>POT Before tax</i>	2,5 tahun	<i>POT before taxes</i>	
<i>POT After tax</i>	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 of CBiotech 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

Geankolis, 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 Publishing, 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.

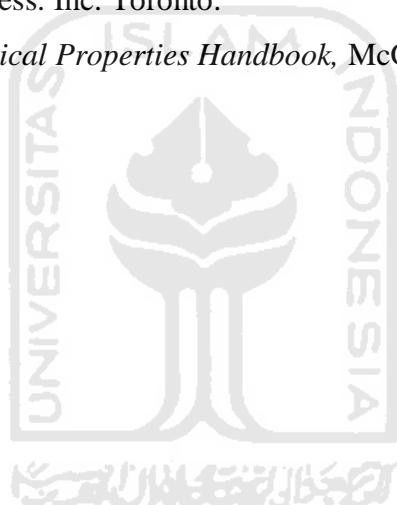
Ulrich, G. D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, Inc., New York.

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 $^{\circ}\text{C}$
- 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 sebesar 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 licheniformis*, 2006) sebesar $1,74 \times 10^8 / \text{min}$ dan 734,9 g/L

Neraca Massa Proses :

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

$$\frac{ds}{dt} = \frac{k.e.s}{Km+s}$$

$$\frac{dt}{ds} = \frac{Km}{k.e.s} + \frac{1}{k.e}$$

$$\int dt = \int \frac{Km}{k.e.s} ds + \int \frac{1}{k.e} x ds$$

$$t = \int_{S_0}^S \frac{Km}{k.e} x \frac{ds}{s} - \int_{S_0}^S \frac{1}{k.e} x ds$$

$$t = \frac{Km}{k.e} \left(\ln \left(\frac{(1-x)S_0}{S_0} \right) \right) + \frac{1}{k.e} ((1-x)S_0 - S)$$

$$t = \frac{Km}{k.e} \ln (1-x) + \frac{S_0 (1-x-1)}{k.e}$$

$$t = \frac{Km}{k.e} \ln (1-x) + \frac{S_0 (x)}{k.e}$$

Dimana :

k : $1,74 \times 10^8$ /menit

t : Waktu Tinggal

X_A : 97,70 % (Konversi reaksi)

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

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

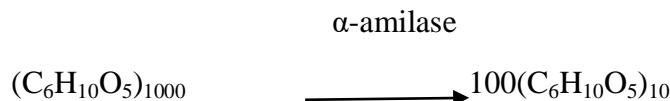
S : 33,15 kmol/jam (Konsentrasi Pati)

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

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

B. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpang

Reaksi :



Komponen	Massa (kg/jam)	P (kg/L)	Fv (L/jam)	BM (kg/kmol)	Kmol/jam
(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	3490,5748	1,500	2327,0499	162000	0,021547
H ₂ O	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
CaCl ₂	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 Umpang

Reaktan pembatas pada reaksi liquifikasi ini adalah (C₆H₁₀O₅)₁₀₀₀, maka (C₆H₁₀O₅)₁₀₀₀ adalah senyawa A.

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

D. Optimasi Reaktor

a. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk reaktor seri dengan rumus :

$$V = F_{Ao} \times t_{tinggal}$$

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

- Jika menggunakan satu reaktor

$$V_1 = 97914 \text{ gallon}$$

$$X_1 = 97,70 \%$$

- Jika menggunakan dua reaktor

$$V_1 = V_2 = 2519 \text{ gallon}$$

$$X_1 = 84,83\%$$

$$X_2 = 97,70 \%$$

- Jika menggunakan tiga reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = 1133 \text{ gallon}$$

$$X_1 = 71,55 \%$$

$$X_2 = 91,91 \%$$

$$X_3 = 97,70 \%$$

- Jika menggunakan empat reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 706 \text{ gallon}$$

$$X_1 = 61,03 \%$$

$$X_2 = 84,83 \%$$

$$X_3 = 94,09 \%$$

$$X_4 = 97,70 \%$$

- Jika menggunakan empat reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 = 507 \text{ gallon}$$

$$X_1 = 52,94 \%$$

$$X_2 = 77,87 \%$$

$$X_3 = 89,59 \%$$

$$X_4 = 95,11 \%$$

$$X_5 = 97,70 \%$$



b. Menghitung Harga Reaktor

Kondisi Operasi : $T = 95^{\circ}\text{C}$

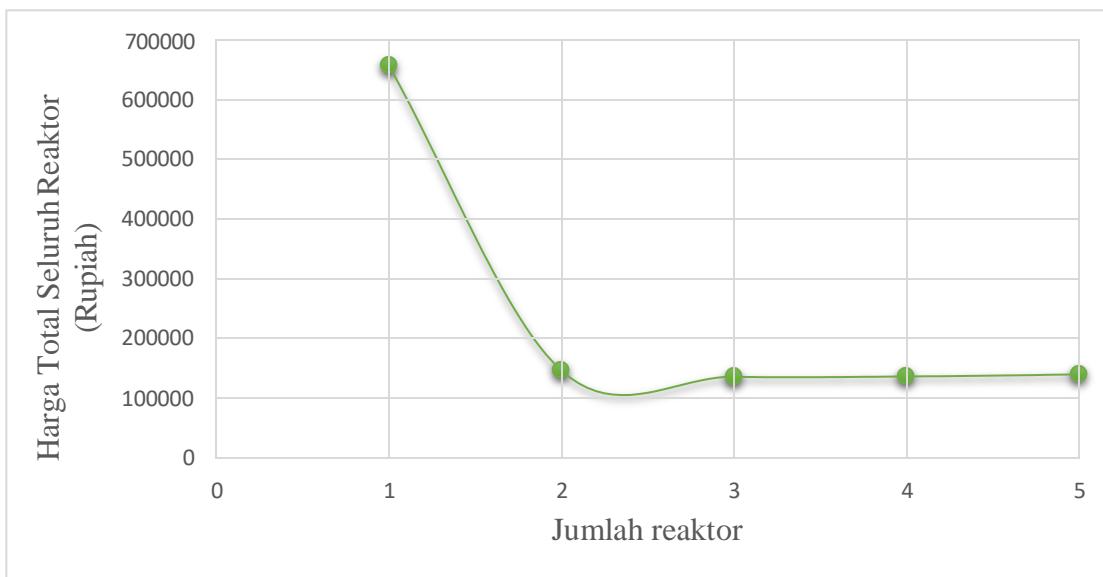
$P = 1 \text{ atm}$

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).

$$E_b = E_a \cdot \left(\frac{C_b}{C_a}\right)^{0,6} \quad (\text{Aries, 1955 : 15})$$

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 :

$$V_{\text{cairan}} = 1133,5831 \text{ gallon}$$

$$= 4291,0799 \text{ liter}$$

$$= 4,291 \text{ m}^3$$

$$= 151,5382 \text{ ft}^3$$

Volume reaktor setelah *overdesign* 20%

$$V_{\text{reaktor}} = 5149,296 \text{ liter}$$

$$= 5,149 \text{ m}^3$$

$$= 181,8473 \text{ ft}^3$$

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 :

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

Maka didapatkan dimensi reaktor

sebagai berikut : Diameter = 1,8718 m

$$= 73,6963 \text{ in}$$

$$= 6,1413 \text{ ft}$$

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

$$= 96 \text{ in}$$

$$= 3,6575 \text{ m}$$

2. Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Persamaan yang digunakan :

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

(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 : *Torispherical 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.

- *Torispherical Flanged & Dished Head*

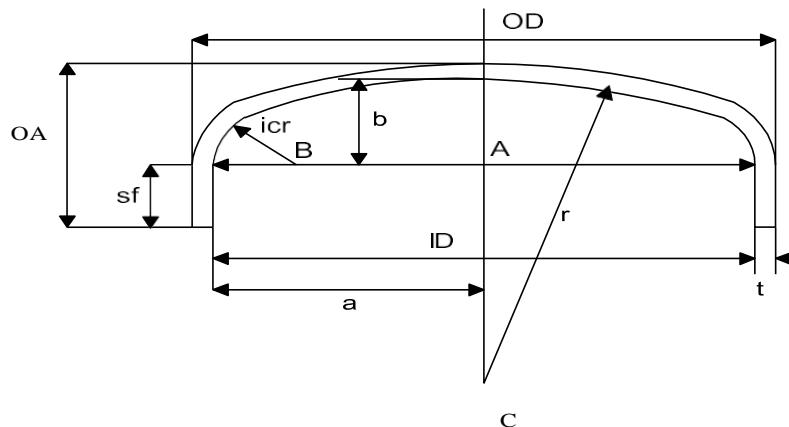
Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *Elliptical 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 : *depth of dish*

sf : *straight off 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

$$ID = 77,625 \text{ in}$$

$$Icr = 7,2500 \text{ in (Tabel 5.7, P. 90, Brownell and Young)}$$

$$a = 38,8125$$

$$AB = a - icr$$

$$= 34,0625 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 73,25 \text{ in}$$

$$AC = 64,8484 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 13,15,16 \text{ in}$$

$$Sf (\text{Straight of Flange}) = 2 \quad (\text{Tabel 5.4, P. 87, Brownell and Young})$$

Young)

$$\text{Jadi tinggi } head \text{ total (OA)} = Sf + b + t_h$$

$$= 15,339 \text{ in}$$

$$= 0,3896 \text{ m}$$

b. Perancangan Pengaduk Reaktor

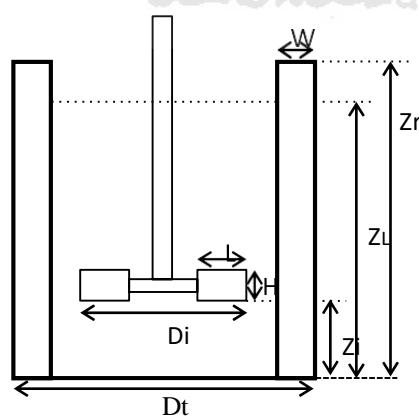
Komponen	Massa (kg/jam)	μ (cp)	Fraksi massa, X_i
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	3490,574854	2743,5900	0,33156
H_2O	7019,103904	0,2941	0,66673
Serat	3,633912514	2743,5900	0,00035
Abu	6,864056971	2743,5900	0,00065
$CaCl_2$	3,896381943	0,8900	0,00037
α -amilase	3,5329705	1,0000	0,00034
Total	10527,60608		1

Diperoleh :

$$\mu \text{ campuran} = 912,6082 \text{ cp}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1140,4753 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1,1404 \text{ kg/L}$$



Jenis pengaduk = *6 flat blade turbine impeller*

Diketahui :

$$Dt = 77,625 \text{ in}$$

$$D_t / D_i = 3$$

Di
= 25,875 in

Z_i / D_i

$$Z_j = 0,7500$$

W / Di = 19,4062 in

WTA - 0.1700

= 4,3987 in
= 2,700

Z1 = 69,8625 in

$$\begin{aligned} L &= 0,25 \text{ Di} \\ &= 6,4687 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H = 0,2 \text{ Di}$$

$$= 5,175 \text{ in}$$

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*)

$$Sg = \rho_{\text{cairan}} / \rho_{\text{air}}$$

$$= 1,1872$$

$$\text{WELH} = h_{\text{cairan}} \times sg$$

$$= 2,1067 \text{m}$$

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

$$= 1,0684$$

d. Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

Digunakan persamaan :

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

Dimana :

WELH : *Water Equivalen Liquid High*

Di : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

Diubah menjadi :

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

$$N = 112,1896 \text{ rpm}$$

$$N = 1,8698 \text{ rps}$$

e. Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot D_i}{\mu}$$

$$= 1009,2789$$

Dari Buku Brown fig.477 hal 507 didapatkan nilai :

$$Po = 4,5$$

$$Gc = 32,174$$

f. Menghitung Power Pengaduk

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

Dimana :

$$Po = 4,5$$

$$N = 1,8698 \text{ rps}$$

$$\rho = 1140,4752 \text{ kg/m}^3$$

$$D = 0,6572 \text{ m}$$

$$Gc = 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

Sehingga diperoleh :

$$P = 3034,3962 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= 5,5171 \text{ Hp}$$

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

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

$$= 6,2694 \text{ Hp}$$

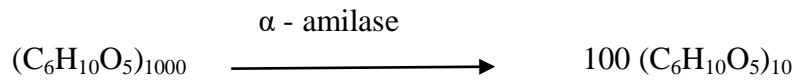
Daya motor standart = 10 HP

1. Menghitung Neraca Panas Reaktor

a. Reaktor-01

- Menghitung Panas Reaksi (ΔH_r)

Reaksi



Reaktan yang bereaksi :

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

Produk yang dihasilkan :

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

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

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

$$\Delta H_r^o = -3835004,7099 \text{ kJ}$$

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	0,0215	293,5500	6,3251
H ₂ O	0,0215	5279,1814	2058617,9236
Serat	0,0606	108,43812	6,5676
Abu	0,1144	108,43812	12,4054
CaCl ₂	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 ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀ 0	0,0061	293,5500	1,7995
H ₂ O	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 ₆ H ₁₀ O ₅) 10	1,5417	21378,0514	32957,9125
Total	391,7082	128083,9637	2094148,5559

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

$$= 0,0061 \text{ kmol/jam} \times 293,5500 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 1,7995 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{produk} = \text{mol produk yang dihasilkan} \times \text{Cp dT produk}$$

$$= 1,5417 \text{ kmol/jam} \times 21378,0514 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 42957,9125 \text{ kJ}$$

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

$$= -3802051,3229 \text{ kJ}$$

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

$$Q = Q_{in} + \Delta H_{Rks} - Q_{out}$$

$$= 3769097,9360 \text{ kJ}$$

■ Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang masuk pada suhu 30 °C dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50 °C.

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{out} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air} = 1026,4167 \text{ kJ/Kg.K}$$

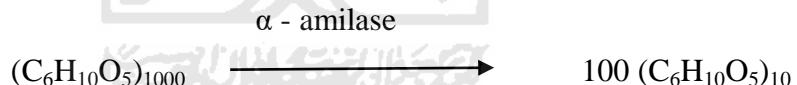
Kebutuhan air pendingin : $Q = m C_p \Delta T$

$$= 3672,0934 \text{ Kg/jam}$$

b. Reaktor-02

- Menghitung Panas Reaksi (ΔH_r)

Rea



Reaktan yang bereksi :

$$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000} = 0,0005 \text{ kmol/jam}$$

Produk yang dihasilkan :

$$100(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10} = 2,1051 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000} = -2494820 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f 100(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10} = -725566 \text{ kJ/kmol}$$

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

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	0,0061	293,5500	1,7995
H ₂ O	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 ₆ H 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 ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	0,0005	293,5500	0,1456
H ₂ O	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 ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	2,1051	21378,0514	45002,5878
Total	392,2659	128083,9637	2106191,5772

$$\Delta H_{reaktan} = \text{mol reaktan yang bereaksi} \times C_p dT \text{ reaktan}$$

$$= 0,0612 \text{ kmol/jam} \times 293,5500 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 4,7679 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{produk} = \text{mol produk yang dihasilkan} \times C_p dT \text{ produk}$$

$$= 2,1051 \text{ kmol/jam} \times 21378,0514 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 45002,5878 \text{ kJ}$$

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

$$= -1389483,4354 \text{ kJ}$$

Karena ΔH_{Rks} bernilai negatif maka reaksi bersifat

$$\text{eksotermis. } Q = Q_{in} + \Delta H_{Rks} - Q_{out}$$

$$= 1377440,4140 \text{ kJ}$$

- Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50°C .

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{out} = 50^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air} = 1026,4167 \text{ kJ/Kg.K}$$

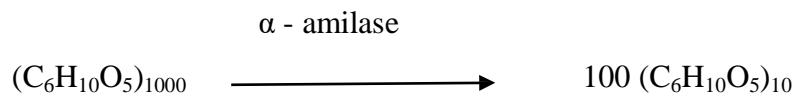
Kebutuhan air pendingin : $Q = m C_p \Delta$

$$= 1341,9895 \text{ Kg/jam}$$

c. Reaktor-03

- Menghitung Panas Reaksi (ΔH_r)

Reaksi



Reaktan yang bereksi :

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

Produk yang dihasilkan :

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

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

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

$$\Delta H_R^0 = -120526,2431 \text{ kJ}$$

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	0,0005	293,5500	0,1456
H ₂ O	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 ₆ H ₁₀ O ₅) 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)
(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	0,0000114	293,5500	0,0033
H ₂ O	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 ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀	2,1535	21378,0514	46038,3866
Total	392,3139	128083,9637	2107227,2338

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

$$= 0,0005 \text{ kmol/jam} \times 293,5500 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 0,1456 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{produk} = \text{mol produk yang dihasilkan} \times Cp \text{ dT produk}$$

$$= 2,1535 \text{ kmol/jam} \times 21378,0514 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 46038,3866 \text{ kJ}$$

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

$$= -119490,5865 \text{ kJ}$$

Karena ΔH_{Rks} bernilai negatif maka reaksi bersifat

$$\text{eksotermis. } Q = Q_{in} + \Delta H_{Rks} - Q_{out}$$

$$= 118454,9299 \text{ kJ}$$

■ Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang masuk pada suhu 30 °C dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50 °C.

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{out} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

$$Cp \text{ air} = 1026,4167 \text{ kJ/Kg.K}$$

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

$$= 115,4063 \text{ Kg/jam}$$

2. Menghitung Luas Transfer Panas

a. Reaktor-01

- Menghitung Luas transfer panas pada reaktor-01

Suhu masuk reaktor (T_1)	= 95 °C	= 203 °F
Suhu keluar reaktor (T_2)	= 95 °C	= 203 °F
Suhu pendingin masuk (t_1)	= 30 °C	= 86 °F
Suhu pendingin keluar (t_2)	= 50 °C	= 122 °F

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

$$\Delta T_{LMTD} = 97,8993 \text{ °F}$$

Diketahui :

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

$U_c = 7 - 10 \text{ Btu/jam.Ft}^2.\text{°F}$
$U_d = 6 - 60 \text{ Btu/jam.Ft}^2.\text{°F}$

Maka koefisien transfer panas yang diambil sebesar 60
Btu/jam.Ft².

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T_{LMTD}}$$

Sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar
608,1785 ft².

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = (\pi \cdot OD \cdot H_s) + \frac{\pi \cdot OD^2}{4}$$

Diketahui :

$$OD = 78 \text{ in}$$

$$H_s = 2,6511 \text{ m}$$

Sehingga luas selubung adalah $210,5926 \text{ ft}^2$

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

- Menghitung Dimensi Koil :

$$\text{Volume reaktor} = 5149,295 \text{ L}$$

$$\text{Menghitung debit air pendingin}$$

$$\text{Jenis pendingin} = \text{Air}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 50^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin} = 45068 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Debit Air} = \frac{Wt}{\rho}$$

$$= 40,80 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menghitung Harga Δ_{LMTD}

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

$$= 97,8993 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Menghitung Luas Penampang Aliran (A)

Harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = $1,5 - 2,5 \text{ m/s}$

(P.534, Coulson)

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

$$\text{Luas penampang (A)} = \text{debit air}/v$$

$$= 0,0076 \text{ m}^2$$

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

$$= 0,0981 \text{ m}$$

Dipilih IPS 4 in, sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in}$$

$$A' = 12,7 \text{ in}^2$$

$$A'' = 1,178 \text{ ft}^2/\text{tf}$$

- Menghitung Massa Velocity (Gt)

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

$$Gt = 1126597,327 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- Menghitung h_i dan h_{io}

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

$$= 235341,6234$$

$$\text{Untuk } T_{avg} = 104 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$v = 4,9213 \text{ ft/s}$$

Diperoleh $h_i = 1300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot {}^{\circ}\text{F}$ (fig.25, P.835, Kern)

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

$$h_{io} = 1163,067 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot {}^{\circ}\text{F}$$

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

$$h_{io_{koil}} = h_{io_{koil}} \left(1 + 3,5 \frac{D_{pipa}}{D_{koil}} \right)$$

Diameter spiral 70% – 80% ID reaktor

Diambil = 80% ID reaktor

$$= 16,1191 \text{ ft}$$

$$h_{io_{koil}} = 1247,7944 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

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

Dimana :

$$N = 112,,189 \text{ rpm}$$

$$= 6731,375 \text{ rph}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1104,5317 \text{ kg/m}^3$$

$$= 68,647 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,6633 \text{ cP}$$

$$= 0,000663 \text{ kg/m.s}$$

$$= 1,6045 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Komduktivitas termal } (k) = 0,3613 \text{ Btu/ft.hr.°F}$$

$$\text{Panas Spesifik } (C) = 0,9987 \text{ Btu/lb.°F}$$

$$\text{Diameter Reaktor } (Dt) = 1,8719 \text{ m}$$

$$= 6,1414 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter Impeler } (L) = 0,6572 \text{ m}$$

$$= 2,1563 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh :

$$h_c = 60,882 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.°F}$$

- Menghitung Uc dan Ud

- *Clean Overall Coeffisient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 58,049 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot {}^\circ\text{F}$$

- *Dirty Overall Coeffisient (Ud)*

$$U_d = \frac{U_c \cdot h_d}{U_c + h_d}$$

$$U_d = 54,864 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot {}^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0,001 - 0,003$$

(Tabel 12, Kern)

Dipilih $R_d = 0,001$, sehingga :

$$h_d = \frac{1}{R_d}$$

$$h_d = 1000 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot {}^\circ\text{F}$$

- Menghitung Luas Permukaan Panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 665,1044 \text{ ft}^2$$

$$= 61,79 \text{ m}^2$$

- Menghitung Panjang Koil

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

$$L_{koil} = 564,604 \text{ ft}$$

$$= 172,091 \text{ m}$$

- Menghitung Jumlah Lengkungan Koil

Susunan koil = helix

Diameter helix,

$$DH = 0,7-0,8 \text{ ID reaktor} \quad (\text{P.361, Rase})$$

Dipilih,

$$DH = 0,8 \text{ ID reaktor}$$

$$DH = 1,4975 \text{ m}$$

Jarak antara lilitan,

$$\text{Jarak (Jsp)} = 1-1,5 \text{ OD} \quad (\text{Perry})$$

Dipilih,

$$\text{Jarak (Jsp)} = 1 \text{ OD}$$

$$\text{Jarak (Jsp)} = 0,1143 \text{ m}$$

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

$$Lhe = 5,8924 \text{ m}$$

Jumlah Lilitan (Nt)

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

$$Nt = 29 \text{ lilitan}$$

Tinggi tumpukan koil (Hc)

$$Hc = (Nt - 1) \times Jsp + Nt \times OD$$

$$Hc = 6,5621 \text{ ft}$$

$$= 2,0001 \text{ m}$$

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

$$Hc < ZI$$

$$2,0001 \text{ m} < 1,7745 \text{ m}$$

$$V_{koil} = \frac{\pi}{4} \times OD^2 \times L_{koil}$$

$$V_{koil} = 1,7649 \text{ m}^3$$

$$V_{cairan} = 5,1488 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan setelah ditambah koil (H_L)

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

$$H_L = 2,5135 \text{ m}$$

b. Reaktor-02

- Menghitung Luas transfer panas pada reaktor-02

$$\text{Suhu masuk reaktor } (T_1) = 95 \text{ }^\circ\text{C} = 203 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar reaktor } (T_2) = 95 \text{ }^\circ\text{C} = 203 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk } (t_1) = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar } (t_2) = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F}$$

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

$$\Delta T_{LMTD} = 97,8993 \text{ }^\circ\text{F}$$

Diketahui :

Untuk viskositas campuran $> 1 \text{ cp}$ berdasarkan (Moss,2004 Tabel 6-22, hal 353) :

$U_c = 7 - 10 \text{ Btu/jam.Ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}$
$U_d = 6 - 60 \text{ Btu/jam.Ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}$

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 ft².

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = (\pi \cdot OD \cdot H_s) + \frac{\pi \cdot OD^2}{4}$$

Diketahui :

$$OD = 78 \text{ in}$$

$$H_s = 2,6511 \text{ m}$$

Sehingga luas selubung adalah 210,5926 ft²

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 = $\frac{Wt}{\rho}$

$$= 14,91 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menghitung Harga Δ_{LMTD}

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

$$= 97,8993 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- 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

$$\text{Luas penampang (A)} = \text{debit air}/v$$

$$= 0,0028 \text{ m}^2$$

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

$$= 0,0593 \text{ m}$$

Dipilih IPS 2 in, sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 2 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in}$$

$$A' = 3,35 \text{ in}^2$$

$$A'' = 0,622 \text{ ft}^2/\text{tf}$$

- Menghitung Massa Velocity (Gt)

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

$$Gt = 1560856,686 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- Menghitung h_i dan h_{io}

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

$$= 167401,6613$$

$$\text{Untuk } T_{avg} = 104 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$v = 4,9213 \text{ ft/s}$$

Diperoleh $h_i = 1300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot {}^{\circ}\text{F}$ (fig.25, P.835, Kern)

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

$$h_{io} = 1129,033 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot {}^{\circ}\text{F}$$

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

$$h_{io_{koil}} = h_{io_{koil}} \left(1 + 3,5 \frac{D_{pipa}}{D_{pipa}} \right)$$

Diameter spiral 70% – 80% ID reaktor

Diambil = 80% ID reaktor

$$= 16,1191 \text{ ft}$$

$$h_{io_{koil}} = 1171,261 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

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

Dimana :

$$N = 111,04 \text{ rpm}$$

$$= 6662,41 \text{ rph}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1104,5317 \text{ kg/m}^3$$

$$= 68,647 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,6633 \text{ cP}$$

$$= 0,000663 \text{ kg/m.s}$$

$$= 1,6045 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Komduktivitas termal } (k) = 0,3613 \text{ Btu/ft.hr.°F}$$

$$\text{Panas Spesifik } (C) = 0,9987 \text{ Btu/lb.°F}$$

$$\text{Diameter Reaktor } (Dt) = 1,8719 \text{ m}$$

$$= 6,1414 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter Impeler } (L) = 0,6572 \text{ m}$$

$$= 2,1563 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh :

$$h_c = 60,465 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam.°F}$$

- Menghitung Uc dan Ud

- *Clean Overall Coeffisient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 57,497 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam.}^\circ\text{F}$$

- *Dirty Overall Coeffisient (Ud)*

$$U_d = \frac{U_c \cdot h_d}{U_c + h_d}$$

$$U_d = 54,371 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam.}^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0,001 - 0,003$$

(Tabel 12, Kern)

Dipilih $R_d = 0,001$, sehingga :

$$h_d = \frac{1}{R_d}$$

$$h_d = 1000 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam.}^\circ\text{F}$$

- Menghitung Luas Permukaan Panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 245,273 \text{ ft}^2$$

$$= 22,786 \text{ m}^2$$

- Menghitung Panjang Koil

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

$$L_{koil} = 394,331 \text{ ft}$$

$$= 120,192 \text{ m}$$

- Menghitung Jumlah Lengkungan Koil

Susunan koil = helix

Diameter helix,

$$DH = 0,7-0,8 \text{ ID reaktor} \quad (\text{P.361, Rase})$$

Dipilih,

$$DH = 0,8 \text{ ID reaktor}$$

$$DH = 1,4975 \text{ m}$$

Jarak antara lilitan,

$$\text{Jarak (Jsp)} = 1-1,5 \text{ OD} \quad (\text{Perry})$$

Dipilih,

$$\text{Jarak (Jsp)} = 1 \text{ OD}$$

$$\text{Jarak (Jsp)} = 0,0605 \text{ m}$$

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

$$Lhe = 5,8776 \text{ m}$$

Jumlah Lilitan (Nt)

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

$$Nt = 20 \text{ lilitan}$$

Tinggi tumpukan koil (Hc)

$$Hc = (Nt - 1) \times Jsp + Nt \times OD$$

$$Hc = 2,4119 \text{ ft}$$

$$= 0,7351 \text{ m}$$

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

$$Hc < ZI$$

$$0,7351 \text{ m} < 1,7745 \text{ m}$$

$$V_{koil} = \frac{\pi}{4} \times OD^2 \times L_{koil}$$

$$V_{koil} = 0,3448 \text{ m}^3$$

$$V_{cairan} = 5,1488 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan setelah ditambah koil (H_L)

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

$$H_L = 1,9972 \text{ m}$$

c. Reaktor-03

- Menghitung Luas transfer panas pada reaktor-03

$$\text{Suhu masuk reaktor } (T_1) = 95 \text{ }^\circ\text{C} = 203 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar reaktor } (T_2) = 95 \text{ }^\circ\text{C} = 203 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk } (t_1) = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar } (t_2) = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F}$$

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

$$\Delta T_{LMTD} = 97,8993 \text{ }^\circ\text{F}$$

Diketahui :

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

$U_c = 7 - 10 \text{ Btu/jam.Ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$
$U_d = 6 - 60 \text{ Btu/jam.Ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

Maka koefisien transfer panas yang diambil sebesar 60
Btu/jam.Ft².

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

Sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar $19,1138 \text{ ft}^2$.

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = (\pi \cdot OD \cdot H_s) + \frac{\pi \cdot OD^2}{4}$$

Diketahui :

$$OD = 78 \text{ in}$$

$$H_s = 2,6511 \text{ m}$$

Sehingga luas selubung adalah $210,5926 \text{ ft}^2$

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 reaktor adalah $2,65111 \text{ m}$.

- Menghitung Luas yang dilalui Air Pendingin :

$$A = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

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

- Kecepatan Air Pendingin :

$$V = 4,5849 \text{ m/jam}$$

- Tebal Dinding jaket Pendingin

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

Diketahui :

$$P = 2,4617$$

$$D = 74,0714 \text{ in}$$

$$F = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$t_j = 0,2759 \text{ in}$$

Sehingga dipilih t_j 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 °C
 - pH : 4,2
 - Reaksi Eksotermis

A. Menghitung Konstanta Kecepatan reaksi Umpam

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 :

$$Rate\ of\ mass\ input - rate\ of\ mass\ output - rate\ of\ mass\ reactin = rate\ of\ mass\ acc$$

$$\begin{aligned}
 -C_{A0} \frac{dx}{dt} &= r_A \\
 -C_{A0} \frac{dx}{dt} &= k \cdot C_{A0} C_{B0} \\
 -C_{A0} \frac{dx}{dt} &= k \cdot C_{A0} (1-x)(C_{B0} - C_{A0} \cdot x) \\
 -C_{A0} \frac{dx}{dt} &= k \cdot C_{A0} (1-x) C_{A0} \left(\frac{C_{A0}}{C_{B0}} - x \right) \\
 -C_{A0} \frac{dx}{dt} &= k \cdot C_{A0} (1-x) C_{A0} (M - x) \\
 \frac{dx}{dt} &= k \cdot C_{A0} (1-x) (M - x) \\
 -k \cdot C_{A0} \int \frac{1}{dt} &= \int \frac{dx}{(1-x)(M-x)} \\
 -k \cdot C_{A0} \cdot t &= \frac{1}{(M-x)} \ln \frac{(M-x)}{M(1-x)}
 \end{aligned}$$

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

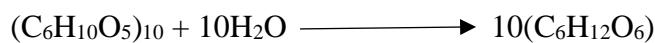
$$k = \frac{\frac{1}{(M-1)} - h}{C_{A0} \cdot t} \frac{(M-x)}{M(1-X)}$$

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

B. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan

Reaksi :

glukoamilase



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 ₂ O	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 C₆H₅O₅, maka C₆H₅O₅ adalah senyawa A dan H₂O adalah senyawa B.

$$C_{A0} = \frac{mol\ A}{\sum Fv}$$

$$= 0,0002280 \text{ kmol/L}$$

$$C_{B0} = \frac{mol\ B}{\sum Fv}$$

$$= 0,0145 \text{ kmol/L}$$

D. Menghitung Optimasi Reaktor

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

$$treaksi = 48 \text{ jam}$$

$$tPengisian = 12 \text{ jam}$$

$$tpengosongan = 12 \text{ jam}$$

$$tbersih = 12 \text{ jam}$$

$$tsiklus = 84 \text{ jam}$$

jumlah reaktor	t pengisian	Volume	Volume design 20%	gallon	USD biaya	Biaya total
19	3	28214,21812	33857,06174	8944,087714	31155,4443	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 :

$$\text{Waktu pengisian} = 12 \text{ jam}$$

$$\text{Laju alir umpan} = 9404,7394 \text{ L/jam}$$

$$V_{\text{cairan}} = 12 \text{ jam} \times 9404,7394 \text{ L/jam}$$

$$= 112856,8725 \text{ L}$$

$$= 112,8568 \text{ m}^3$$

Volume reaktor setelah *overdesign* 20%

$$V_{\text{reaktor}} = 135,4282 \text{ m}^3$$

$$= 135428,247 \text{ L}$$

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 :

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

Maka didapatkan dimensi reaktor sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Diameter} &= 5,5669 \text{ m} \\ &= 219,1693 \text{ in} \\ &= 18,2641 \text{ ft}\end{aligned}$$

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).

$$\begin{aligned}\text{Tinggi} &= 20 \text{ ft} \\ &= 240 \text{ in} \\ &= 6,0996 \text{ m}\end{aligned}$$

2. Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Persamaan yang digunakan :

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

(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

$$C : \text{Korosi yang diizinkan} = 0,1250 \text{ in}$$

Dari rumus di atas diperoleh tebal $shell = 0,1324 \text{ in}$

Sehingga diperoleh tebal $shell$ standart = $0,1875 \text{ in}$

$$= 3/16 \text{ in}$$

$$\text{ID } shell = 219,1693 \text{ in}$$

$$\text{OD } shell = 219,5443 \text{ in}$$

3. Menentukan Tebal Head

Bahan kontruksi : *Carbon Steel SA 285 Grade C*

Bentuk head : *Torispherical 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.

- *Torispherical Flanged & Dished Head*

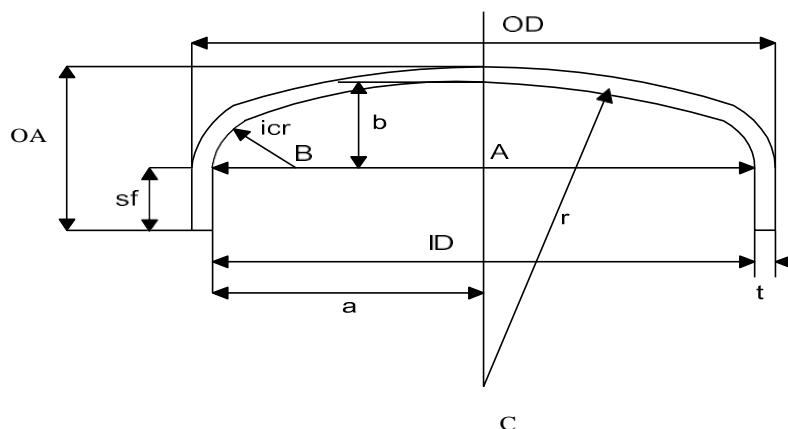
Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *Elliptical 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*

$$ID = 227,625 \text{ in}$$

$$Icr = 13,7500 \text{ in (Tabel 5.7, P. 90, Brownell and Young)}$$

$$A = 443,8125$$

$$AB = a - icr$$

$$= 100,0625 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 166,25 \text{ in}$$

$$AC = 132,7651 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 47,2349 \text{ in}$$

$$Sf (\text{Straight of Flange}) = 2 \quad (\text{Tabel 5.4, P. 87, Brownell and Young})$$

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

$$= 49,547 \text{ in}$$

$$= 1,2585 \text{ m}$$

Tinggi reaktor = $2 \text{ OA} + \text{tinggi shell}$

$$= 8,0839 \text{ m}$$

5. Perancangan Pengaduk Reaktor

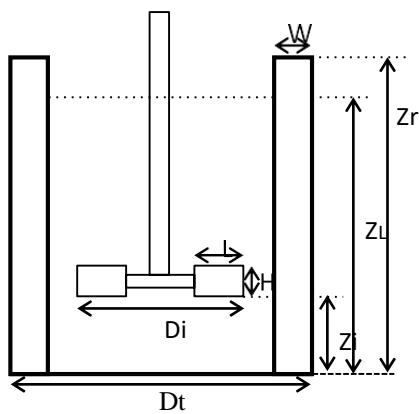
Komponen	Massa (kg/jam)	μ (cp)	Fraksi massa, X_i
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	1,8478	2743,5900	0,000175
H_2O	7026,1276	0,4672	0,666776
Serat	3,6339	2743,5900	0,000345
Abu	6,8641	2743,5900	0,000651
$CaCl_2$	3,8964	0,8900	0,000370
α -amilase	3,5330	1,0000	0,000335
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	3488,7271	8,2639	0,331078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

Diperoleh :

$$\mu \text{ campuran} = 6,2629 \text{ cp}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1163,1176 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1,1631 \text{ kg/L}$$



Jenis pengaduk = 6 flat blade turbine impeller

Diketahui :

$$D_t = 5,7817 \text{ m}$$

$$D_t / D_i = 3$$

$$D_i = 1,9272 \text{ m}$$

$$Z_i / D_i = 0,7500$$

$$Z_i = 0,7500 \times 1,9272 = 1,4454 \text{ m}$$

$$W = 0,1700$$

$$= 0,3276 \text{ m}$$

$$Zl / D_i = 2,700$$

$$Zl = 2,700 \times 1,9272 = 5,1664 \text{ m}$$

$$L = 0,25 D_i$$

$$= 0,25 \times 1,9272 = 0,4818 \text{ m}$$

$$H = 0,2 D_i$$

$$= 0,2 \times 1,9272 = 0,3854 \text{ m}$$

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 <i>baffle</i> (W)	= 0,3252 m
vii.	Jumlah <i>baffle</i>	= 4 buah
viii.	Tinggi <i>baffle</i>	= 4,4535 m
ix.	Tinggi cairan dalam reaktor (ZL)	= 5,2035 m

6. Menghitung Jumlah Impeler

WELH (*Water Equivalen Liquid High*)

$$Sg = \rho_{\text{cairan}} / \rho_{\text{air}}$$

$$= 1,1692$$

$$WELH = h_{\text{cairan}} \times sg$$

$$= 6,0838 \text{ m}$$

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

$$= 1,0522$$

7. Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

Digunakan persamaan :

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

Dimana :

WELH : *Water Equivalen Liquid High*

D_i : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

Diubah menjadi :

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

$$N = 37,9674 \text{ rpm}$$

$$N = 0,6327 \text{ rps}$$

8. Menghitung Bilangan Reynold

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

$$= 13703112,0909$$

Karena $Re > 2100$ maka alirannya turbulen.

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

Dari buku brown fig 477 didapatkan nilai $Po = 7$

9. Menghitung Power Pengaduk

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

Dimana :

$Po = 7$

$N = 10,6327 \text{ rps}$

$\rho = 1163,1176 \text{ kg/m}^3$

$D = 1,9272 \text{ m}$

$$G_c = 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

Sehingga diperoleh :

$$P = 40454,1563 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= 73,5530 \text{ Hp}$$

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

$$\text{Daya Motor} = \frac{P}{\eta} \\ = 83,5829 \text{ Hp}$$

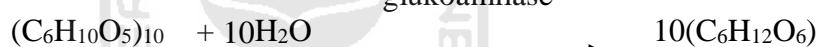
Daya motor standart = 100 HP

F. Menghitung Neraca Panas Reaktor

a. Reaktor Sakarifikasi

Menghitung Panas Reaksi (ΔH_r)

Reaksi



Reaktan yang bereksi :

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

$$10H_2O = 389.950 \text{ kmol/jam}$$

Produk yang dihasilkan :

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

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

$$\Delta H_f H_2O = -5148,5632 \text{ kJ/kmol}$$

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

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

Panas Masuk Reaktor

Komponen	N (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q _{input} (kJ/jam)
(C ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	0,0000114	293,5500	0,0033
H ₂ O	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 ₆ H 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 ₆ H ₁₀ O ₅) ₁₀₀₀	0,0000114	293,5500	0,0033
H ₂ O	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 ₆ H 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 ₆ H ₁₂ O ₆	20,8893	8605,5863	179764,6026
Total	390,6158	134792,4044	1156365,996

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



$$= (2,1535 \text{ kmol/jam} \times 10349,8679 \text{ kJ/kmol}) + \\ (389,9502 \text{ kmol/jam} \times 2634,5618 \text{ kJ/kmol}) \\ = 1049636,7473 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = \text{mol produk yang dihasilkan} \times Cp \text{ dT produk} \\ = 20,8893 \text{ kmol/jam} \times 8605,5863 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 179764,6026 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{Rks} = \Delta H_R + (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}) \\ = -8211651,5313 \text{ kJ}$$

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

$$Q = Q_{\text{in}} + \Delta H_{Rks} - Q_{\text{out}} \\ = 8108541,1991 \text{ kJ}$$

b. Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang masuk pada suhu 30 °C dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50 °C.

T_{in}	= 30 °C = 303 K
T_{out}	= 50 °C = 323 K
Cp air	= 1026,4167 kJ/Kg.K

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

$$= 7899,8532 \text{ Kg/jam}$$

G. Menghitung Luas Transfer Panas

a. Reaktor Sakarifikasi

Menghitung Luas transfer panas pada reaktor-01

Suhu masuk reaktor (T_1) = 60 °C = 140 °F

Suhu keluar reaktor (T_2) = 60 °C = 140 °F

Suhu pendingin masuk (t_1) = 30 °C = 86 °F

Suhu pendingin keluar (t_2) = 50 °C = 122 °F

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

$$\Delta T_{LMTD} = 32,7686 \text{ °F}$$

Diketahui :

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

$U_c = 7 - 10 \text{ Btu/jam.Ft}^2.\text{°F}$
$U_d = 6 - 60 \text{ Btu/jam.Ft}^2.\text{°F}$

Maka koefisien transfer panas yang diambil sebesar 60
Btu/jam.Ft².

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

Sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar 3908,9302 ft².

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = (\pi \cdot OD \cdot H_s) + \frac{\pi \cdot OD^2}{4}$$

Diketahui :

$$OD = 228 \text{ in}$$

$$H_s = 8,0839 \text{ m}$$

Sehingga luas selubung adalah 1864,8283 ft²

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

- Menghitung Dimensi Koil :

$$\text{Volume reaktor} = 135428,247 \text{ L}$$

- Menghitung debit air pendingin

$$\text{Jenis pendingin} = \text{Air}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 50^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin} = 96957,2656 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Debit Air} = \frac{wt}{\rho}$$

$$= 87,78 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menghitung Harga Δ_{LMTD}

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

$$= 32,7686^{\circ}\text{F}$$

- 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

$$= 0,0163 \text{ m}^2$$

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

$$= 0,1439 \text{ m}$$

Dipilih IPS 6 in, sehingga diperoleh :

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 6,625 \text{ in}$$

$$A' = 28,9 \text{ in}^2$$

$$A'' = 1,734 \text{ ft}^2/\text{tf}$$

- Menghitung Massa Velocity (Gt)

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

$$Gt = 1065074,287 \text{ lb}/\text{ft}^2.\text{jam}$$

- Menghitung h_i dan h_{io}

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

$$= 335171,4076$$

$$\text{Untuk } T_{avg} = 104^{\circ}\text{F}$$

$$v = 4,9213 \text{ ft/s}$$

Diperoleh $h_i = 1300 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$ (fig.25, P.835, Kern)

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

$$h_{io} = 1190,113 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

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

$$h_{io_{koil}} = h_{io_{koil}} \left(1 + 3,5 \frac{D_{pipa}}{D_{koil}} \right)$$

Diameter spiral 70% – 80% ID reaktor

Diambil = 80% ID reaktor

$$= 47,9373 \text{ ft}$$

$$h_{io_{koil}} = 1234,0302 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

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

Dimana :

$$N = 37,9674 \text{ rpm}$$

$$= 2278,0456 \text{ rph}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1104,5317 \text{ kg/m}^3$$

$$= 68,647 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,6633 \text{ cP}$$

$$= 0,000663 \text{ kg/m.s}$$

$$= 1,6045 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Komduktivitas termal } (k) = 0,3613 \text{ Btu/ft.hr.°F}$$

$$\text{Panas Spesifik } (C) = 0,9987 \text{ Btu/lb.°F}$$

$$\text{Diameter Reaktor } (Dt) = 5,5669 \text{ m}$$

$$= 18,2641 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter Impeler (L)} &= 1,9272 \text{ m} \\ &= 6,3229 \text{ ft}\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh :

$$hc = 41,727 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot {}^\circ\text{F}$$

- Menghitung Uc dan Ud
 - *Clean Overall Coeffisient (Uc)*

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 40,3622 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot {}^\circ\text{F}$$

- *Dirty Overall Coeffisient (Ud)*

$$U_d = \frac{U_c \cdot h_d}{U_c + h_d}$$

$$U_d = 38,7963 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot {}^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0,001-0,003$$

(Tabel 12, Kern)

Dipilih $R_d = 0,001$, sehingga :

$$h_d = \frac{1}{R_d}$$

$$h_d = 1000 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot {}^\circ\text{F}$$

- Menghitung Luas Permukaan Panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 6045,3071 \text{ ft}^2$$

$$= 561,6272 \text{ m}^2$$

- Menghitung Panjang Koil

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

$$L_{koil} = 3586,3363 \text{ ft}$$

$$= 1062,6353 \text{ m}$$

- Menghitung Jumlah Lengkungan Koil

Susunan koil = helix

Diameter helix,

$$DH = 0,7-0,8 \text{ ID reaktor} \quad (\text{P.361, Rase})$$

Dipilih,

$$DH = 0,8 \text{ ID reaktor}$$

$$DH = 4,4535 \text{ m}$$

Jarak antara lilitan,

$$\text{Jarak (Jsp)} = 1-1,5 \text{ OD} \quad (\text{Perry})$$

Dipilih,

$$\text{Jarak (Jsp)} = 1 \text{ OD}$$

$$\text{Jarak (Jsp)} = 0,1683 \text{ m}$$

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

$$L_{he} = 38,1756 \text{ m}$$

Jumlah Lilitan (Nt)

$$Nt = \frac{L}{L_{he}}$$

$$Nt = 28 \text{ lilitan}$$

Tinggi tumpukan koil (Hc)

$$Hc = (Nt - 1) \times Jsp + Nt \times OD$$

$$Hc = 9,1998 \text{ ft}$$

$$= 2,8041 \text{ m}$$

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

$$Hc < ZI$$

$$2,8041 \text{ m} < 5,2035 \text{ m}$$

$$V_{koil} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L \\ koil$$

$$V_{koil} = 23,62 \text{ m}^3$$

$$V_{cairan} = 135,42 \text{ m}^3$$

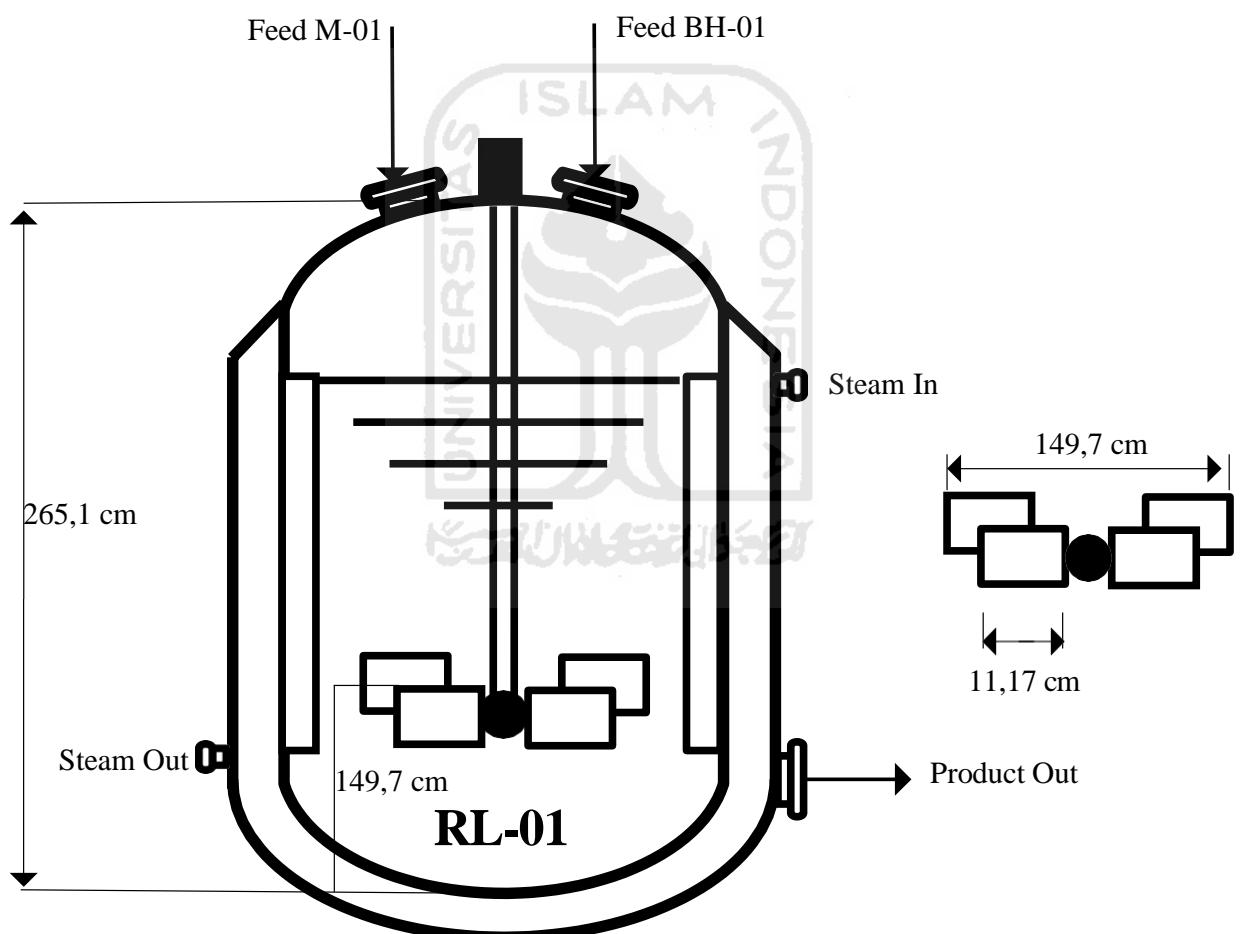
Tinggi cairan setelah ditambah koil (H_L)

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

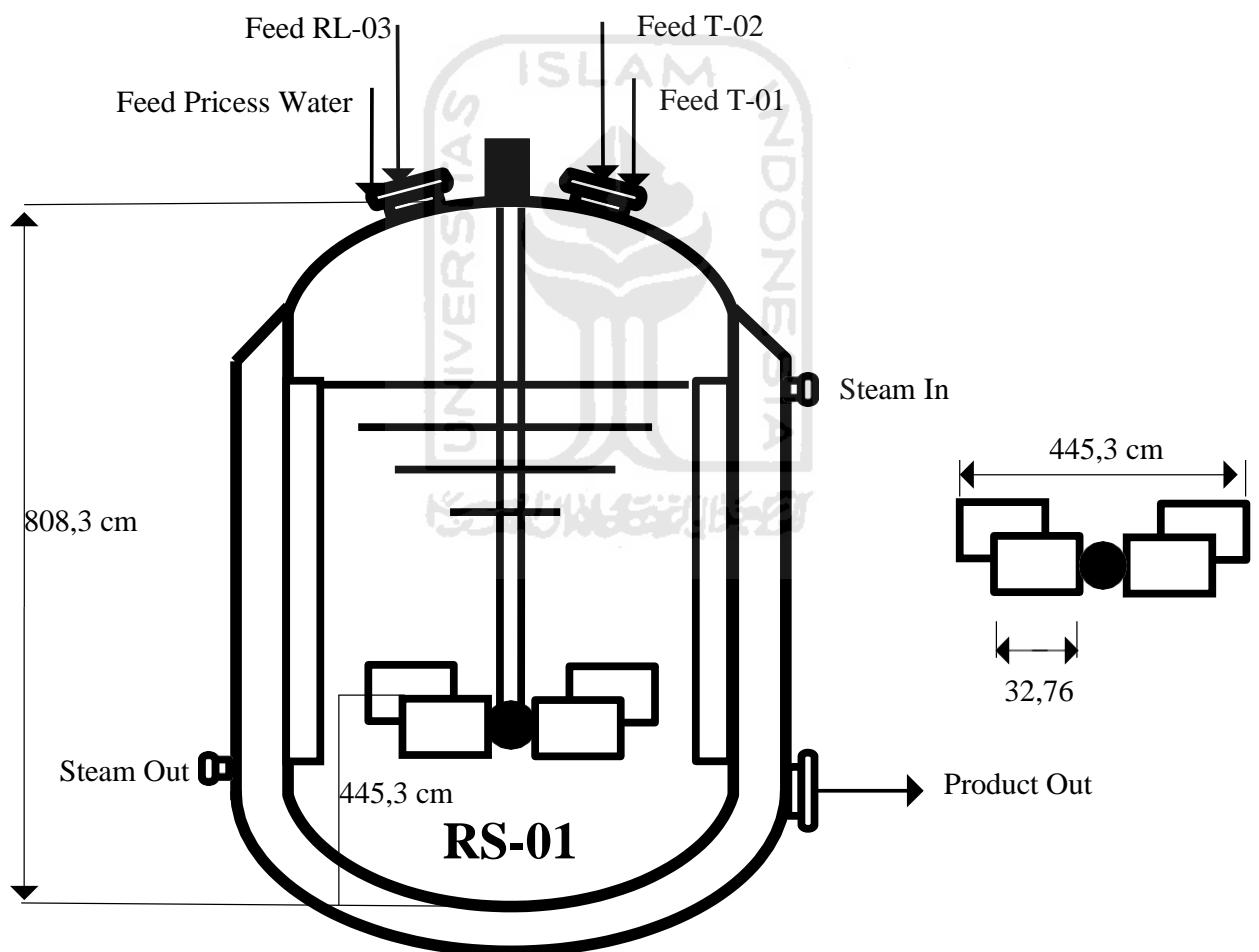
$$H_L = 6,5378 \text{ m}$$



REAKTOR LIKUIFIKASI



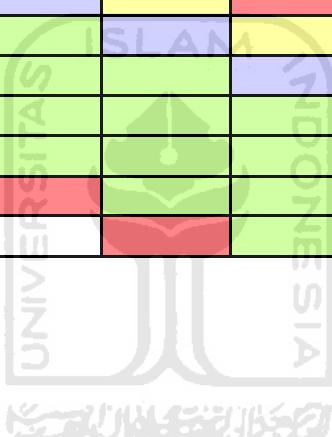
REAKTOR SAKARAFIKASI



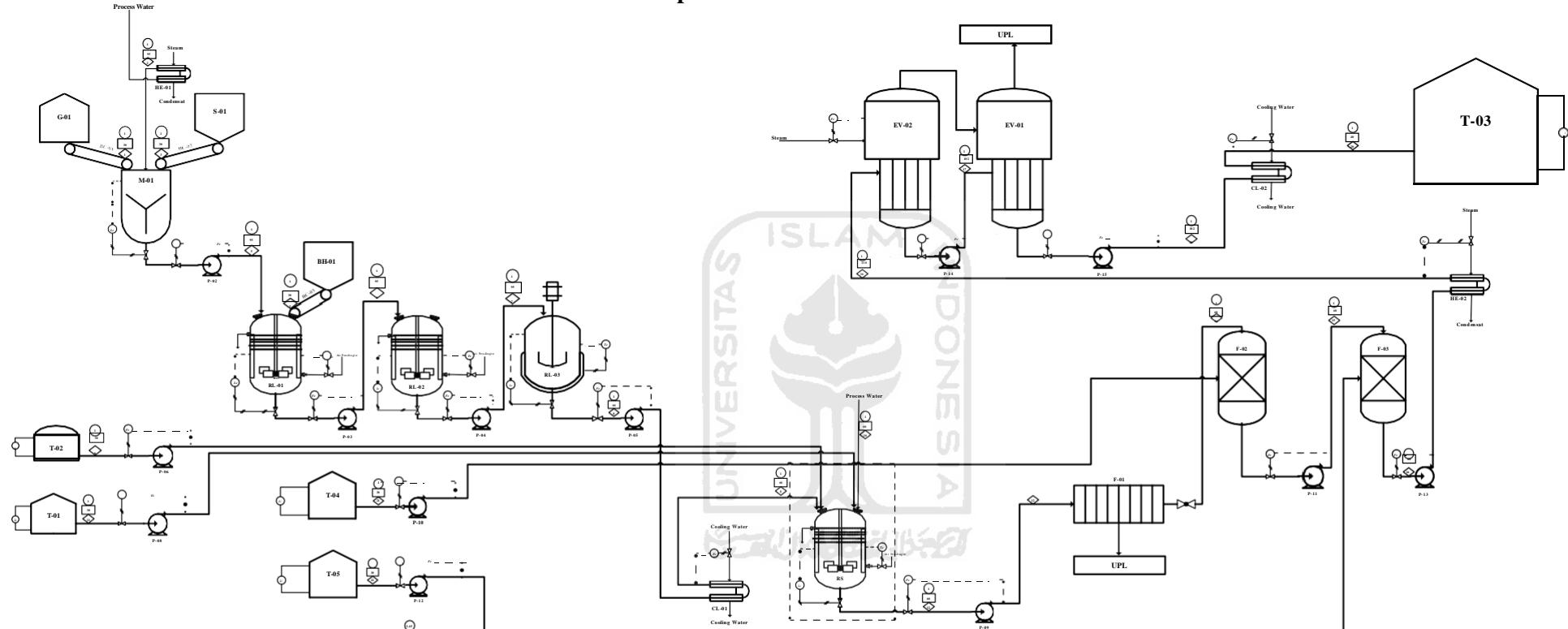
Penjadwalan Reaktor Sakarifikasi

Reaktor	jam														
1	red	light green	yellow	red	light green	yellow									
2		red	light green	yellow	red	light green	yellow								
3			red	light green	light green	light green	light green	yellow	yellow	red	light green				
4				red	light green	light green	light green	yellow	yellow	red	light green				
5					red	light green	yellow	red	light green	light green	light green				
6						red	light green	yellow	red	light green					
7							red	light green	yellow	red					

red	=	$t_{\text{pengisian}}$
light green	=	t_{reaksi}
light blue	=	$t_{\text{pengosongan}}$
yellow	=	t_{bersih}



Process Engineering Flow Diagram
Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa Dari Tepung Tapioka Dengan Proses Hidrolisis Enzimatis
Kapasitas 35.000 Ton/Tahun



Komponen	1 kg/jam	2 kg/jam	3 kg/jam	4 kg/jam	5 kg/jam	6 kg/jam	7 kg/jam	8 kg/jam	9 kg/jam	10 kg/jam	11 kg/jam	12 kg/jam	13 kg/jam	14 kg/jam	15 kg/jam	16 kg/jam	17 kg/jam	18 kg/jam	19 kg/jam	20 kg/jam	Kode	Keterangan Alat	Kode	Keterangan Instrumen
(C6H10O5)1000	3490,57																				Pump Reaktor Liquifikasi01	P-05	Temperature Control	Tc
H2O	536,61	6482,50																			Pump Tangki HCl	P-06	Flow Control	Fc
Serat	3,63																				Pump Glukosamilase	P-07	Level Control	Lc
Abu	6,86																				Pump Tangki Sabut/Singkong	P-08	Level Indicator	Li
CaCl2		3,90	3,90																		Pump Tangki H2SO4	P-09		
α-amilase																					Pump Kation Exchanger	P-10		
Dekstrin																					Pump Tangki NaOH	P-11		
Glukosamilase																					Pump Anion Exchanger	P-12		
HCl																					Pump Anion Exchanger	P-13		
Glukosa																					Pump Evaporator 01	P-14		
Total																					Pump Evaporator 02	P-15		
																					Reaktor Liquifikasi01	R-01		
																					Reaktor Liquifikasi02	R-02		
																					Reaktor Liquifikasi03	R-03		
																					Reaktor Liquifikasi04	R-04		
																					Tangki Glukosamilase	T-01		
																					Reaktor Liquifikasi01	R-01		
																					Reaktor Liquifikasi02	R-02		
																					Reaktor Liquifikasi03	R-03		
																					Reaktor Liquifikasi04	R-04		
																					Tangki Liquifikasi	T-02		
																					Tangki Liquifikasi	T-03		
																					Tangki Liquifikasi	T-04		
																					Tangki NaOH	T-05		

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. Didikno, Msi, C. Text ATI
- 2. Nur Indah Fajri 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

Disetujui Draft Penulisan :
Yogyakarta, 10 September 2020
Pembimbing,

(Ir. Dalvono, MSL., C.Text ATI)

Catatan:

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Pra Rancangan Pabrik
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

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	Konsultaasi 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	Konsultaasi 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	Konsultaasi 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