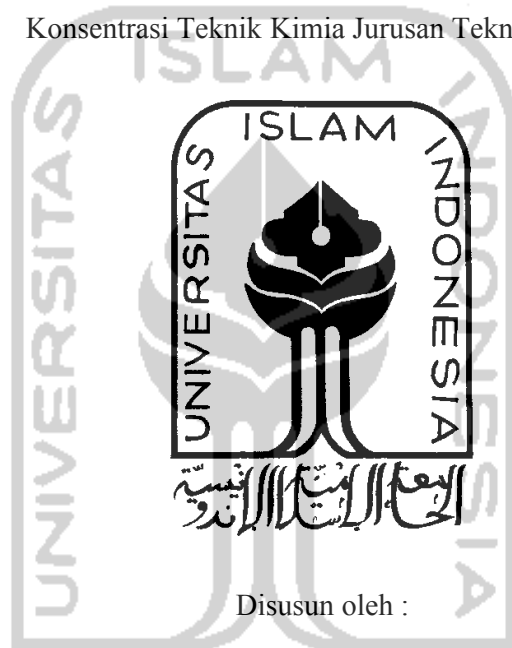


**PRA RANCANGAN
PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI SINGKONG DENGAN
KAPASITAS 60.000 TON / TAHUN**

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana
Konsentrasi Teknik Kimia Jurusan Teknik Kimia



Disusun oleh :

Nama : Wiwit Putri Sepriana

Nama : Nurul Leilasari

No. Mhs : 07521012

No. Mhs : 07521030

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2012

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Wiwit Putri Sepriana Nama : Nurul Leilasari
No. Mahasiswa : 07521012 No. Mahasiswa : 07521030

Menyatakan bahwa seluruh tugas Pra-Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya kami sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikianlah pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Yogyakarta, April 2012



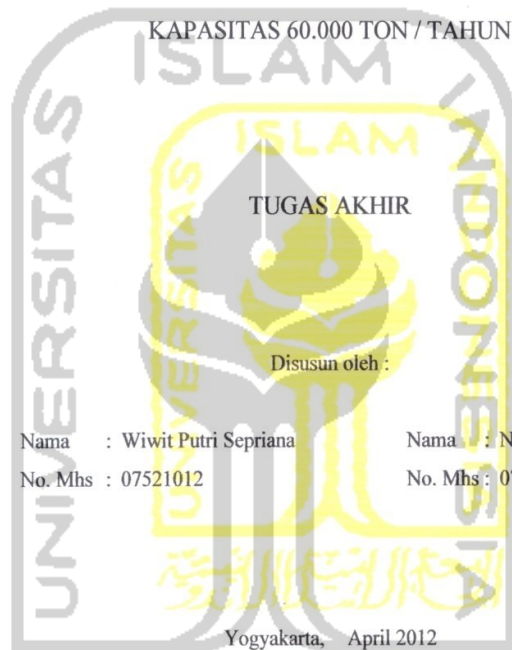
Wiwit Putri Sepriana



Nurul Leilasari

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN
PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI SINGKONG DENGAN
KAPASITAS 60.000 TON / TAHUN



Disusun oleh :

Nama : Wiwit Putri Sepriana

Nama : Ntutul Leilasari

No. Mhs : 07521012

No. Mhs : 07521030

Yogyakarta, April 2012

Menyetujui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Agus Prasetya', is written over the printed name of the supervisor.

Agus Prasetya, Ir., M.Eng.Sc., Ph.D

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN

PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI SINGKONG DENGAN

KAPASITAS 60.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, April 2012

Tim Penguji,

Agus Prasetya, Ir., MEng.Sc., Ph.D
Ketua

Arif Hidayat, ST., MT.
Anggota I

Ir. Bachrun Sutrisno, Msc.
Anggota II

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dra. Kamariah Anwar, MS.

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Wr. Wb.

Segala puji dan syukur kita panjatkan kehadiran Allah SWT sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Teriring sholawat serta salam semoga tercurah kepada suri tauladan kita Nabi Muhammad SAW.

Sesuai dengan kurikulum pada program studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Industri Universitas Islam Indonesia, maka salah satu kewajiban bagi setiap mahasiswa adalah menempuh Tugas Akhir yang merupakan syarat yang harus ditempuh untuk menuju kelulusan. Untuk memenuhi kewajiban tersebut, maka penyusun telah melaksanakan Tugas Akhir dengan mengambil judul *Pra Rancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Singkong dengan Kapasitas 60.000 ton / tahun*

Terlaksananya Tugas Akhir ini tentu saja tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Gumbolo Hadi Susanto, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Dra.Hj. Kamariah Anwar, MS., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Agus Prasetya, Ir., M.Eng.Sc., Ph.D selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

4. Bapak dan Ibu tercinta yang telah mencurahkan segala perhatian, kasih sayang dan doa serta memberikan dukungan baik moril maupun materiil kepada ananda sampai mendapat gelar Sarjana Teknik Kimia.
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Semua pihak yang telah membantu penyusun hingga terselesaikannya laporan ini.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan laporan ini masih banyak kesalahan dan kekurangannya. Oleh sebab itu, penyusun mengharapkan kritik dan saran yang membangun demi kesempurnaan penulisan yang akan datang.

Akhirnya penyusun berharap laporan ini dapat bermanfaat bagi penulis pada khususnya dan bagi pembaca pada umumnya.

Wassalammualaikum. Wr.Wb.

Yogyakarta, April 2012

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL TUGAS AKHIR	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS AKHIR	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR	xiv
ABSTRACT	xv
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2 Tinjauan Pustaka	5
1.2.1 Singkong	5
1.2.2 Startch (pati)	6
1.2.3 Amilosa	7
1.2.4 Amilopektin	7
1.2.5 Enzim α -amilase	8
1.2.6 Glukoamylase	9
1.2.7 Dekstrin	12
1.2.8 Proses hidrolisa pati	13

1.2.9 Faktor-faktor yang mempengaruhi proses	
Hidrolisa	14
1.2.10 Sirup glukosa	16
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk	19
2.1.1 Glukosa.....	19
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	19
2.2.1 Singkong.....	19
2.2.2 Air	20
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu	20
2.3.1 Enzim α -amilase	20
2.3.2 Enzim glukoamilase.....	21
2.3.3 Asam Klorida.....	21
2.3.4 CaCl_2	21
2.4 Pengendalian Kualitas	22
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	22
2.4.2 Pengendalian Proses Produksi.....	22
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	24
2.4.4 Pengendalian Kuantitas.....	24
2.4.5 Pengendalian Waktu	25
2.4.6 Pengendalian Bahan Proses.....	25

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses	26
3.1.1 Penyiapan Bahan Baku	26
3.1.2 Proses Hidrolisa Pati	26
3.1.3 Proses Pemurnian Produk.....	28
3.2 Spesifikasi Alat.....	30
3.3 Perencanaan Produksi	80
3.3.1 Analisa kebutuhan bahan baku	80
3.3.2 Analisa kebutuhan peralatan proses.....	80

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik.....	81
4.1.1 Faktor Utama Penentuan Lokasi Pabrik.....	81
4.1.2 Faktor Penunjang Penentuan Lokasi Pabrik.....	83
4.2 Tata Letak Pabrik.....	84
4.3 Tata Letak Alat Proses	90
4.4 Aliran Proses dan Material	93
4.4.1 Neraca massa total	93
4.4.2 Neraca massa tiap alat.....	94
4.4.3 Neraca panas.....	103
4.5 Perawatan (<i>maintenance</i>)	108
4.6 Utilitas	109
4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	110
4.6.2 Unit Pembangkit Steam.....	118

4.6.3 Unit Pembangkit Listrik.....	119
4.6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	122
4.6.5 Unit Penyediaan Udara Tekan.....	122
4.6.6 Spesifikasi Alat-alat Utilitas.....	125
4.7 Laboratorium.....	146
4.8 Organisasi Perusahaan.....	149
4.8.1 Bentuk Perusahaan.....	149
4.8.2 Struktur Organisasi Perusahaan.....	150
4.8.3 Tugas dan Wewenang.....	153
4.8.4 Ketenagakerjaan.....	162
4.8.5 Jadwal kerja karyawan.....	163
4.8.6 Kesejahteraan karyawan.....	166
4.8.7 Sistem gaji pegawai.....	168
4.8.8 Fasilitas karyawan.....	169
4.9 Manajemen Produksi.....	172
4.9.1 Perencanaan produksi.....	172
4.9.2 Pengendalian produksi.....	174
4.10 Evaluasi Ekonomi.....	175
4.10.1 Penaksiran harga peralatan.....	176
4.10.2 Dasar perhitungan.....	180
4.10.3 Perhitungan biaya.....	185
4.10.4 Pendapatan modal.....	186
4.10.5 Hasil perhitungan.....	190

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan..... 196

5.2 Saran..... 198

DAFTAR PUSTAKA..... 199

LAMPIRAN



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kebutuhan impor sirup glukosa	3
Tabel 1.2 Pabrik sirup glukosa di Indonesia	4
Tabel 1.3 Perbandingan enzim komersil dan non komersil	12
Tabel 1.4 Perbandingan proses hidrolisis dengan katalis asam dan enzim.....	17
Tabel 1.5 Standar mutu sirup glukosa menurut SNI 01-2978-1992.....	18
Tabel 4.1 Areal bangunan pabrik sirup glukosa.....	89
Tabel 4.2 Kebutuhan air pendingin	116
Tabel 4.3 Kebutuhan air untuk pembangkit steam	116
Tabel 4.4 Kebutuhan air untuk proses	117
Tabel 4.5 Kebutuhan air untuk perkantoran dan pabrik	117
Tabel 4.6 Kebutuhan listrik untuk keperluan proses	120
Tabel 4.7 Jadwal pembagian kerja karyawan shift.....	165
Tabel 4.8 Jabatan dan tingkat pendidikan pegawai	166
Tabel 4.9 Jumlah karyawan pada masing-masing bagian.....	167
Tabel 4.10 Rencana upah tenaga kerja berdasarkan golongan.....	169
Tabel 4.11 Perkembangan indeks harga	176
Tabel 4.12 <i>Purchase Equipment Cost</i> alat besar proses	180
Tabel 4.13 <i>Purchase Equipment Cost</i> alat kecil.....	180
Tabel 4.14 <i>Purchase Equipment Cost</i> alat utilitas.....	183
Tabel 4.15 <i>Fixed Capital Investment</i>	190

Tabel 4.16 <i>Working Capital</i>	191
Tabel 4.17 <i>Manufacturing Cost</i>	191
Tabel 4.18 <i>General Expense</i>	192



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Struktur amilase.....	7
Gambar 1.2 Struktur amilopektin	8
Gambar 1.3 Struktur kimia dekstrin	13
Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif pabrik sirup glukosa	29
Gambar 4.1 Lay out pabrik sirup glukosa.....	88
Gambar 4.2 Tata letak peralatan pabrik sirup glukosa	92
Gambar 4.3 Diagram alir kuantitatif pabrik sirup glukosa	107
Gambar 4.4 Proses utilitas pabrik sirup glukosa	124
Gambar 4.5 Struktur organisasi pabrik sirup glukosa.....	161
Gambar 4.6 Grafik indeks harga.....	178
Gambar 4.7 Grafik hubungan antara kapasitas dengan harga.....	195

ABSTRACT

Preliminary design of Glucose Syrup with capacity 60.000 ton/year is a plant to be built in Lampung, in the area of land 24.400 m². This chemical plant will be operated for 330 day/year or 24 hours a day with 145 employees.

Raw material needed is cassava 9,0413 ton/hour and water 8,1372 ton/hour. There are two stages in this process, liquefaction and saccharification. The liquefaction process will be operated at temperature 95°C and the saccharification process will be operated at temperature 60°C, both of them are operated at pressure about of 1 atm using Continuous Steared Tank Reaktor (CSTR). The utility consist of 919.126,5 kg/hour of cooling water; 2.489,2 kg/hour of steam; 23,2 kg/hour of pressure air ; 30,381 lt/hour of Industrial Diesel Oil (IDO); 27,867 lt/hour of fuel oil while the power of electricity of about 168 Kw provided by PLN. This chemical plant also use generator set as reserve.

An economic analysis shows that this chemical plant need to be covered by fixed capital of about Rp. 1.250.383.646.522 ; working capital of about Rp 55.870.487.186; Percentage of return on investemen (ROI) before tax is 14,09% while after tax is 7,04% ; Pay out time (POT) before tax is 5,24 years while after tax is 8,03 years. The value of break evek point (BEP) is for about 40,45% and shut down point (SDP) is of about 10,85 % . Based on this economic analysis, It can be concluded that Glucose Syrup plant of 60.000 ton/year is feasible to be built.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG PENDIRIAN PABRIK

Gula merupakan salah satu kebutuhan pokok masyarakat, terutama peranannya sebagai pemanis baik konsumsi langsung maupun kebutuhan pada proses pengolahan pangan. Pada tahun 2009, produksi gula di dalam negeri diperkirakan mencapai sekitar 2,9 juta ton yang hanya cukup untuk memenuhi kebutuhan gula bagi masyarakat, belum termasuk untuk industri. Total kebutuhan gula nasional baik untuk masyarakat maupun industri mencapai sekitar 4,2 juta ton, sehingga kekurangannya harus dipasok melalui impor. (www.setneg.go.id, 2011)

Sampai saat ini peran gula sebagai pemanis masih didominasi oleh gula pasir (sukrosa). Berdasarkan kenyataan tersebut, harus diusahakan alternative bahan pemanis selain sukrosa. Dewasa ini telah digunakan berbagai macam bahan pemanis alami maupun sintesis. Baik yang berkalori, rendah kalori, dan nonkalori yang dijadikan alternative pengganti sukrosa seperti siklamat, aspartame, stevia, dan gula hasil hidrolisis pati. Industri makanan dan minuman saat ini memiliki kecenderungan untuk menggunakan sirup glukosa. Hal ini didasari oleh beberapa kelebihan sirup glukosa dibandingkan sukrosa diantaranya sirup glukosa tidak mengkristal seperti halnya sukrosa jika dilakukan pemasakan pada suhu tinggi, inti Kristal tidak terbentuk sampai larutan sirup glukosa menjapai kejenuhan 75%. (<http://journal.uui.ac.id>, 2011)

Sirup glukosa (*Glucose syrup*) adalah sejenis gula termasuk monosakarida dengan rumus molekul $C_6H_{12}O_6$ yang dibuat melalui proses hidrolisis pati. Proses hidrolisis pati menjadi sirup glukosa dapat dilakukan dengan berbagai metode, misalnya secara enzimatis, kimiawi, maupun kombinasi keduanya. Dalam proses ini kami memilih hidrolisis enzimatis karena memiliki keuntungan, yaitu dihasilkan sedikit abu dan produk samping, dan kerusakan warna dapat diminimalkan.

Sirup glukosa banyak digunakan dalam industri makanan, seperti pada pembuatan selai, minuman ringan, es krim, dan kue. Selain itu sirup glukosa juga digunakan dalam industri kimia dan farmasi sebagai bahan pembuatan sorbitol dan digunakan sebagai obat untuk anak-anak serta sebagai larutan infus. Di Indonesia umumnya sirup glukosa dibuat dengan menggunakan tepung tapioca sebagai bahan baku. Ternyata hal ini masih menimbulkan masalah, karena tepung tapioca produksi dalam negeri mutunya relative rendah tetapi harganya lebih mahal dari tepung tapioca import antara lain dari Taiwan. Akibatnya produsen sirup glukosa lebih cenderung untuk membeli bahan baku tepung tapioca dari luar negeri dan ini berarti Indonesia yang potensial dalam hal produksi singkong masih harus mengimpor hasil olahan singkong tersebut

Kami memilih singkong sebagai bahan baku pembuatan sirup glukosa. Mengapa singkong?. Singkong merupakan tanaman yang mempunyai daya adaptasi lingkungan yang sangat luas, sehingga singkong dapat tumbuh di semua provinsi di Indonesia. Luas penanaman singkong cenderung meningkat. Pada 2008, luas tanamnya 1.204.933 ha meningkat dari setahun sebelumnya yaitu

1.201.481 ha. Berdasarkan data statistik FAO, Indonesia menduduki peringkat ke-4 pada produksi singkong sedunia tahun 2008 yaitu sekitar 21.593.052 ton per tahun. Harganya pun lebih murah jika dibandingkan dengan sumber pati yang lain, seperti jagung. Namun, di dalam negeri, singkong biasanya hanya digunakan sebagai pakan ternak dan bahan pangan tradisional nomor tiga setelah beras dan jagung. Sampai saat ini pemanfaatan singkong di Indonesia masih sangat terbatas. Pemanfaatan singkong sebagian besar diolah menjadi produk setengah jadi berupa pati (tapioka), tepung singkong, gaplek, dan chips. Produk olahan yang lain adalah bahan baku pembuatan tape, getuk, kripik dan lain-lain. Padahal, kandungan pati dari singkong yang tinggi merupakan potensi yang besar untuk dikembangkan menjadi produk yang lebih bernilai tinggi.

Pabrik direncanakan beroperasi pada tahun 2016, untuk penentuan kapasitas pabrik menggunakan data kebutuhan import dan data kapasitas pabrik yang telah beroperasi.

Tabel 1.1 Kebutuhan impor sirup glukosa

Tahun	Kebutuhan impor (ton/tahun)
2003	444,925
2004	2.875,795
2005	3.345,471
2006	12.249,411
2007	15.817,803
2008	21.572,474
2009	21.743,106

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2011

Dengan menggunakan metode regresi linear diperoleh persamaan

$$y = 4069,3 \cdot x - 8,15 \cdot 10^6$$

dimana x adalah jumlah tahun yang dihitung.

Dari persamaan di atas untuk tahun 2016 diperoleh kebutuhan sebesar 53.708,8 ton/tahun. Pabrik Sirup glukosa yang sudah beroperasi di Indonesia yaitu :

Tabel 1.2 Pabrik sirup glukosa di Indonesia

No.	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1.	PT. Suba Indah	Cilegon	82.500
2.	PT. BAJ	Jawa Timur	18.000
3	PT. Assosiated British	Jawa Barat	72.500

Berdasarkan pertimbangan di atas maka pabrik sirup glukosa pada tahun 2016 beroperasi dengan kapasitas 60.000 ton/tahun. Dengan didirikannya pabrik ini, diharapkan produksi ubi kayu di dalam negeri dapat lebih ditingkatkan dayagunanya. Di samping itu juga diharapkan dapat memenuhi kebutuhan sirup glukosa di dalam negeri yang terus meningkat mengingat saat ini Indonesia masih mengimpor kebutuhan sirup glukosa dari beberapa negara seperti Jepang, Singapura, Zimbabwe, Amerika Serikat, Belanda, Perancis, Jerman dan lain-lain. Keuntungan lain dengan didirikannya pabrik ini akan menciptakan lapangan kerja baru dan juga baik untuk tingkat lulusan SLTA ataupun kejuruan hingga lulusan sarjana.

1.2 TINJAUAN PUSTAKA

1.2.1 Singkong

Singkong yang juga dikenal sebagai ketela pohon atau ubi kayu, dalam Bahasa Inggris bernama *cassava*, adalah pohon tahunan tropika dan subtropika dari keluarga *Euphorbiaceae*. Umbinya dikenal luas sebagai makanan pokok penghasil karbohidrat dan daunnya sebagai sayuran. Singkong merupakan umbi atau akar pohon yang panjang dengan fisik rata-rata bergaris tengah 2-3 cm dan panjang 50-80 cm. Daging umbinya berwarna putih atau kekuning-kuningan. (<http://id.wikipedia.org>, 2011)

Indonesia merupakan penghasil singkong terbesar di kawasan Asia Tenggara dan menduduki urutan ketiga di dunia. Produksi singkong di Indonesia pada tahun 2007 mencapai 18,95 juta ton pada luas areal tanam 1,15 juta hektar dengan produktivitas 16,5 ton/ha. (Dirjen Tanaman Pangan, 2007)

Ketela pohon (*Manihot Utilisima*) mempunyai kemampuan untuk membentuk gel melalui proses pemanasan (90°C atau lebih) sebagai akibat pecahnya struktur amilosa dan amilopektin. Dengan terbentuknya gel ini, ketela mampu menjebak udara dan air bebas.

Pemecahan ikatan amilosa dan amilopektin akan menyebabkan terjadinya perubahan lebih lanjut seperti peningkatan molekul air sehingga terjadi penggelembungan molekul, pelelehan kristal, dan terjadi peningkatan viskositas (M.J. Deman, 1993).

1.2.2 *Starch (pati)*

Starch (pati) atau amilum adalah karbohidrat kompleks, berwujud bubuk putih, tawar dan tidak berbau. Pati merupakan bahan utama yang dihasilkan oleh tumbuhan untuk menyimpan kelebihan glukosa (sebagai produk fotosintesis) dalam jangka panjang. Sumber pati di Indonesia yaitu : singkong, jagung, kentang, tapioka, sagu, gandum, dan lain-lain. (<http://id.wikipedia.org> , 2011).

Menurut Wikipedia Indonesia, pati tersusun dari dua macam karbohidrat, amilosa dan amilopektin, dalam komposisi yang berbeda-beda. Amilosa memberikan sifat keras sedangkan amilopektin menyebabkan sifat lengket. Pati digunakan sebagai bahan yang digunakan untuk memekatkan makanan cair seperti sup dan sebagainya. Dalam industri, pati dipakai sebagai komponen perekat, campuran kertas dan tekstil, dan pada industri kosmetika.

Dalam bentuk aslinya secara alami pati merupakan butiran-butiran kecil yang sering disebut granula. Bentuk dan ukuran granula merupakan karakteristik setiap jenis pati, karena itu digunakan untuk identifikasi (Hill dan Kelley, 1942). Selain ukuran granula karakteristik lain adalah bentuk, keseragaman granula, lokasi hilum, serta permukaan granulanya (Hodge dan Osman, 1976).

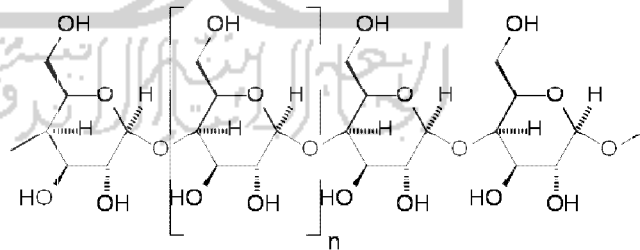
Pati tersusun paling sedikit oleh tiga komponen utama yaitu amilosa, amilopektin dan material antara seperti, protein dan lemak (Bank dan Greenwood, 1975). Umumnya pati mengandung 15 – 30% amilosa, 70 – 85% amilopektin dan 5 – 10% material antara. Struktur dan jenis material antara tiap

sumber pati berbeda tergantung sifat-sifat botani sumber pati tersebut. (Greenwood, 1975).

Secara mikroskopik terlihat bahwa granula pati dibentuk oleh molekul-molekul yang membentuk lapisan tipis yang tersusun terpusat. Granula pati bervariasi dalam bentuk dan ukuran, ada yang berbentuk bulat, oval, atau bentuk tak beraturan demikian juga ukurannya, mulai kurang dari 1 mikron sampai 150 mikron ini tergantung sumber patinya.

1.2.3 Amilosa

Amilosa merupakan polisakarida, polimer yang tersusun dari glukosa sebagai monomernya. Tiap-tiap monomer terhubung dengan ikatan 1,4-glikosidik. Amilosa merupakan polimer tidak bercabang yang bersama-sama dengan amilopektin menjadi komponen penyusun pati. Dalam masakan, amilosa memberi efek keras bagi pati atau tepung. (<http://id.wikipedia.org>, 2011)

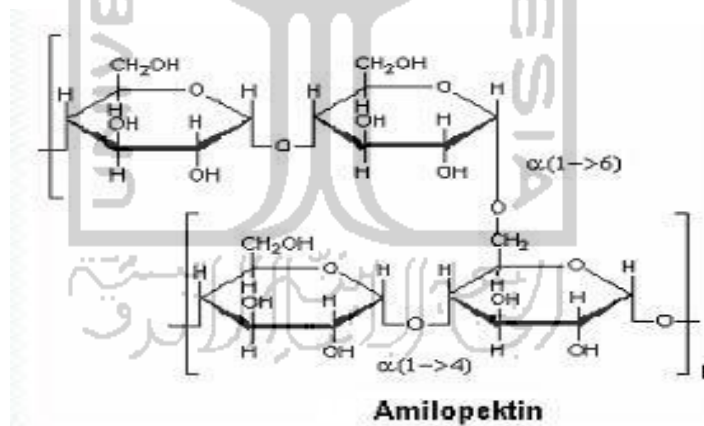


Gambar 1.1 Struktur amilosa

1.2.4 Amilopektin

Amilopektin merupakan polisakarida yang tersusun dari monomer α -glukosa. Amilopektin merupakan molekul raksasa dan mudah ditemukan karena menjadi satu dari dua senyawa penyusun pati, bersama-sama dengan

amilosa. Walaupun tersusun dari monomer yang sama, amilopektin berbeda dengan amilosa, yang terlihat dari karakteristik fisiknya. Secara struktural, amilopektin terbentuk dari rantai glukosa yang terikat dengan ikatan 1,4-glikosidik, sama dengan amilosa. Namun demikian, pada amilopektin terbentuk cabang-cabang (sekitar tiap 20 mata rantai glukosa) dengan ikatan 1,6-glikosidik. Dalam produk makanan amilopektin bersifat merangsang terjadinya proses mekar (puffing) dimana produk makan yang berasal dari pati yang kandungan amilopektinnya tinggi akan bersifat ringan, porus, garing dan renyah. Kebalikannya pati dengan kandungan amilosa tinggi, cenderung menghasilkan produk yang keras, pejal, karena proses mekarnya terjadi secara terbatas.



Gambar 1.2 Struktur amilopektin

1.2.5 Enzim α -amilase

Enzim α -amilase murni dapat diperoleh dari malt (*barley*), ludah manusia, pankreas, dan diisolasi dari *Aspergillus oryzae* dan *Bacillus subtilis* (pada suhu 70°C-90°C dan pH 6 selama 15 menit). (Winarno, 1995).

Enzim α -amilase adalah endo-enzim yang bekerjanya memutus ikatan α -1,4 secara acak di bagian dalam molekul baik pada amilosa maupun amilopektin. Pengaruh aktivitasnya, pati terputus-putus menjadi dekstrin dengan rantai sepanjang 6-10 unit glukosa (Tjokroadikoesoemo,1986). Golongan enzim α -amilase yang tahan pada temperature tinggi digunakan pada proses liquifikasi (Muchtadi, dkk.,1992).

Hidrolisis amilosa oleh enzim α -amilase terjadi dalam 2 tahap. Tahap pertama, degradasi amilosa menjadi maltosa dan maltotriosa yang terjadi secara acak. Degradasi ini terjadi sangat cepat dan diikuti dengan menurunnya viskositas dengan cepat pula. Kedua, relatif sangat lambat yaitu pembentukan glukosa dan maltosa sebagai hasil akhirnya (Muchtadi, dkk.,1992).

Cara kerja α -amilase pada molekul amilopektin akan menghasilkan glukosa, maltosa dan berbagai jenis α -limit dekstrin. Jenis α -limit dekstrin yaitu oligosakarida yang terdiri dari 4 atau lebih residu glukosa yang semuanya mengandung ikatan α -1,6.

1.2.6 Enzim Glukoamylase

Glukoamylase merupakan enzim yang berperan sebagai katalis untuk memecah dekstrin menjadi glukosa. Glukoamylase menghidrolisa ikatan α 1,4 dan α 1,6-glukosa dalam polisakarida (dekstrin). Enzim ini bekerja pada suhu 55-60°C dan pH 4,5-5.

Menurut (Rodwell, 1987), faktor utama yang mempengaruhi aktifitas enzim adalah :

1. pH

Enzim mempunyai aktivitas maksimal pada kisaran pH yang disebut pH optimum. Suasana terlalu asam atau alkali akan mengakibatkan denaturasi protein dan hilangnya secara total aktifitas enzim. pH optimal untuk beberapa enzim pada umumnya terletak diantara netral atau asam lemah yaitu 4,5-8. pH optimum sangat penting untuk menentukan karakteristik enzim. Pada substrat yang berbeda, enzim memiliki pH optimum yang berbeda (Tranggono dan Sutardi, 1990). Menurut Winarno (1995), enzim yang sama mempunyai pH optimum yang berbeda tergantung pada asal enzim.

2. Suhu

Enzim mempercepat reaksi kimia pada sel hidup. Dalam batas-batas suhu tertentu kecepatan reaksi yang dikatalisis enzim akan naik bila suhunya naik. Reaksi yang paling cepat terjadi pada suhu optimum (Rodwell, 1987). Oleh karena itu penentuan suhu optimum aktivitas enzim sangat perlu karena apabila suhu terlalu rendah maka kestabilan enzim akan naik tetapi aktifitas turun, sedangkan pada suhu tinggi aktivitas enzim tinggi tetapi kestabilan rendah, namun kecepatan akan menurun drastis pada suhu yang lebih tinggi. (Muchtadi, dkk., 1988) Hilangnya aktifitas pada suhu tinggi karena terjadinya perubahan konfirmasi thermal (denaturasi) enzim.

3. Konsentrasi substrat

Kecepatan reaksi enzimatik pada umumnya tergantung pada konsentrasi substrat. Kecepatan reaksi akan meningkat apabila konsentrasi substrat meningkat, peningkatan kecepatan reaksi ini akan semakin kecil hingga tercapai pada suatu titik batas yang pada akhirnya penambahan konsentrasi substrat hanya akan sedikit meningkatkan kecepatan (Lehninger, 1997). Semakin tinggi kecepatan reaksi enzim maka semakin banyak pati yang terhidrolisis, namun setelah hampir semua pati terhidrolisis kecepatan reaksi enzim akan berkurang. (Lindawati, 2006)

4. Konsentrasi enzim

Penambahan konsentrasi enzim akan meningkatkan kecepatan reaksi bila substrat tersedia secara berlebih. Kecepatan reaksi dalam reaksi enzim sebanding dengan konsentrasi enzim, semakin tinggi konsentrasi enzim maka kecepatan reaksi akan semakin tinggi, sehingga pada batas konsentrasi tertentu dimana hasil hidrolisis akan konstan dengan tingginya konsentrasi enzim yang disebabkan penambahan enzim sudah tidak efektif (Martin, 1983).

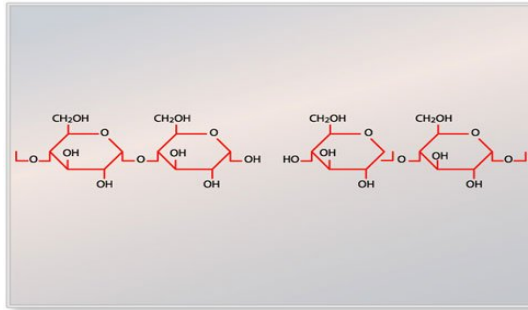
Tabel 1.3 Perbandingan enzim komersil dan non komersil

Kondisi	Enzim Komersil (Sorini Corp.)	Enzim Non Komersil (Judoamidjojo, 1992)
Liquifikasi	Liquozyme Supra	α -amilase
Suhu	105 - 110°C	95-105°C
Dosis	0,25 – 0,65 kg/ton	-
Waktu	60 – 180 menit	120 menit

1.2.7 Dekstrin

Dekstrin (dengan nama lain : Anylin) merupakan polimer D-glukosa yang merupakan hasil antara hidrolisis pati (Ruqoiyah, 2002). Dekstrin adalah produk hidrolisa zat pati, berbentuk zat amorf berwarna putih sampai kekuning-kuningan (SNI, 1989). Dekstrin merupakan produk degradasi pati sebagai hasil hidrolisis tidak sempurna pati dengan katalis asam atau enzim pada kondisi yang di kontrol.

Dekstrin merupakan produk degradasi pati yang dapat dihasilkan dengan beberapa cara yaitu memperlakukan suspensi pati dalam air dengan asam atau enzim pada kondisi tertentu, atau degradasi / pirolisis pati dalam bentuk kering dengan menggunakan perlakuan panas atau kombinasi antara panas dan asam atau katalis lain. Dekstrin mempunyai rumus kimia $(C_6H_{10}O_5)_n$ dan memiliki struktur serta karakteristik *intermediate* antara pati dan dextrose (Anonimus, 2009).



Gambar 1.3 Struktur kimia dekstrin

Dekstrin banyak digunakan pada berbagai industri, baik industri pangan, farmasi, dan industri kimia. Dalam industri pangan dekstrin digunakan untuk meningkatkan tekstur bahan pangan.

Dextrose Equivalent (DE) adalah besaran yang menyatakan nilai total pereduksi pati atau produk modifikasi pati dalam satuan persen. DE berhubungan dengan derajat polimerisasi (DP). DP menyatakan jumlah unit monomer dalam satu molekul. Unit monomer dalam pati adalah glukosa sehingga maltose memiliki DP 2 dan DE 50 (Wurzburg, 1989).

Secara komersial penggunaan dekstrin dipengaruhi oleh nilai DE. Semakin besar DE berarti semakin besar juga persentase dekstrin yang berubah menjadi gula pereduksi. Berikut ini adalah jenis dekstrin dan penggunaannya berdasarkan perbedaan nilai DE (Subekti, 2008).

1.2.8 Proses Hidrolisa Pati

Hidrolisa adalah proses kimia yang menggunakan air sebagai pemecah suatu senyawa. Hidrolisa pati dilakukan dengan menggunakan katalis asam, katalis enzim, maupun kombinasi keduanya. Hidrolisa pati dengan katalis asam mempunyai kelemahan, antara lain yaitu diperlukan peralatan yang tahan

korosi, menghasilkan sakarida dengan spectra-spektra tertentu saja karena katalis asam menghidrolisa secara acak. Kelemahan lain terjadi degradasi karbohidrat dan rekombinasi produk degradasi yang dapat mempengaruhi warna dan rasa. Hidrolisa pati dengan enzim dapat mencegah adanya reaksi sampingan karena sifat katalis enzim sangat spesifik, sehingga dapat mempertahankan flavour bahan dasar (Judoamidjojo, 1992).

Proses hidrolisa pati pada dasarnya adalah pemutusan rantai polimer pati $(C_6H_{10}O_5)_n$ menjadi unit-unit glukosa atau dekstrosa $(C_6H_{12}O_6)$. Produk-produk hasil hidrolisis pati umumnya dikaterisasi berdasar tingkat derajat hidrolisisnya dan dinyatakan dengan nilai DE (*Dextrose Equivalent*) yang didefinisikan sebagai banyaknya total gula pereduksi dinyatakan sebagai dekstrosa dan dihitung sebagai prosentase terhadap total bahan kering. Proses konversi dengan asam dalam praktek mempunyai batas DE 55, karena diatas nilai ini mempunyai pewarnaan gelap dan rasa pahit. Tergantung dari tipe proses yang digunakan serta kondisi reaksinya berbagai macam produk dapat diperoleh.

1.2.9 Faktor – Faktor Yang Mempengaruhi Proses Hidrolisa

1. Pengaruh Suhu

Pada umumnya semakin tinggi suhu, semakin naik laju reaksi kimia, baik yang tidak dikatalis maupun yang dikatalis dengan enzim. Pengaruh suhu terhadap enzim ternyata agak kompleks, misalnya suhu terlalu tinggi dapat mempercepat pemecahan atau pemisahan enzim.

Perbedaan sumber atau asal enzim menyebabkan perbedaan daya tahan panas. Contohnya enzim α -amilase yang diisolasi dari *Bacillus subtilis* amat stabil pada suhu tinggi (Tjokroadikoesoemo, 1986).

2. Pengaruh pH

pH sangat berpengaruh terhadap aktivitas enzim karena sifat ionik gugus karboksil dan asam amino mudah dipengaruhi pH. Hal ini menyebabkan konformasi enzim dan fungsi katalik enzim berubah, sehingga enzim bisa terdenaturasi dan kehilangan aktivitasnya. Aktivitas enzim tertinggi yang dapat dicapai umumnya disebut pH optimum. Enzim α -amilase pada umumnya stabil pada pH optimal yaitu 6-6,5. (Girinda, 1998)

3. Konsentrasi Enzim

Semakin banyak jumlah enzim yang ditambahkan pada pati, akan menghasilkan kadar dekstrin yang semakin banyak pula. Keadaan ini juga semakin mempercepat reaksi hidrolisa (Fitroyah, 2007).

4. Waktu Reaksi

Lama hidrolis adalah waktu reaksi yang dibutuhkan oleh suatu enzim untuk merombak bahan menjadi lebih sederhana. Lama hidrolisis dipengaruhi oleh konsentrasi substrat, enzim yang digunakan dan juga suhu hidrolisis. Waktu yang diperlukan tergantung dari dosis enzim yang diberikan (Tjokroadikoesoemo, 1986).

1.2.10 Sirup Glukosa

Sirup glukosa yang mempunyai nama lain *dectrose* adalah salah satu produk bahan pemanis makanan dan minuman yang berbentuk cairan, tidak berbau dan tidak berwarna tetapi memiliki rasa manis yang tinggi. Perbedaannya dengan gula pasir yaitu, gula pasir (sukrosa) merupakan gula disakarida, sedangkan sirup glukosa adalah monosakarida, terdiri atas satu monomer yaitu glukosa dengan rumus molekul $C_6H_{12}O_6$. Sirup glukosa atau sering disebut dengan gula cair dibuat melalui proses hidrolisis pati yang diharapkan menghasilkan nilai DE yang tinggi. DE (Dextrose Equivalent) adalah presentase dari pati yang dapat terhidrolisa menjadi glukosa (*dectrose*). Hidrolisis pati dapat dilakukan dengan berbagai cara, yaitu :

1. Hidrolisis asam

Hidrolisis pati dengan katalis asam memerlukan energy yang sangat besar untuk proses pemanasannya. Hidrolisis pati ini memerlukan peralatan yang tahan korosi. Nilai DE yang dihasilkan dari proses hidrolisis ini adalah 30-55% dan gula yang dihasilkan sebagian besar merupakan gula pereduksi. (International Starch Institute, 1999)

2. Hidrolisis asam – enzim

Hidrolisis pati ini menggunakan kombinasi katalis asam dan katalis enzim. Untuk tahap pertama, hidrolisis dilakukan dengan katalis asam sampai mencapai nilai DE sekitar 30-55%. Setelah itu dinetralkan dan dijernihkan, hidrolisis dilanjutkan dengan menggunakan enzim sampai

mencapai nilai DE yang dikehendaki. Nilai DE yang dihasilkan biasanya sekitar 63%. (International Starch Institute, 1999)

3. Hidrolisis dengan katalis kombinasi enzim – enzim

Hidrolisis ini dilakukan dengan menggunakan kombinasi enzim – enzim sesuai dengan kebutuhan operasi dan kebutuhan kualitas produk yang berbeda – beda. Enzim yang digunakan untuk proses hidrolisis pati menjadi glukosa adalah enzim alfa- amylase dan glucoamylase. Nilai DE yang dihasilkan dari proses hidrolisis ini adalah 96-98% Dari proses hidrolisis pati dengan menggunakan asam maupun dengan menggunakan enzim, diperoleh perbandingan sebagai berikut :

Tabel 1.4 Perbandingan proses hidrolisis dengan katalis asam dan enzim

Kondisi Operasi	Proses Hidrolisis	
	Katalis Asam	Katalis Enzim
Tekanan (atm)	2 – 3	1
Suhu (°C)	160	105
pH	1,9	4,5
DE (%)	30 – 55	96 – 98

Berdasarkan pertimbangan – pertimbangan di atas, maka dalam proses hidrolisis pati menjadi glukosa dipilih menggunakan hidrolisis dengan menggunakan katalis enzim. Hidrolisis pati menggunakan katalis enzim ini dibandingkan dengan katalis asam mempunyai beberapa keuntungan, yaitu :

1. Nilai DE yang dihasilkan mencapai 98%
2. Energi yang digunakan rendah karena mempunyai suhu operasi reactor yang lebih rendah, sehingga biaya energy menjadi rendah.

3. Resiko kerusakan material karena korosi lebih kecil karena pH dengan katalis enzim lebih besar.

Tabel 1.5 Standar mutu sirup glukosa menurut SNI 01-2978-1992

No.	Kriteria Uji	Satuan	Persyaratan
1	1.1 Bau 1.2 Rasa 1.3 Warna		Tidak berbau Manis Tidak berwarna
2	Air	% b/b	Maks. 20
3	Abu	% b/b	Maks. 1
4	Gula pereduksi dihitung sebagai D-glukosa	% b/b	Min. 30
5	Pati		Tidak ada

Sumber : Pusat Standarisasi Industri Departemen Perindustrian (1992)

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 SPESIFIKASI PRODUK

2.1.1 Glukosa

Rumus molekul	: $C_6H_{12}O_6$
Fase	: cair
Warna	: jernih
Berat molekul	: 180
Densitas	: $1,54 \text{ gr/cm}^3$
Titik lebur	: 146°C
Panas pembentukan (ΔH_f)	: $-1273,3 \text{ kJ/mol}$
Kapasitas panas (C_p) pada 25°C	: $1,280 \text{ kJ/mol}^\circ\text{C}$
Kelarutan dalam air menunjukkan dalam 100 gram pelarut mengandung 154cc gas pada temperature 15°C .	

2.2 SPESIFIKASI BAHAN BAKU

2.2.1 Singkong

Fase	: padat
Warna	: putih
Kandungan pati	: 80%
Kandungan air	: 15%

Kandungan protein	: 1,5%
Kandungan abu	: 1%
Kandungan serat kasar	: 2,5%

2.2.2 Air

Fase	: cair
Berat Molekul	: 18 g/gmol
Rumus molekul	: H ₂ O
Viscositas (μ) pada 35 °C	: 0,75 cp
Kapasitas panas (Cp) pada 20°C	: 4,1818 Joule/gr.K
Densitas (ρ) pada 20°C	: 998,2071 kg/m ³
Titik didih	: 100 °C
Titik beku	: 0°C
Panas pembentukan (ΔH_f) pada 25°C	: -241,8 kJ/mol

2.3 SPESIFIKASI BAHAN PEMBANTU

2.3.1 Enzim α -amilase

Fase	: cair
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

2.3.2 Enzim glukoamilase

Fase	: cair
Warna	: coklat terang
Berat molekul	: 36.000 gr/mol
Densitas	: 1,15 kg/liter
Viskositas	: 1 cp
pH optimum	: 4,5 - 5
Suhu optimum	: 60°C

2.3.3 Asam Klorida

Fase	: Cair
Rumus molekul	: HCl
Berat molekul	: 36,5 kg/kgmol
Kelarutan	: larut dalam air
Specific gravity	: 1,16
Titik didih	: 83°C
Titik leleh	: -46,2°C
Viscositas	: 2,8 cP
Densitas	: 1,15 kg/liter

2.3.4 Kalsium Klorida

Rumus molekul	: CaCl ₂
Fase	: padat
Warna	: putih
Berat molekul	: 110,99 gr/mol

Specific gravity	: 2,15
Titik didih	: 1670°C
Titik leleh	: 772°C
Viscositas	: 0,1
Densitas	: 2,1520 kg/liter

2.4 PENGENDALIAN KUALITAS

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik sirup glukosa ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku dan bahan pembantu dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

2.4.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua

pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau disett baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat kontrol yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

- *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

- *Flow Control*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

- *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standart, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standart dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dandapat dipasarkan.

2.4.4 Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan

diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

2.4.5 Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

2.4.6 Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 URAIAN PROSES

3.1.1 Penyiapan Bahan Baku

Singkong sebanyak 9.041,4 kg/jam di distribusikan dari gudang penyimpanan (G-01) menuju peeler (PE-01) dengan menggunakan belt conveyor (BC-01). Singkong yang telah dikupas dibersihkan di *washing machine* (WM-01). Singkong bersih diangkut menuju *rasper* (RP-01) dengan menggunakan belt conveyor (BC-03). Parutan singkong dari *rasper* dicampur dengan H₂O di dalam tangki pencampur (T-01).

Slurry yang keluar dari tangki pencampur diumpankan ke *filter press* (FP-01) dengan menggunakan *screw conveyor* (SC-01) untuk memisahkan filtrate dan cake. Cake yang keluar dari FP-01 dibawa menuju UPL, sedangkan filtrate di pompa menuju tangki pengendapan (T-02) untuk memperoleh cairan pati. Cairan pati dari T-02 ditampung di tangki pati (T-03).

3.1.2 Proses Hidrolisa Pati

Proses hidrolisa pati terjadi dalam 3 tahapan, yaitu :

a. Proses gelatinisasi

Proses gelatinisasi terjadi pada suhu 105°C dan tekanan 1,2 atm di dalam tangki gelatinisasi (T-04) selama 5 menit. Sehingga, umpan sebelum dimasukkan ke dalam T-04 dilewatkan terlebih dahulu dalam *heater* (HE-

01) untuk dinaikkan suhunya. Pada proses ini, cairan pati mengalami pemecahan ikatan kimia, sehingga memudahkan dalam penyerapan enzyme pada proses selanjutnya.

b. Proses likuifikasi

Proses likuifikasi terjadi pada suhu 95°C dan tekanan 1 atm. Sehingga sebelum umpan masuk terlebih dahulu didinginkan didalam cooler (CL-01). Pada proses likuifikasi, cairan pati yang telah tergelatinsasi bereaksi membentuk dekstrin $(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n$, maltose $(\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11})$, dan sedikit glukosa $(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)$ dengan bantuan enzyme α -amylase sebagai katalisnya. Proses likuifikasi ini berlangsung di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) sebanyak 3 buah yang disusun secara seri dengan volume yang sama. Dimana masing-masing reaktor memiliki konversi yang berbeda, yaitu R-01 konversi 71,56%, R-02 konversi 91,91%, dan R-03 konversi 97,7%. Reaktor bekerja secara eksotermis dan tidak dapat balik sehingga suhu reaksi harus dipertahankan. Untuk menjaga suhu reaksi tetap 95°C , maka reaktor dilengkapi dengan koil pendingin.

Produk keluar dari R-03 pada suhu 95°C dan tekanan 1 atm, sehingga sebelum diumpankan ke R-04 didinginkan terlebih dahulu pada cooler (CL-02).

c. Proses sakarifikasi

Proses sakarifikasi terjadi pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm. Pada proses sakarifikasi, dekstrin $(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n$ bereaksi membentuk, maltose $(\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11})$, dan glukosa $(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)$ dengan bantuan enzyme glucoamylase sebagai

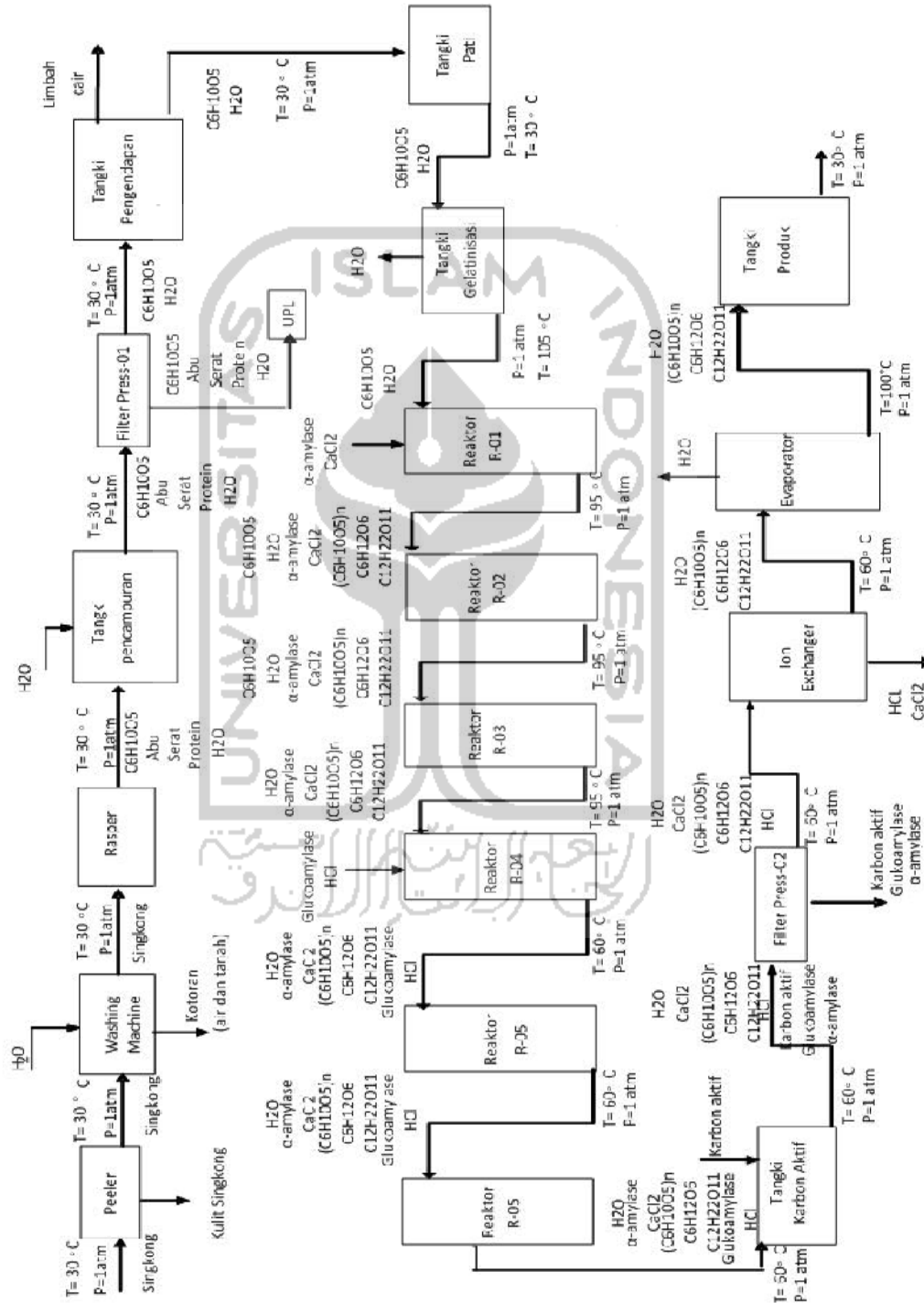
katalisnya. Proses sakarifikasi ini berlangsung di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) sebanyak 3 buah yang disusun secara seri dengan volume yang sama. Dimana masing-masing reaktor memiliki konversi yang berbeda, yaitu R-04 konversi 68,93%, R-05 konversi 90%, dan R-06 konversi 97%. Reaktor bekerja secara eksotermis dan tidak dapat balik sehingga suhu reaksi harus dipertahankan. Untuk menjaga suhu reaksi tetap 60°C, maka reaktor dilengkapi dengan koil pendingin.

3.1.3 Proses pemurnian produk

Produk yang keluar dari R-06 diumpankan menuju tangki karbon aktif (T-05) untuk dicampur dengan karbon aktif. Penambahan karbon aktif dilakukan dengan tujuan untuk menyerap enzyme α -amylase dan glukoamylase yang masih terkandung dalam produk.

Produk yang keluar dari T-05 disaring dengan menggunakan filter press (FP-02) untuk dipisahkan cake dan filtrate nya. Cake yang keluar dari FP-02 dibawa menuju UPL, sedangkan filtrate di pompa menuju ion exchanger yang bertujuan untuk menghilangkan kandungan ion positif dan negative pada HCl dan CaCl₂.

Setelah itu, output dari ion exchanger dialirkan menuju evaporator (EV-01) untuk menguapkan sebagian H₂O yang terkandung dalam produk. EV-01 dijalankan pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm.



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Sirup Glukosa

3.2 SPESIFIKASI ALAT

1. Reaktor Likuifikasi

Fungsi : mengubah $C_6H_{10}O_5$ sebanyak 5.608,9 kg/jam menjadi dekstrin melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim α -amylase.

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan koil pendingin.

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 95°C

Volume : 14,986 m³

Bahan : Carbon steel SA 285 grade C

Diameter : 2,673 m

Tinggi : 2,673 m

Tebal shell : 0,25 in

Jenis head : *Flanged and dished head (Torispherical)*

Tebal head : 0,1875 in

Jumlah : 3 buah

Pengaduk

Jenis : six blades turbine

Diameter impeller : 0,891 m

Panjang impeller : 3,474 m

Jumlah baffle : 4 buah

Lebar baffle : 0,151 m

Kecepatan putar : 84 rpm

Power pengaduk : 1,149 Hp

Power motor : 1,5 Hp

Bahan : stainless steel SA 302 grade A

Jumlah pengaduk : 1 buah

Koil pendingin

• Reaktor (R-01)

Luas perpindahan panas : 262,126 ft²

Panjang koil R-01 : 222,518 ft

Jumlah putaran : 4

Panjang 1 putaran : 68,965 ft

Tinggi koil : 1,35 ft

• Reaktor (R-02)

Luas perpindahan panas : 269,249 ft²

Panjang koil R-02 : 228,565 ft

Jumlah putaran : 4

Panjang 1 putaran : 68,965 ft

Tinggi koil : 1,35 ft

• Reaktor (R-03)

Luas perpindahan panas : 269,242 ft²

Panjang koil R-02 : 228,559 ft

Jumlah putaran : 4

Panjang 1 putaran : 68,965 ft

Tinggi koil : 1,350 ft

Harga : \$ 96.191,186

2. Reaktor Sakarifikasi

Fungsi : mereaksikan $(C_6H_{10}O_5)_n$ sebanyak 4.190,4 kg/jam menjadi $(C_6H_{12}O_6)$ melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzyme glukoamilase sebagai katalis.

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan koil pendingin.

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C

Volume : 402,104 m³

Bahan : Carbon steel SA 285 grade C

Diameter : 8,000 m

Tinggi : 8,000 m

Tebal shell : 0,4375 in

Tebal head : 0,1875 in

Jumlah : 3 buah

Pengaduk

Jenis : six blades turbine

Diameter impeller : 2,6671 m

Panjang impeller : 10,4016 m

Jumlah baffle : 4 buah

Lebar baffle : 0,51 m

Kecepatan putar : 37 rpm
 Power pengaduk : 29,8827 Hp
 Power motor : 25 Hp
 Bahan : stainless steel SA 302 grade A
 Jumlah pengaduk : 1 buah

Koil pendingin

• Reaktor (R-04)

Luas perpindahan panas : 2.675,1784 ft²
 Panjang koil R-01 : 1.542,7788 ft
 Jumlah putaran : 20
 Panjang 1 putaran : 79,328 ft
 Tinggi koil : 9,938 ft

• Reaktor (R-05)

Luas perpindahan panas : 4.671,9319 ft²
 Panjang koil R-02 : 2.694,3464 ft
 Jumlah putaran : 34
 Panjang 1 putaran : 79,328 ft
 Tinggi koil : 16,89938 ft

• Reaktor (R-06)

Luas perpindahan panas : 4.861,3512 ft²
 Panjang koil R-02 : 2.803,5474 ft
 Jumlah putaran : 35
 Panjang 1 putaran : 79,328 ft

Tinggi koil : 17,391 ft

Harga : \$ 680.750,946

3. Evaporator (EV-01)

Tugas : menguapkan sebagian H₂O yang terkandung dalam produk.

Jenis : long tube vertical evaporator, single effect

Jumlah : 1

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 100°C

Bahan : Stainless steel SA 283 grade C

Dimensi evaporator

a. Dimensi shell

Diameter : 29 in

Baffle spacing : 14,5 in

Passes : 1

b. Dimensi tube

OD : 1,25 in

ID : 1,12 in

Jumlah tube : 91

Panjang : 16 ft

Pitch : 1 9/16 in, triangular pitch

Passes : 2

Harga : \$ 206.172,880

4. Gudang Bahan Baku (G-01)

Tugas : menyimpan bahan baku singkong untuk kebutuhan selama 14 hari

Bentuk : Gudang berbentuk persegi panjang beratap

Kondisi Ruangan : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C
Ukuran : Panjang = 15 m

Tinggi = 12 m

Lebar = 9 m

5. Gudang Karbon Aktif (G-02)

Tugas : menyimpan karbon aktif untuk kebutuhan selama 14 hari

Bentuk : Gudang berbentuk persegi panjang beratap

Kondisi Ruangan : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C
Ukuran : Panjang = 2,5 m

Tinggi = 2 m

Lebar = 3,5 m

6. Peleer (PE-01)

Tugas : mengupas bahan baku singkong sebanyak 9.041,4 kg/jam

Jenis : Roller Peeling R-OW-110-A

Power Motor : 80 hp

Harga : \$24.000

7. Washing Machine (WM-01)

Tugas : membersihkan singkong sebanyak 8.137,2kg/jam

Jenis : WM series

Bahan : Stainless Steel

Power Motor : 29,920 hp

Speed : 6 rpm

Harga : \$90.000

8. Rasper (RP-01)

Tugas : Memarut Singkong sebanyak 8.137,2 kg/jam

Jenis : Rasper Machine tipe CM840

Bahan : Stainlees Stell

Power motor : 74,8 hp

Harga : \$30.000

9. Tangki Pencampur (T-01)

Tugas : mencampurkan bubuk pati sebanyak 8.137,2 kg/jam dengan air (H₂O) sebanyak 8.137,2kg/jam.

Jenis : tangki silinder tegak, berpengaduk, conical roof

Fase : cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Spesifikasi : Diameter = 3,9257 m

Tinggi = 3,9257 m

Tebal Shell = Plat 1 = 0,1875 in

Plat 2 = 0,1875 in

Tebal Head = 0,1875 in

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel, SA-283 grade C

Pengaduk

Jenis : Six blades turbin

Diameter impeller : 0,96704 m

Panjang impeller : 0,24176 m

Jumlah baffle : 4 buah

Lebar baffle : 0,16439 m

Power pengaduk : 0,95616 Hp

Power motor : 1,5 Hp standard NEMA

Bahan : Stainless steel SA-302 Grade A

Jumlah pengaduk : 1 buah

Harga : \$376.342,399

10. Tangki pengendapan (T-02)

Tugas : mengendapkan cairan pati sebanyak 14.280,8 kg/jam
untuk memisahkan filtrat dan endapan nya.

Jenis : tangki silinder tegak, flat bottom, conical roof

Fase : cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Spesifikasi : Diameter = 4,572 m
 Tinggi = 4,572 m
 Tebal Shell = 0,1875 in
 Tebal Head = 0,1875 in

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel, SA-283 grade C

Harga : \$270.966,527

11. Tangki pati (T-03)

Tugas : menampung cairan pati sebanyak 9.282,5 kg/jam
 selama 1 minggu

Jenis : tangki silinder tegak, flat bottom, conical roof

Fase : cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Spesifikasi : Diameter = 18,288 m

Tinggi = 7,3152 m

Tebal Shell = Plat 1 = 0,5 in

Plat 2 = 0,4375 in

Plat 3 = 0,3125 in

Plat 4 = 0,25 in

Tebal Head = 0,75 in

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel, SA-283 grade C

Harga : \$887.189,281

12. Tangki gelatinisasi (T-04)

Tugas : untuk memecah ikatan pati pada suhu 105°C dengan menggunakan media steam jenuh pada suhu 120°C

Jenis : tangki silinder tegak, flat bottom, conical roof

Fase : cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 105°C

Spesifikasi : Diameter = 0,4041 m

Tinggi = 0,4041 m

Tebal Shell = 0,1875 in

Tebal Head = 0,1875 in

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel, SA-283 grade C

Harga : \$7.473,430

13. Tangki karbon aktif (T-05)

Tugas : untuk menyerap enzyme produk dari reaktor sakarifikasi (R-02)

Jenis : tangki silinder tegak, flat bottom, conical roof

Fase : cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C

Spesifikasi : Diameter = 3,6576 m

Tinggi = 3,6576 m

Tebal Shell = 0,1875 in

Tebal Head = 0,1875 in

Jenis Pengaduk : Marine propeller 3 blade

Diameter impeller : 1,2629 m

Jumlah baffle : 4

Lebar baffle : 0,1263 m

Kecepatan putaran: 50 rpm

Power motor : 0,25 Hp

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel, SA-283 grade C

Harga : \$335.262,575

14. Tangki produk (T-06)

Tugas : menampung produk sirup glukosa sebanyak 7.575,8 kg/jam selama 1 minggu.

Jenis : tangki silinder tegak, flat bottom, conical roof

Fase : cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Spesifikasi : Diameter = 15,24 m

Tinggi = 5,4864 m

Tebal Shell = Plat 1 = 0,5 in

Plat 2 = 0,375 in

Plat 3 = 0,25 in

Tebal Head = 0,75 in

Jumlah : 1 buah
 Bahan : Carbon Steel, SA-283 grade C
 Harga : \$516.962,557

15. Tangki α -amylase (T-07)

Tugas : menampung kebutuhan α -amylase selama 1 minggu
 sebanyak 917,2 kg.

Jenis : tangki silinder tegak, flat bottom, conical roof

Bahan : stainless steel

Fase : cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Spesifikasi : Diameter = 1,1047 m

Tinggi = 1,1047 m

Tebal Shell = 0,1875 in

Tebal Head = 0,1875 in

Jumlah : 1 buah

Harga : \$5.243,631

16. Tangki CaCl_2 (T-08)

Tugas : menyediakan kebutuhan CaCl_2 selama 1 minggu
 sebanyak 339,4 kg.

Jenis	: tangki silinder tegak berpengaduk, flat bottom, conical roof
Bahan	: Stainless steel
Fase	: cair
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	: Suhu = 30°C
Spesifikasi	: Diameter = 0,7514 m
	: Tinggi = 0,7514 m
	: Tebal Shell = 0,1875 in
	: Tebal Head = 0,1875 in
Jenis Pengaduk	: Marine propeller 3 blade
Diameter impeller	: 0,2505 m
Jumlah baffle	: 4
Lebar baffle	: 0,0250 m
Kecepatan putaran	: 320 rpm
Power motor	: 0,25 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$1.867,713

17. Tangki glukoamylase (T-09)

Tugas	: menampung kebutuhan glukoamylase selama 1 minggu sebanyak 1.143,6 kg.
Jenis	: tangki silinder tegak, flat bottom, conical roof
Bahan	: stainless steel

Fase : cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 30°C

Spesifikasi : Diameter = 1,1890 m
Tinggi = 1,1890 m

Tebal Shell = 0,1875 in

Tebal Head = 0,1875 in

Jumlah : 1 buah

Harga : \$5.985,799

18. Tangki HCl (T-10)

Tugas : menampung kebutuhan HCl selama 1 minggu
sebanyak 21.583 kg.

Jenis : tangki silinder tegak, flat bottom, conical roof

Bahan : stainless steel

Fase : cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 30°C

Spesifikasi : Diameter = 0,1469 m
Tinggi = 0,1469 m

Tebal Shell = 0,1875 in

Tebal Head = 0,1875 in

Jumlah : 1 buah

Harga : \$138,880

19. Tangki NaCl (T-11)

Tugas	: menampung kebutuhan NaCl untuk regenerasi resin pada kation exchanger (KE-01) selama 2 hari sebanyak 11,2232 m ³
Jenis	: tangki silinder tegak berpengaduk, flat bottom, conical roof
Bahan	: Stainless steel
Fase	: cair
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm Suhu = 30°C
Spesifikasi	: Diameter = 1,9264 m Tinggi = 3,8527 m
Jenis Pengaduk	: Marine propeller 3 blade
Diameter impeller	: 0,6421 m
Jumlah baffle	: 4
Lebar baffle	: 0,0642 m
Kecepatan putaran	: 209,788 rpm
Power motor	: 3 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$14.266,773

20. Tangki NaOH (T-12)

Tugas : menampung kebutuhan NaOH untuk regenerasi resin pada anion exchanger (AE-01) selama 2 hari sebanyak 0,7872 m³

Jenis : tangki silinder tegak berpengaduk, flat bottom,

conical roof

Bahan : Stainless steel

Fase : cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Spesifikasi : Diameter = 0,7944 m

Tinggi = 1,5889 m

Jenis Pengaduk : Marine propeller 3 blade

Diameter impeller : 0,2648 m

Jumlah baffle : 4

Lebar baffle : 0,0265 m

Kecepatan putaran: 320 rpm

Power motor : 0,05 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 2.896,636

21. Filter Press (FP-01)

Tugas : untuk memisahkan cake dengan filtrat pati yang keluar dar tangki pencampur

Jenis : plate and frame
Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 30°C
Ukuran Butiran : diameter partikel = 0.1 µm
Tebal cake : 0,0254 m
Waktu kerja filter : 24 jam
Ukuran frame : 1,5 x 1,5 m
Volume : 0,05175 m³
Jumlah frame : 28 buah
Harga : \$462,501

22. Filter Press (FP-02)

Tugas : untuk memisahkan karbon aktif dengan filtrat pati yang keluar dari tangki karbon aktif
Jenis : plate and frame
Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 60°C
Ukuran Butiran : diameter partikel = 0.1 µm
Tebal cake : 0,0254 m
Waktu kerja filter : 24 jam
Ukuran frame : 1,5 x 1,5 m
Volume : 0,05175 m³
Jumlah frame : 1 buah
Harga : \$462,501

23. Kation Exchanger (KE)

Tugas : menghilangkan kation Ca

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 60°C

Jenis : silinder tegak berisi tumpukan resin

Jenis resin : Zeolit

Jumlah : 2 buah

Diameter : 1,1045 m

Tinggi : 3,9506 m

Harga : \$5.037,35

24. Anion Exchanger (AE)

Tugas : menghilangkan anion Cl

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 60°C

Jenis : silinder tegak berisi tumpukan resin

Jenis resin : Duolit

Jumlah : 2 buah

Diameter : 1,1045 m

Tinggi : 31,0391 m

Harga : \$5.037,35

25. Heater (HE-01)

Tugas : memanaskan pati dari tangki pati (T-03) dari suhu 30°C menjadi 95°C sebanyak 9.282,5 kg/jam

Jenis	: <i>Double Pipe</i>
Beban Panas	: 944.297,1 Btu/jam
Luas Transfer Panas:	172,96 ft ²
Panjang hairpin	: 20 ft
Jumlah hairpin	: 5
UC	: 66,5 Btu/hr.ft ² .F
UD	: 58,7 Btu/hr.ft ² .F
Rdmin	: 0,002 hr.ft ² .F /Btu
Rd	: 0,002 hr.ft ² .F /Btu
<i>Inner Pipe :</i>	
- Fluida Dingin	: Pati (C ₆ H ₁₀ O ₅) dan Air (H ₂ O)
- IPS	: 3
- OD	: 3,5 in
- ID	: 3,068 in
<i>Annulus :</i>	
- Fluida Panas	: Steam
- IPS	: 4
- OD	: 4,5 in
- ID	: 4,026 in
Harga	: \$7.273,371

26. Cooler (CL-01)

Tugas : mendinginkan umpan dari gelatinisasi (T-04) dari suhu 105°C menjadi 95°C sebanyak 9.098,9 kg/jam

Jenis	: <i>Double Pipe</i>
Beban Panas	: 141.661 Btu/jam
Luas Transfer Panas:	9,437ft ²
Panjang hairpin	: 12 ft
Jumlah hairpin	: 1
UC	: 192,890 Btu/hr.ft ² .F
UD	: 139 Btu/hr.ft ² .F
Rdmin	: 0,002 hr.ft ² .F /Btu
Rd	: 0,002 hr.ft ² .F /Btu
<i>Inner Pipe</i> :	
- Fluida Panas	: Pati (C ₆ H ₁₀ O ₅) dan Air (H ₂ O)
- IPS	: 1 1/4
- OD	: 1,66 in
- ID	: 1,38 in
<i>Annulus</i> :	
- Fluida Dingin	: Water
- IPS	: 2
- OD	: 2,38 in
- ID	: 2,067 in
Harga	: \$1.442,494

27. Cooler (CL-02)

Tugas : mendinginkan umpan dari R-03 sebelum menuju R-04 dari suhu 95°C menjadi 60°C sebanyak 9106,3 kg/jam

Jenis : *Double Pipe*

Beban Panas : 524.873 Btu/jam

Luas Transfer Panas: 72,427 ft²

Panjang hairpin : 20 ft

Jumlah hairpin : 2

UC : 122,125 Btu/hr.ft².F

UD : 89 Btu/hr.ft².F

Rdmin : 0,002 hr.ft².F /Btu

Rd : 0,00293 hr.ft².F /Btu

Inner Pipe :

- Fluida dingin : water

- IPS : 3

- OD : 3,5 in

- ID : 3,068 in

Annulus :

- Fluida panas : Fluid Process

- IPS : 4

- OD : 4,5 in

- ID : 4,026 in

Harga : \$5.160,983

28. Cooler (CL-03)

Tugas : mendinginkan umpan dari EV-01 sebelum menuju T-06 dari suhu 100°C menjadi 30°C sebanyak 7.575,8 kg/jam

Jenis : *Shel and Tube*

Beban Panas : 640.495,451 Btu/jam

Luas Transfer Panas: 230,8488 ft²

Panjang : 12 ft

UC : 203,0547 Btu/hr.ft².F

UD : 77,3786 Btu/hr.ft².F

Rdmin : 0,002 hr.ft².F /Btu

Rd : 0,008 hr.ft².F /Btu

Shell Side :

- Fluida Panas : Fluid Process

- Baffle Space : 6

- Pass : 1

- ID : 12 in

Tube Side :

- Fluida dingin : Water

- Pass : 2

- Jumlah Tube : 98

- OD, BWG : ¾ in; 16

- ID : 0,620 in
 Harga : \$12.336,199

29. Silo (SL-01)

Tugas : Menampung bahan baku karbon aktif untuk kebutuhan
 14 hari dengan umpan 91,1 kg/jam

Jenis : Tangki silinder vertical dengan bagian bawah kerucut
 terpancung (cone)

Bahan : Carbon stell SA 283 grade C

Kondisi operasi : Suhu = 30°C

Tekanan = 1 atm

Diameter : 2,1436 m

Tinggi : H1 = 4,2872 m

H2 = 0,7145 m

Tebal shell : 0,1875 m

Harga : \$ 39.351,342

30. Belt Conveyer (BC-01)

Tugas : membawa singkong dari gudang bahan baku ke peeler
 sebanyak 9.014,4 kg/jam

Lebar belt : 20 in

Kecepatan belt : 18,45 fpm

Tinggi : 3 m

Sudut elevasi : 15°

Panjang belt : 11,59 m

Power motor : 0,083 Hp
 Harga : \$ 2.825,027

31. Belt Conveyer (BC-02)

Tugas : membawa singkong bersih dari peeler ke washing machine sebanyak 8.137,2 kg/jam

Lebar belt : 20 in
 Kecepatan belt : 16,61 fpm
 Tinggi : 3 m
 Sudut elevasi : 15°
 Panjang belt : 11,59 m
 Power motor : 0,083 Hp
 Harga : \$ 2.825,027

32. Belt Conveyer (BC-03)

Tugas : membawa singkong bersih dari washing machine ke rasper sebanyak 8.137,2 kg/jam

Lebar belt : 20 in
 Kecepatan belt : 16,61 fpm
 Tinggi : 3 m
 Sudut elevasi : 15°
 Panjang belt : 11,59 m
 Power motor : 0,083 Hp
 Harga : \$ 2.825,027

33. Belt Conveyor (BC-04)

Tugas	: membawa cake hasil FP-01 ke UPL sebanyak 1.993,6 kg/jam
Lebar belt	: 16 in
Kecepatan belt	: 6,43 fpm
Tinggi	: 3 m
Sudut elevasi	: 15°
Panjang belt	: 11,59 m
Power motor	: 0,05 Hp
Harga	: \$ 2.825,027

34. Belt Conveyor (BC-05)

Tugas	: membawa padatan (cake) hasil dari filter press (FP-02) ke UPL sebanyak 14,3 kg/jam
Lebar belt	: 14 in
Kecepatan belt	: 0,04 fpm
Tinggi	: 3 m
Sudut elevasi	: 15°
Panjang belt	: 11,59 m
Power motor	: 0,05 Hp
Harga	: \$ 2.825,027

35. Screw Conveyor (SC-01)

Tugas	: memindahkan parutan singkong dari rasper ke bucket elevator-01 sebanyak 8.137,2 kg/jam
-------	--

Jenis : Screw conveyor dengan feed hopper dan discharge chute.

Panjang : 100 ft

Elevasi : 12 ft

Diameter conveyer : 9 in

Kecepatan putar : 60 rpm

Power motor : 2 Hp

Torsi : 1.701,7 in lb

Harga : \$ 2.825,027

36. Bucket Elevator (BE-01)

Tugas : mengangkut parutan singkong dari belt conveyer (BC-04) ke tangki pencampur sebanyak 8.137,2 kg/jam

Ukuran bucket : 6 x 4 x 6 ¼ in

Jarak tiap bucket : 12 in

Kecepatan : 225 ft/min

Tebal belt : 7 in

Diameter pulley atas : 20 in

Diameter pulley bawah : 14 in

Jarak / tinggi elevasi : 2,901 m

Power motor : 0,25 Hp

Harga : \$ 282,967

37. Bucket Elevator (BE-02)

Tugas	: mengangkut karbon aktif dari tangki karbon aktif ke silo (SL-01) sebanyak 91,1 kg/jam
Ukuran bucket	: 6 x 4 x 6 ¼ in
Jarak tiap bucket	: 12 in
Kecepatan	: 225 ft/min
Tebal belt	: 7 in
Diameter pulley atas	: 20 in
Diameter pulley bawah	: 14 in
Jarak / tinggi elevasi	: 3,658 m
Power motor	: 0,05 Hp
Harga	: \$ 356,752

38. Screw Conveyor (SC-01)

Tugas	: Memindahkan parutan singkong dari spher e bucket elevator (BE-01) sebanyak 8.137,2 kg/jam
Jenis	: screw conveyor dengan feed hopper dan discharge chute
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C
Jarak horizontal	: 100 ft
Elevasi	: 12 ft
Kecepatan putaran:	125 rpm
Power motor	: 4 Hp
Torsi	: 1.565,3 in lb

Harga : \$ 8.918,792

39. Screw Conveyor (SC-02)

Tugas : memindahkan slurry dari tangki pencampur ke filter press (FP-01) sebanyak 16.274,5 kg/jam

Jenis : screw conveyor dengan feed hopper dan discharge chute

Bahan : Carbon steel SA-283 Grade C

Jarak horizontal : 100 ft

Elevasi : 12 ft

Kecepatan putaran: 125 rpm

Power motor : 4 Hp

Torsi : 1.565,3 in lb

Harga : \$ 8.918,792

40. Pompa (P-01)

Fungsi : Mengalirkan filtrat dari filter press ke tangki pengendapan sebanyak 14.280,8 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump

Tipe : Mixed flow impeller

Kapasitas : 63,245 gpm

Ukuran pipa

NPS : 3

Sch : 40

A't : 7,387 in²

ID	: 3,068 in
OD	: 3,5 in
Head pompa	: 15,513 ft
Tenaga pompa	: 0,485 Hp
Tenaga motor	: 0,75 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 3.560,9 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 376,044

41. Pompa (P-02)

Fungsi	: Mengalirkan limbah dari tangki pengendapan ke unit pengolahan limbah sebanyak 9.113,7 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed flow impeller
Kapasitas	: 22,18 gpm

Ukuran pipa

NPS	: 2.5
Sch	: 40
A't	: 4,784 in ²
ID	: 2,469 in
OD	: 2,875 in
Head pompa	: 8,363 ft
Tenaga pompa	: 0,217 Hp

Tenaga motor	: 0,333 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 3.351,9 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 131,879

42. Pompa (P-03)

Fungsi	: Mengalirkan cairan pati dari tangki pengendapan ke tangki pati sebanyak 9.282,5 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed flow impeller
Kapasitas	: 41,103 gpm
Ukuran pipa	
NPS	: 2.5
Sch	: 40
A't	: 4,784 in ²
ID	: 2,469 in
OD	: 2,875 in
Head pompa	: 24,757 ft
Tenaga pompa	: 0,539 Hp
Tenaga motor	: 0,75 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 2.021,8 rpm
Jumlah	: 1 buah

Harga : \$ 244,390

43. Pompa (P-04)

Fungsi : Mengalirkan cairan pati dari tangki pati ke HE-01
sebanyak 9.282,5 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump

Tipe : Mixed flow impeller

Kapasitas : 41,103 gpm

Ukuran pipa

NPS : 2,5

Sch : 40

A't : 4,784 in²

ID : 2,469 in

OD : 2,875 in

Head pompa : 8,636 ft

Tenaga pompa : 0,188 Hp

Tenaga motor : 0,25 Hp

Putaran standard : 3.500 rpm

Putaran spesifik : 4.454,1 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 244,390

44. Pompa (P-05)

Fungsi : Mengalirkan cairan pati dari HE-01 ke tangki
gelatinisasi sebanyak 9.282,5 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump
 Tipe : Axial flow impeller
 Kapasitas : 41,103 gpm

Ukuran pipa

NPS : 2,5
 Sch : 40
 A't : 4,784 in²
 ID : 2,469 in
 OD : 2,875 in
 Head pompa : 1,658 ft
 Tenaga pompa : 0,036 Hp
 Tenaga motor : 0,05 Hp
 Putaran standard : 3.500 rpm
 Putaran spesifik : 15.357,2 rpm
 Jumlah : 1 buah
 Harga : \$ 244,390

45. Pompa (P-06)

Fungsi : Mengalirkan cairan pati dari tangki gelatinisasi ke cooler (C-01) sebanyak 9.098,9 kg/jam
 Jenis : Single stage centrifugal pump
 Tipe : Mixed flow impeller
 Kapasitas : 40,287 gpm

Ukuran pipa

NPS	: 2,5
Sch	: 40
A't	: 4,784 in ²
ID	: 2,469 in
OD	: 2,875 in
Head pompa	: 9,363 ft
Tenaga pompa	: 0,192 Hp
Tenaga motor	: 0,25 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 4.383,7 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 239,542

46. Pompa (P-07)

Fungsi	: Mengalirkan cairan pati dari cooler (C-01) ke reaktor (R-01) sebanyak 9.098,9 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed flow impeller
Kapasitas	: 40,287 gpm

Ukuran pipa

NPS	: 2,5
Sch	: 40
A't	: 4,784 in ²

ID	: 2,469 in
OD	: 2,875 in
Head pompa	: 9,363 ft
Tenaga pompa	: 0,207 Hp
Tenaga motor	: 0,25 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 4.150,4 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 239,542

47. Pompa (P-08)

Fungsi	: Mengalirkan hasil reaksi dari reaktor (R-01) ke reaktor (R-02) sebanyak 9.106,3 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed flow impeller
Kapasitas	: 31,339 gpm

Ukuran pipa

NPS	: 2,5
Sch	: 40
A't	: 4.784 in ²
ID	: 2.469 in
OD	: 2.875 in
Head pompa	: 9,162 ft
Tenaga pompa	: 0,637 Hp

Tenaga motor	: 0,333 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 3.720,5 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 186,338

48. Pompa (P-09)

Fungsi	: Mengalirkan hasil reaksi dari reaktor (R-02) ke reaktor (R-03) sebanyak 9.106,3 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed flow impeller
Kapasitas	: 31,161 gpm
Ukuran pipa	
NPS	: 2.5
Sch	: 40
A't	: 4,784 in ²
ID	: 2,469 in
OD	: 2,875 in
Head pompa	: 9,159 ft
Tenaga pompa	: 0,219 Hp
Tenaga motor	: 0,333 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 3.711 rpm
Jumlah	: 1 buah

Harga : \$ 185,281

49. Pompa (P-10)

Fungsi : Mengalirkan hasil reaksi dari reaktor (R-03) ke cooler (C-02) sebanyak 9.106,3 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump

Tipe : Mixed flow impeller

Kapasitas : 31,161 gpm

Ukuran pipa

NPS : 2,5

Sch : 40

A't : 4,784 in²

ID : 2,469 in

OD : 2,875 in

Head pompa : 8,504 ft

Tenaga pompa : 0,203 Hp

Tenaga motor : 0,25 Hp

Putaran standard : 3.500 rpm

Putaran spesifik : 3.923,3 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 185,280

50. Pompa (P-11)

Fungsi : Mengalirkan cairan pati dari cooler (C-02) ke reaktor (R-04) sebanyak 9.106,3 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump
 Tipe : Mixed flow impeller
 Kapasitas : 41,103 gpm

Ukuran pipa

NPS : 2,5
 Sch : 40
 A't : 4,784 in²
 ID : 2,469 in
 OD : 2,875 in
 Head pompa : 26,707 ft
 Tenaga pompa : 0,637 Hp
 Tenaga motor : 0,75 Hp
 Putaran standard : 3.500 rpm
 Putaran spesifik : 1.663,1 rpm
 Jumlah : 1 buah
 Harga : \$ 185,280

51. Pompa (P-12)

Fungsi : Mengalirkan hasil reaksi dari reaktor (R-04) ke reaktor (R-05) sebanyak 9.113,2 kg/jam
 Jenis : Single stage centrifugal pump
 Tipe : Mixed flow impeller
 Kapasitas : 31,085 gpm

Ukuran pipa

NPS	: 2,5
Sch	: 40
A't	: 4,784 in ²
ID	: 2,469 in
OD	: 2,875 in
Head pompa	: 26,28 ft
Tenaga pompa	: 0,627 Hp
Tenaga motor	: 0,75 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 1.681,2 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 184,826

52. Pompa (P-13)

Fungsi	: Mengalirkan hasil reaksi dari reaktor (R-05) ke reaktor (R-06) sebanyak 9.113,2 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed flow impeller
Kapasitas	: 30,944 gpm

Ukuran pipa

NPS	: 2,5
Sch	: 40
A't	: 4,784 in ²

ID	: 2,469 in
OD	: 2,875 in
Head pompa	: 26,757 ft
Tenaga pompa	: 0,639 Hp
Tenaga motor	: 0,75 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 1.654,9 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 183,988

53. Pompa (P-14)

Fungsi	: Mengalirkan hasil reaksi dari reaktor (R-06) ke tangki karbon aktif sebanyak 9.113,2 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed flow impeller
Kapasitas	: 30,943 gpm
Ukuran pipa	
NPS	: 2,5
Sch	: 40
A't	: 4,784 in ²
ID	: 2,469 in
OD	: 2,875 in
Head pompa	: 12,369 ft
Tenaga pompa	: 0,295 Hp

Tenaga motor	: 0,333 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 2.951,9 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 183,980

54. Pompa (P-15)

Fungsi	: Mengalirkan cairan dari tangki karbon aktif ke filter press (FP-02) sebanyak 9.204,3 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed flow impeller
Kapasitas	: 30,943 gpm
Ukuran pipa	
NPS	: 2,5
Sch	: 40
A't	: 4,784 in ²
ID	: 2,469 in
OD	: 2,875 in
Head pompa	: 5,222 ft
Tenaga pompa	: 0,126 Hp
Tenaga motor	: 0,125 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 5.635,9 rpm
Jumlah	: 1 buah

Harga : \$ 183,980

55. Pompa (P-16)

Fungsi : Mengalirkan filtrate dari filter press (FP-02) ke kation exchanger sebanyak 9.100,9 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump

Tipe : Mixed flow impeller

Kapasitas : 30,893 gpm

Ukuran pipa

NPS : 2.5

Sch : 40

A't : 4,784 in²

ID : 2,469 in

OD : 2,875 in

Head pompa : 13,295 ft

Tenaga pompa : 0,317 Hp

Tenaga motor : 0,333 Hp

Putaran standard : 3.500 rpm

Putaran spesifik : 2.794,1 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 183,688

56. Pompa (P-17)

Fungsi : Mengalirkan cairan pati kation exchanger ke anion exchanger sebanyak 9.098,9 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump
 Tipe : Axial flow impeller
 Kapasitas : 30,889 gpm

Ukuran pipa

NPS : 2,5
 Sch : 40
 A't : 4,784 in²
 ID : 2,469 in
 OD : 2,875 in
 Head pompa : 3,663 ft
 Tenaga pompa : 0,087 Hp
 Tenaga motor : 0,125 Hp
 Putaran standard : 3.500 rpm
 Putaran spesifik : 7.346,7 rpm
 Jumlah : 1 buah
 Harga : \$ 183,663

57. Pompa (P-18)

Fungsi : Mengalirkan cairan dari anion exchanger ke evaporator sebanyak 9.098,9 kg/jam
 Jenis : Single stage centrifugal pump
 Tipe : Mixed flow impeller
 Kapasitas : 36,816 gpm

Ukuran pipa

NPS	: 2,5
Sch	: 40
A't	: 4,784 in ²
ID	: 2,469 in
OD	: 2,875 in
Head pompa	: 8,634 ft
Tenaga pompa	: 0,194 Hp
Tenaga motor	: 0,25 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 4.216,2 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 218,906

58. Pompa (P-19)

Fungsi	: Mengalirkan fluida dari evaporator ke cooler (C-03) sebanyak 7.575,8 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed flow impeller
Kapasitas	: 29,964 gpm

Ukuran pipa

NPS	: 2,5
Sch	: 40
A't	: 4,784 in ²

ID : 2,469 in
 OD : 2,875 in
 Head pompa : 8,488 ft
 Tenaga pompa : 0,172 Hp
 Tenaga motor : 0,25 Hp

Putaran standard : 3.500 rpm
 Putaran spesifik : 3.852,5 rpm

Jumlah : 1 buah
 Harga : \$ 178,159

59. Pompa (P-20)

Fungsi : Mengalirkan cairan dari cooler (C-03) ke tangki produk sebanyak 7.575,8 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump

Tipe : Mixed flow impeller

Kapasitas : 29,966 gpm

Ukuran pipa

NPS : 2,5
 Sch : 40
 A't : 4,784 in²
 ID : 2,469 in
 OD : 2,875 in
 Head pompa : 18,366 ft
 Tenaga pompa : 0,372 Hp

Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 2.159,5 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 178,159

60. Pompa (P-21)

Fungsi	: Mengalirkan H ₂ O menuju tangki pencampuran sebanyak 8.137,23 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Mixed flow impeller
Kapasitas	: 36,080 gpm
Ukuran pipa	
NPS	: 2,5
Sch	: 40
A't	: 4,784 in ²
ID	: 2,469 in
OD	: 2,875 in
Head pompa	: 8,388 ft
Tenaga pompa	: 0,182 Hp
Tenaga motor	: 0,25 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 4.265,4 rpm
Jumlah	: 1 buah

Harga : \$ 214,524

61. Pompa (P-22)

Fungsi : Mengalirkan α -amylase dari T-07 menuju reaktor R-01 sebanyak 5,459 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump

Tipe : Radial flow impeller

Kapasitas : 0,023 gpm

Ukuran pipa

NPS : 0,125

Sch : 40

A't : 0,0576 in²

ID : 0,269 in

OD : 0,405 in

Head pompa : 8,202 ft

Tenaga pompa : 0,0001 Hp

Tenaga motor : 0,05 Hp

Putaran standard : 3.500 rpm

Putaran spesifik : 109,74 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 178,159

62. Pompa (P-23)

Fungsi : Mengalirkan CaCl_2 dari T-08 menuju reaktor R-01 sebanyak 2,02 kg/jam

Jenis : Single stage centrifugal pump
 Tipe : Radial flow impeller
 Kapasitas : 0,004 gpm

Ukuran pipa

NPS : 0,125
 Sch : 40
 A't : 0,0576 in²
 ID : 0,269 in
 OD : 0,405 in
 Head pompa : 8,202 ft
 Tenaga pompa : 0,0001 Hp
 Tenaga motor : 0,05 Hp
 Putaran standard : 3.500 rpm
 Putaran spesifik : 46,4 rpm
 Jumlah : 1 buah
 Harga : \$ 178,159

63. Pompa (P-24)

Fungsi : Mengalirkan glucoamylase dari T-09 menuju reaktor R-04 sebanyak 6,807 kg/jam
 Jenis : Single stage centrifugal pump
 Tipe : Radial flow impeller
 Kapasitas : 0,026 gpm

Ukuran pipa

NPS	: 0,125
Sch	: 40
A't	: 0,0576 in ²
ID	: 0,269 in
OD	: 0,405 in
Head pompa	: 26,247 ft
Tenaga pompa	: 0,0006 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 48,7 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 178,159

64. Pompa (P-25)

Fungsi	: Mengalirkan HCl dari T-10 menuju reaktor R-04 sebanyak 0,0128 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Radial flow impeller
Kapasitas	: 0,00005 gpm

Ukuran pipa

NPS	: 0,125
Sch	: 40
A't	: 0,0576 in ²

ID	: 0,269 in
OD	: 0,405 in
Head pompa	: 26,247 ft
Tenaga pompa	: 0,000001 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 2,12 rpm
Jumlah	: 1 buah

65. Pompa (P-26)

Fungsi	: Mengalirkan H ₂ O menuju <i>washing machine</i> (WM-01) sebanyak 24.411,7 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Axial flow impeller
Kapasitas	: 108,262 gpm
Ukuran pipa	
NPS	: 4
Sch	: 40
A't	: 12,730 in ²
ID	: 4,026 in
OD	: 4,5 in
Head pompa	: 8,253 ft
Tenaga pompa	: 0,414 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp

Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 7.479,1 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 178,159

66. Pompa (P-27)

Fungsi	: Mengalirkan H ₂ O menuju tangki CaCl ₂ (T-08) sebanyak 1,313 kg/jam
Jenis	: Single stage centrifugal pump
Tipe	: Radial flow impeller
Kapasitas	: 0,0058 gpm
Ukuran pipa	
NPS	: 0,125
Sch	: 40
A't	: 0,0576 in ²
ID	: 0,269 in
OD	: 0,405 in
Head pompa	: 8,202 ft
Tenaga pompa	: 0,0003 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standard	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 55,1 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 178,159

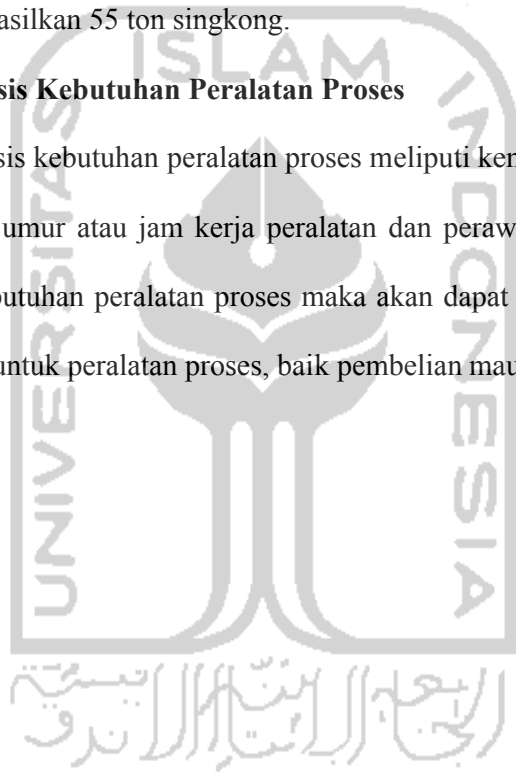
3.3 PERENCANAAN PRODUKSI

3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Analisa kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan pabrik. Bahan baku berupa singkong sebanyak 71.607,59 ton/tahun diperoleh dari perkebunan sendiri seluas 1.301,956 ha, dimana 1 ha bisa menghasilkan 55 ton singkong.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang digunakan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 LOKASI PABRIK

Lokasi pabrik merupakan salah satu yang paling penting dalam pendirian suatu pabrik untuk kelangsungan operasi pabrik. Banyak pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain : letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, letak pabrik dengan pasar penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial dan kemungkinan pengembangan di masa mendatang. Hal utama yang harus diperhatikan adalah suatu pabrik harus dilokasikan sedemikian rupa sehingga mempunyai biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin serta memiliki kemungkinan yang baik untuk dikembangkan.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut diatas, maka lokasi pabrik Sirup Glukosa (*Glucose Syrup*) ditetapkan di Kabupaten Lampung Tengah, provinsi Lampung dengan pertimbangan sebagai berikut :

4.1.1 Faktor Utama Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor utama ini mempengaruhi secara langsung tujuan utama pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produk. Faktor-faktor utama meliputi :

- a. Sumber Bahan Baku

Sumber bahan baku yang digunakan yaitu singkong paling banyak dihasilkan dari provinsi Lampung, dimana menurut data dari BPS, provinsi Lampung menghasilkan kurang lebih 7.927.764 ton / tahun.



b. Pemasaran

Sirup glukosa sebagian besar digunakan dalam industry makanan seperti penyedap rasa, pembuatan Mono Sodium Glutamat dan lain – lain. Lokasi tidak terlalu jauh dari kota – kota besar seperti Bandar Lampung, dan Jabodetabek sehingga pemasaran mudah dilakukan.

c. Penyediaan Air

Di dalam perencanaan pabrik ini, air diperlukan untuk memenuhi kebutuhan – kebutuhan selama berlangsungnya proses produksi. Air tersebut dipergunakan sebagai air proses, air sanitasi dan air umpan boiler. Kebutuhan akan air ini diperoleh dari Sungai Way Seputih.

d. Transportasi

Pengangkutan bahan baku dan produk mudah karena lokasi pabrik terletak dipinggir jalan raya. Selain itu kabupaten Lampung Tengah juga memiliki berbagai sarana penunjang diantaranya Bandara Raden Inten II serta memiliki pelabuhan Tulangbawang, pelabuhan Mesuji, Pelabuhan Kota Agung, pelabuhan Labuhan Maringgai, pelabuhan Teluk Betung, dan pelabuhan khusus Tarakan. Di Kabupaten Lampung Tengah telah ada sekitar 46 industri sehingga system transportasi untuk mengangkut bahan baku dan produk telah tersedia dengan baik.

e. Tenaga Kerja

Tenaga kerja sebagian besar akan diambil dari penduduk sekitar. Karena lokasinya cukup dekat dengan pemukiman penduduk, selain dapat

memenuhi kebutuhan tenaga kerja juga dapat membantu meningkatkan taraf hidup penduduk sekitarnya.

f. Keadaan geografis dan iklim.

Lokasi yang dipilih merupakan daerah bebas banjir, gempa dan angin topan, sehingga keamanan bangunan pabrik terjamin.

4.1.2 Faktor Penunjang Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor penunjang tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor penunjang meliputi :

a. Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan industri Lampung Tengah yang relatif tidak padat penduduknya sehingga masih memungkinkan untuk perluasan areal pabrik.

b. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik. Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain:

- Segi keamanan kerja terpenuhi.
- Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.

- Transportasi yang baik dan efisien.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana kesehatan, pendidikan, ibadah, hiburan, Bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4.2 TATA LETAK PABRIK

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian – bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan dan tempat penyimpanan bahan baku dan produk. Ditinjau dari segi hubungan yang satu dengan yang lain tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik dapat efisien dan kelancaran produksi dapat dijamin kelancarannya. Dalam penentuan tata letak pabrik harus diperhatikan penempatan alat-alat produksi sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi.

Selain peralatan yang tercantum dalam flow sheet proses, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, gudang, laboratorium, bengkel dan lain sebagainya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol, keamanan, dan ekonomi. Selain itu yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah penempatan alat-alat produksi sedemikian rupa sehingga dalam proses produksi dapat memberikan kenyamanan.

Hal-hal yang diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

a. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik dan penambahan bangunan dimasa mendatang harus sudah masuk dalam pertimbangan awal. Sehingga sejumlah area khusus sudah harus dipersiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas.

b. Keamanan

Faktor terberat dalam menentukan tata letak pabrik adalah faktor keamanan, yaitu keamanan terhadap bahaya kebakaran, ledakan, asap atau pun gas beracun. Sehingga meskipun sudah dilengkapi dengan alat - alat pengaman seperti *hydrant*, penahan ledakan, maupun asuransi pabrik, namun faktor-faktor pencegah harus tetap diadakan dengan maksud untuk memudahkan system pertolongan jika sewaktu-waktu terjadi hal-hal yang tidak diinginkan. Misalnya penyimpanan bahan baku dan produk pada area khusus, juga pemberian jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat rawan.

c. Luas area yang tersedia

Harga tanah menjadi faktor yang membatasi kemampuan penyediaan area, sehingga bila harga tanah sedemikian tinggi maka kadang - kadang diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian uang.

d. Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

e. Penempatan instalasi dan Utilitas

Distribusi gas, udara, air dan listrik memerlukan instalasi pada setiap pabrik, sehingga keteraturan penempatan instalasi akan membantu kemudahan kerja dan *maintenance*.

f. Jaringan jalan raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka diantara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Area ini terdiri dari :

- Daerah administrasi sebagai pusat administrasi dan keuangan pabrik.
- Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
- Fasilitas - fasilitas bagi karyawan seperti ; poliklinik, kantin, aula, dan masjid.

2. Daerah proses dan perluasan

Merupakan lokasi alat - alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya.

3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.

4. Daerah Utilitas dan pemadam kebakaran

Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

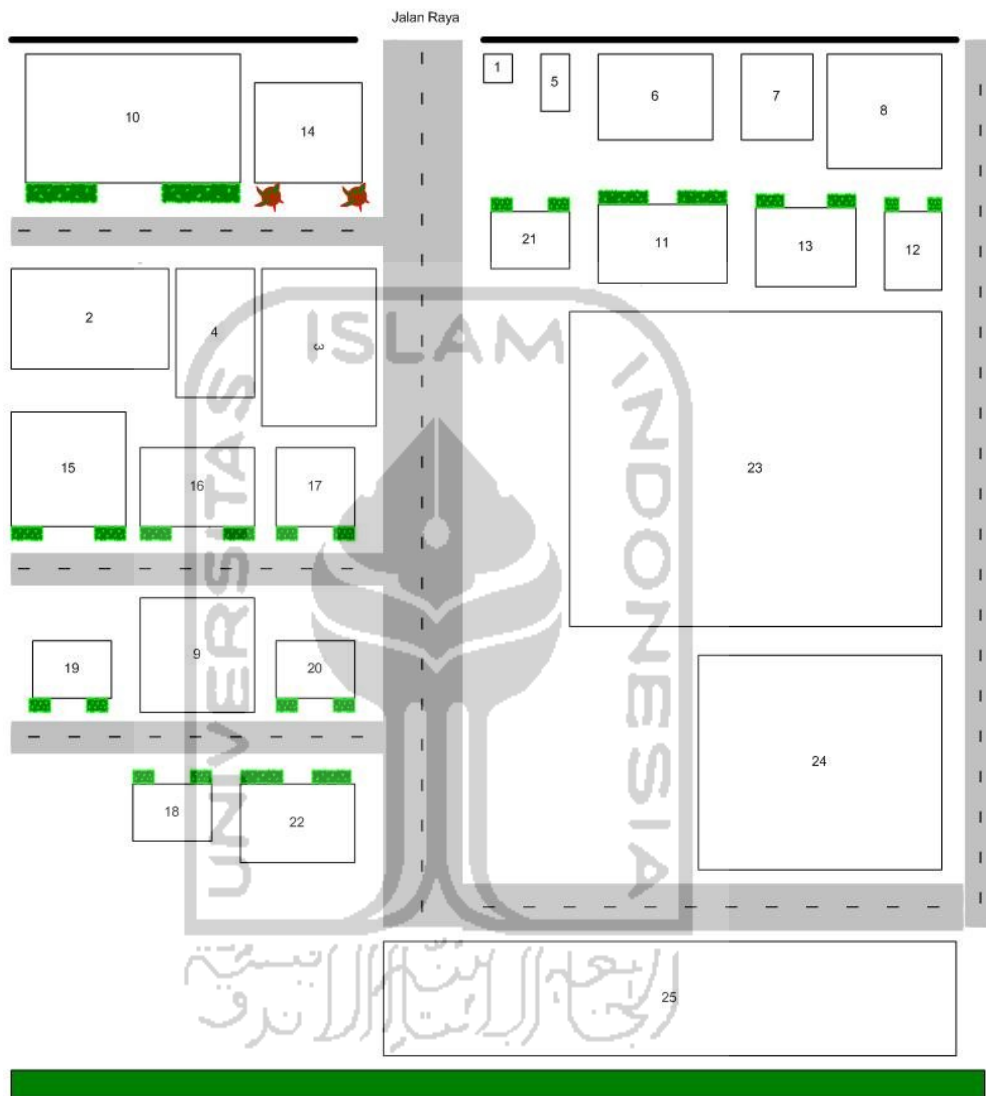
Dalam uraian diatas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

- a. Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b. Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai jalannya diagram alir proses.
- c. Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
- d. Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.
- e. Menggunakan seluruh area secara efektif.



LAY OUT PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI SINGKONG

KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN



Keterangan :

- | | | |
|-----------------------------|--------------------------------|----------------------------|
| 1. Pos Satpam | 9. Masjid | 18. Bengkel |
| 2. Parkir Tamu dan Karyawan | 10. Kantor Utama | 19. Gudang Alat |
| 3. Mess Karyawan | 11. Control Room Process | 20. Poliklinik |
| 4. Mess Tamu | 12. Control Room Utility | 21. Gudang Bahan Kimia |
| 5. Ruang Timbang Truk | 13. Laboratorium | 22. Unit Pemadam Kebakaran |
| 6. Parkir Truk | 14. Kantor Teknik dan Produksi | 23. Area Proses |
| 7. Gudang Bahan Baku | 15. Aula | 24. Area Utilitas |
| 8. Tangki Produk | 16. Kantin | 25. Perluasan |
| | 17. Koperasi | |

Skala 1 : 1000



Gambar 4.1 Lay Out Pabrik Sirup Glukosa

Tabel 4.1 Areal bangunan Pabrik Sirup Glukosa

Luas Tanah : 24.400 m²

Bangunan	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
Pos Keamanan	5	5	25
Parkir Tamu dan Karyawan	30	20	600
Parkir Truk	20	15	300
Ruang Timbang Truk	5	10	50
Kantor Utama	40	25	1.000
Kantor Produksi	20	20	400
Control Room Process	25	15	375
Control Room Utility	15	10	150
Area Proses	70	60	4.200
Area Utilitas	45	40	1.800
Laboratorium	20	15	300
Gudang Alat	15	10	150
Gudang Bahan Kimia	15	10	150
Bengkel	15	10	150
Poliklinik	15	10	150
Masjid	20	20	400

Kantin	20	15	300
Koperasi	15	15	225
Unit Pemadam Kebakaran	20	15	300
Mess Direksi / Tamu	25	15	375
Mess Karyawan	30	20	600
Aula	20	20	400
Perluasan	100	20	2.000
Jalan, Taman, dll.			10.000
	Luas Area		24.400

4.3 TATA LETAK ALAT PROSES

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

a. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan elevasi pipa, dimana untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

b. Aliran udara

Aliran udara didalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan kerja. Juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

c. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat – tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

d. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

e. Tata letak alat proses

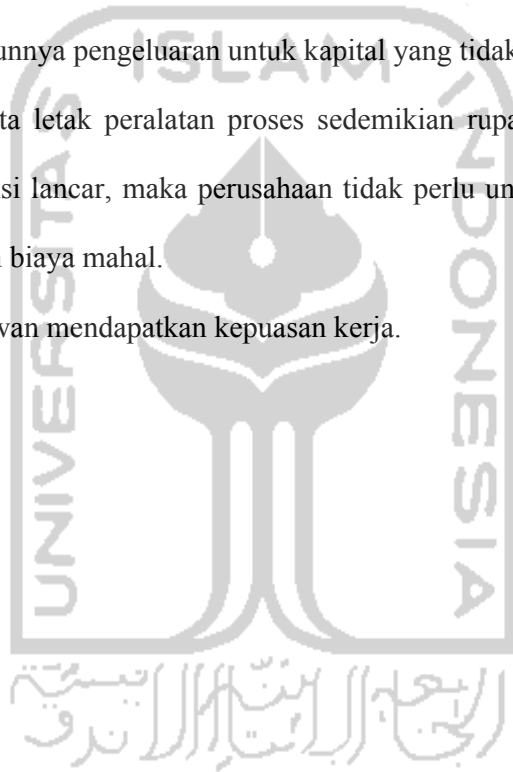
Dalam menempatkan alat – alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

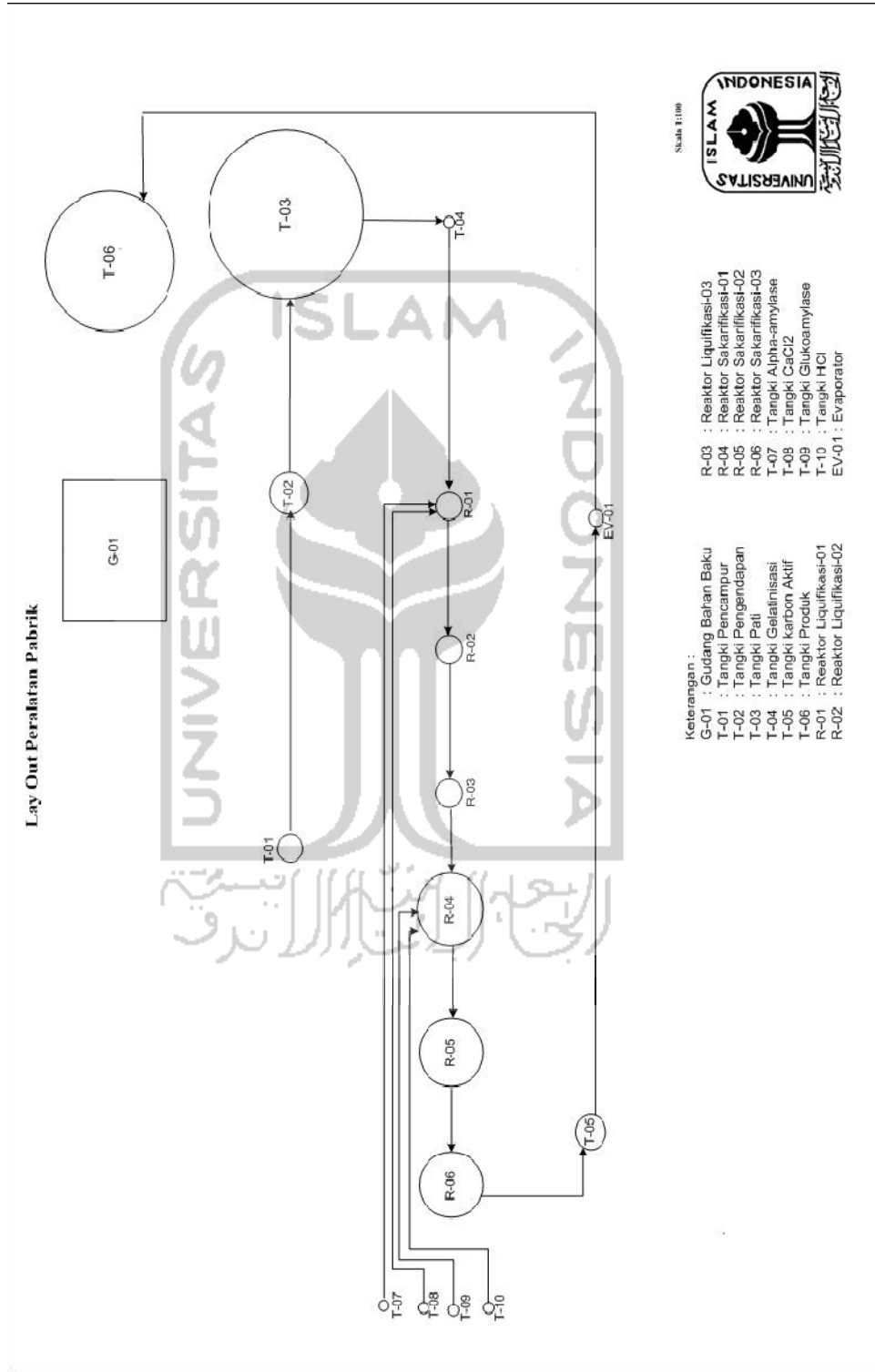
f. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan yang tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

Tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai.
3. Biaya material handling menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
5. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.





Gambar 4.2 Tata letak peralatan pabrik sirup glukosa

4.4 ALIRAN PROSES DAN MATERIAL

4.4.1 Neraca Massa Total

Dibawah inimerupakan neraca massa total dari proses pembuatan sirup glukosa :

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Singkong	9.041,4	8.137,2
Kulit singkong	0	904,1
$C_6H_{10}O_5$	6.509,8	900,9
H_2O	33.769,5	33.260,2
Kadar abu	81,4	81,4
Kadar protein	122,1	122,1
Serat kasar	203,4	203,4
$(C_6H_{10}O_5)_n$	0	0,003
$C_6H_{12}O_6$	0	3.954,6
$C_{12}H_{22}O_{11}$	0	2.163,6
α -amylase	5,5	5,5
$CaCl_2$	2,0	2,0
HCl	0,01	0,01

Glukoamylase	6,8	6,8
Karbon aktif	91,1	91,1
Total	49.832,9	49.832,9

4.4.2 Neraca Massa Tiap Alat

- **Peeler**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
Singkong	9.041,4	kulit singkong	904,1
		singkong bersih	8.137,2
Total	9.041,4	Total	9.041,4

- **Washing machine**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
singkong bersih	8.137,2	H ₂ O+kotoran	24.411,7
H ₂ O	24.411,7	singkong bersih	8.137,2
Total	32.548,9	Total	32.548,9

- **Rasper**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
singkong bersih	8.137,2	parutan singkong	8.137,2
Total	8.137,2	Total	8.137,2

- **Tangki pencampur (T-01)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	6.509,8	C ₆ H ₁₀ O ₅	6.509,8
H ₂ O	1.220,6	H ₂ O	9.357,8
kadar abu	81,4	kadar abu	81,4
kadar protein	122,1	kadar protein	122,1
serat kasar	203,4	serat kasar	203,4
Penambahan			
H ₂ O	8.137,2		
Total	16.274,5	Total	16.274,5

- **Filter Press (FP-01)**

Arus masuk	Arus keluar

Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	6.509,8	cake	
H ₂ O	9.357,8	C ₆ H ₁₀ O ₅	651,0
kadar abu	81,4	H ₂ O	935,8
kadar protein	122,1	kadar abu	81,4
serat kasar	203,4	kadar protein	122,1
		serat kasar	203,4
		filtrat	
		C ₆ H ₁₀ O ₅	5.858,8
		H ₂ O	8.422,0
Total	16.274,5	Total	16.274,5

- **Tangki Pengendapan (T-02)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	5.858,8	limbah cair	
H ₂ O	8.422,0	C ₆ H ₁₀ O ₅	249,9
		H ₂ O	4.748,4
		filtrat	
		C ₆ H ₁₀ O ₅	5.608,9
		H ₂ O	3.673,7
Total	14.280,8		14.280,8

- **Tangki Pati (T-03)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	5.608,9	C ₆ H ₁₀ O ₅	5.608,9
H ₂ O	3.673,6	H ₂ O	3.673,7
Total	9.282,5	Total	9.282,5

- **Tangki gelatinisasi (T-04)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	5.608,9	C ₆ H ₁₀ O ₅	5.608,9
H ₂ O	3.673,7	H ₂ O	3490,0
		teruapkan	
		H ₂ O	183,7
Total	9.282,5	Total	9.282,5

- **Reaktor likuifikasi (R-01)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	5.608,9	C ₆ H ₁₀ O ₅	112,2
H ₂ O	3.490,0	(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	4.086,4
Penambahan		H ₂ O	3.394,9
a-amylase	5,5	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	1.170,8
CaCl ₂	2,0	C ₆ H ₁₂ O ₆	334,5
		a-amylase	5,5
		CaCl ₂	2,0
Total	9.106,3	Total	9.106,3

- **Reaktor likuifikasi (R-02)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
$C_6H_{10}O_5$	112,2	$C_6H_{10}O_5$	0,04
$(C_6H_{10}O_5)_n$	4.086,4	$(C_6H_{10}O_5)_n$	4.190,4
H_2O	3.394,9	H_2O	3.394,4
$C_{12}H_{22}O_{11}$	1.170,8	$C_{12}H_{22}O_{11}$	1.178,9
$C_6H_{12}O_6$	334,5	$C_6H_{12}O_6$	335,2
a-amylase	5,5	a-amylase	5,5
$CaCl_2$	2,0	$CaCl_2$	2,0
Total	9.106,3	Total	9.106,3

- **Reaktor likuifikasi (R-03)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
$C_6H_{10}O_5$	0,04	$C_6H_{10}O_5$	0
$(C_6H_{10}O_5)_n$	4.190,3	$(C_6H_{10}O_5)_n$	4.190,4
H_2O	3.394,4	H_2O	3.394,4
$C_{12}H_{22}O_{11}$	1.178,9	$C_{12}H_{22}O_{11}$	1.178,9
$C_6H_{12}O_6$	335,2	$C_6H_{12}O_6$	335,2
a-amylase	5,5	a-amylase	5,5
$CaCl_2$	2,0	$CaCl_2$	2,0

Total	9.106,3	Total	9.106,3
-------	----------------	-------	----------------

- **Reaktor sakarifikasi (R-04)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_n$	4.190,4	$(C_6H_{10}O_5)_n$	404,6
H ₂ O	3.394,4	H ₂ O	3.023,6
C ₆ H ₁₂ O ₆	335,2	C ₆ H ₁₂ O ₆	3.544,4
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	1.178,9	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2.126,3
a-amylase	5,5	a-amylase	5,5
CaCl ₂	2,0	CaCl ₂	2,0
Penambahan		HCl	0,01
HCl	0.01	Glukoamylase	6,8
Glukoamylase	6.8		
Total	9.113,2	Total	9.113,2

- **Reaktor sakarifikasi (R-05)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_n$	404,6	$(C_6H_{10}O_5)_n$	3,8
H ₂ O	3.023,6	H ₂ O	2.981,0
C ₆ H ₁₂ O ₆	3.544,4	C ₆ H ₁₂ O ₆	3.950,5

$C_{12}H_{22}O_{11}$	2.126,3	$C_{12}H_{22}O_{11}$	2.163,5
a-amylase	5,5	a-amylase	5,5
$CaCl_2$	2,0	$CaCl_2$	2,0
HCl	0,01	HCl	0,01
Glukoamylase	6,8	Glukoamylase	6,8
Total	9.113,2	Total	9.113,2

- **Reaktor sakarifikasi (R-06)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_n$	3,8	$(C_6H_{10}O_5)_n$	0,003
H_2O	2.981,0	H_2O	2.980,6
$C_6H_{12}O_6$	3.950,5	$C_6H_{12}O_6$	3.954,6
$C_{12}H_{22}O_{11}$	2.163,5	$C_{12}H_{22}O_{11}$	2.163,6
a-amylase	5,5	a-amylase	5,5
$CaCl_2$	2,0	$CaCl_2$	2,0
HCl	0,01	HCl	0,01
Glukoamylase	6,8	Glukoamylase	6,8
Total	9.113,2	Total	9.113,2

- **Tangki karbon aktif (T-05)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
H ₂ O	2.980,6	H ₂ O	2.980,6
a-amylase	5,5	a-amylase	5,5
CaCl ₂	2,0	CaCl ₂	2,0
Glukoamylase	6,8	glukoamylase	6,8
HCl	0,01	HCl	0,01
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,003	(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,003
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2.163,6	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2.163,6
C ₆ H ₁₂ O ₆	3.954,6	C ₆ H ₁₂ O ₆	3.954,6
Penambahan karbon aktif	91,1	karbon aktif	91,1
Total	9.204,3	Total	9.204,3

- **Filter Press (FP-02)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
H ₂ O	2.980,6	cake	
CaCl ₂	2,0	karbon aktif	91,1
HCl	0,01	a-amylase	5,5
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,003	glukoamylase	6,8
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2.163,6	filtrat	
C ₆ H ₁₂ O ₆	3.954,6	H ₂ O	2.980,6
a-amylase	5,5	CaCl ₂	2,0
Glukoamylase	6,8	HCl	0,01
karbon aktif	91,1	(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,003
		C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2.163,6
		C ₆ H ₁₂ O ₆	3.954,6
Total	9.204,3	Total	9.204,3

- **Kation Exchanger (KEU-01)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
H ₂ O	2.980,6	H ₂ O	2.980,6
CaCl ₂	2,0	CaCl ₂	2,0
HCl	0,01	HCl	0,01
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,003	(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,003
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2.163,6	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2.163,6
C ₆ H ₁₂ O ₆	3.954,6	C ₆ H ₁₂ O ₆	3.954,6
Total	9.100,9	Total	9.100,9

- **Anion Exchanger (AEU-01)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
H ₂ O	2.980,6	H ₂ O	2.980,6
HCl	0,01	HCl	0,01
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,003	(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,003
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2.163,6	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2.163,6
C ₆ H ₁₂ O ₆	3.954,6	C ₆ H ₁₂ O ₆	3.954,6
Total	9.098,9	Total	9.098,9

- **Evaporator (EV-01)**

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	Jumlah (kg/jam)	Komponen	Jumlah (kg/jam)
H ₂ O	2.980,6	H ₂ O	1.457,5
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,003	(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,003
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2.163,6	C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2.163,6
C ₆ H ₁₂ O ₆	3.954,6	C ₆ H ₁₂ O ₆	3.954,6
		teruapkan	
		H ₂ O	1.523,1
Total	9.098,9	Total	9.098,9

- **Tangki Produk (T-06)**

Komponen	Input (kg/jam)
H ₂ O	1.457,5
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0,003
C ₆ H ₁₂ O ₆	2.163,6
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	3.954,6
Total	7.575,8

4.4.3 Neraca Panas

Suhu referensi = 25°C

- **Tangki gelatinisasi**

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
(C ₆ H ₁₀ O ₅)	47,0	53,7
H ₂ O	301.662,5	325.201,2
Panas penguapan	-	117.732,9
Beban panas	141.278,3	-
Total	442.987,8	442.987,8

- **Reaktor 01**

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
C ₆ H ₁₀ O ₅	47,0	0,9

$(C_6H_{10}O_5)_n$	-	3.422,8
H_2O	286.579,4	278.772,1
$C_{12}H_{22}O_{11}$	-	11.866,7
$C_6H_{12}O_6$	-	3.199,7
a-amylase	240,5	240,5
$CaCl_2$	20,4	20,4
Panas reaksi	-1.663.413,9	-
Panas yang dibuang	-	-1.674.049,4
Total	-1.376.526,6	-1.376.526,6

• **Reaktor 02**

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$C_6H_{10}O_5$	0,9	-
$(C_6H_{10}O_5)_n$	3.422,8	3.509,8
H_2O	278.772,1	278.732,0

$C_{12}H_{22}O_{11}$	11.866,7	11.948,6
$C_6H_{12}O_6$	3.199,7	3.205,4
a-amylase	240,5	240,5
$CaCl_2$	20,4	20,4
Panas reaksi	-1.711.927,7	-
Panas yang dibuang	-	-1.712.061,6
Total	-1.414.404,9	-1.414.404,9

- **Reaktor 03**

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$C_6H_{10}O_5$	-	-
$(C_6H_{10}O_5)_n$	3.509,8	3.509,9
H_2O	278.732,0	278.732,0
$C_{12}H_{22}O_{11}$	11.948,6	11.948,6
$C_6H_{12}O_6$	3.205,4	3205,4
a-amylase	240,5	240,5
$CaCl_2$	20,4	20,4
Panas reaksi	-1.712.071,8	-

Panas yang dibuang	-	-1.712.071,8
Total	-1.414.415,0	-1.414.415,0

- **Reaktor 04**

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_n$	1.754,9	169,4
H ₂ O	142.540,0	126.969,8
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	5.974,3	10.774,9
C ₆ H ₁₂ O ₆	1.602,7	16.948,3
a-amylase	120,2	120,2
CaCl ₂	10,2	10,2
Glukoamylase	149,9	149,9
HCl	0,2	0,2
Panas reaksi	-2.727.742,8	-
Panas yang dibuang	--	-2.730.732,9
Total	-2.575.590,2	-2.575.590,2

- **Reaktor 05**

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_n$	169,4	1,6
H_2O	126.969,8	125.182,1
$C_{12}H_{22}O_{11}$	10.774,9	10.963,7
$C_6H_{12}O_6$	16.948,3	18.890,3
a-amylase	120,2	120,2
$CaCl_2$	10,2	10,2
Glukoamylase	149,9	149,9
HCl	0,2	0,2
Panas reaksi	-5.789.915,1	-
Panas yang dibuang	-	-5.789.955,2
Total	-5.634.771,9	-5.634.771,9

- **Reaktor 06**

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_n$	1,6	1,6

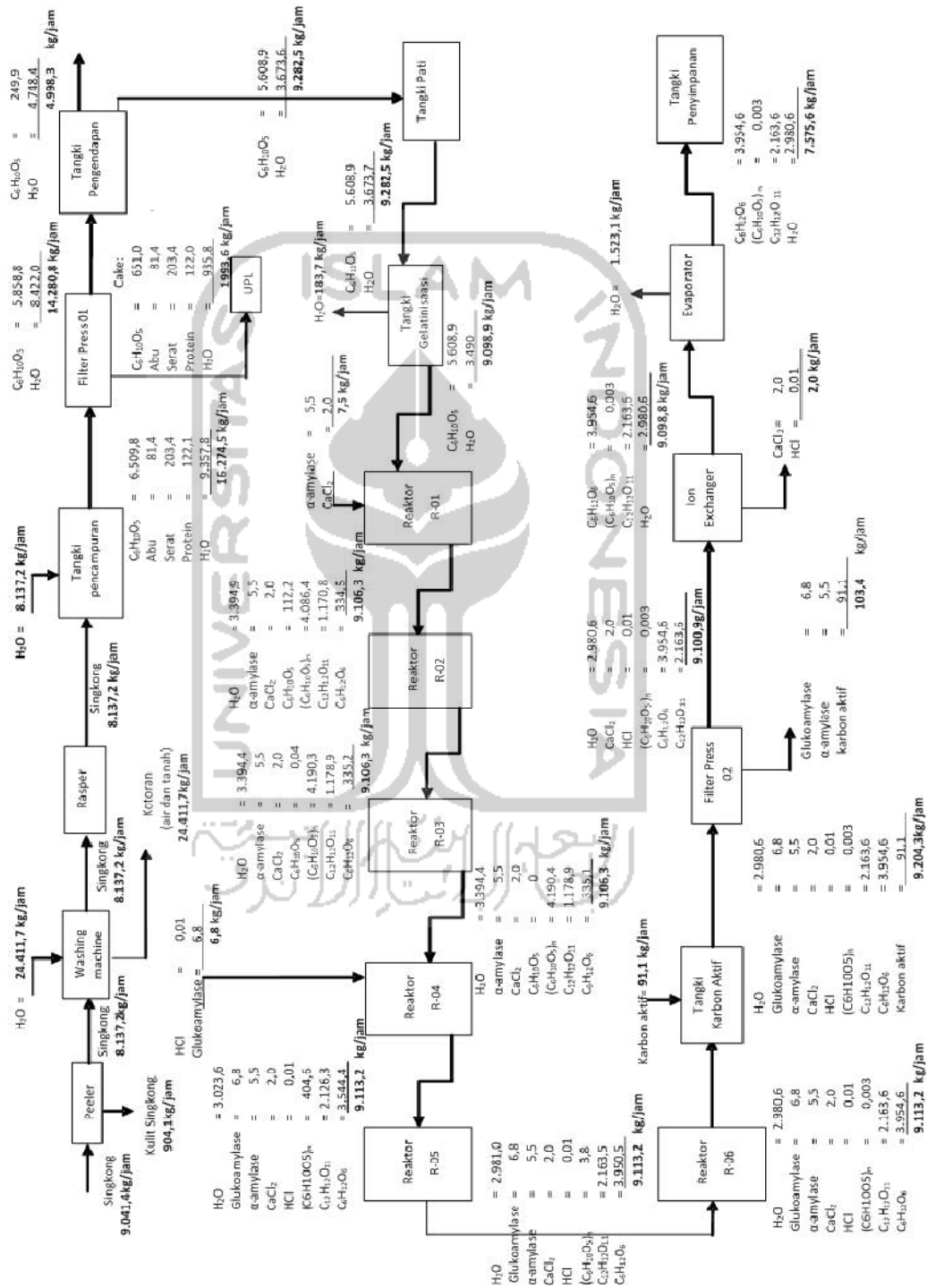
H ₂ O	125.182,1	125.182,1
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	10.963,7	10.963,7
C ₆ H ₁₂ O ₆	18.890,3	18.890,3
a-amylase	120,2	120,2
CaCl ₂	10,2	10,2
Glukoamylase	149,9	149,9
HCl	0,2	0,2
Panas reaksi	-6.093.671,6	-
Panas yang dibuang	--	-6.093.072,8
Total	-5.938.353,4	-5.938.353,4

- **Evaporator**

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	-	-
H ₂ O	125.164,8	127.784,1
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	10.964,3	23.495,0
C ₆ H ₁₂ O ₆	18.909,7	40.520,8
Panas Penguapan	191.800,0	-

Beban panas	--	1.015.787,5
Total	1.170.826,4	1.170.826,4





Gambar 4.3 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Sirup Glukosa

4.5 PERAWATAN (*MAINTENANCE*)

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat – alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat – alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Peralatan alat – alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap – tiap alat. Perawatan mesin tiap – tiap alat meliputi :

a. Over haul 1x1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian – bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

b. Repairing

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian – bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor – faktor yang mempengaruhi *maintenance* :

- Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

- Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan sering dibersihkan.

- Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 UTILITAS

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai dengan keinginan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi di dalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pembangkit Steam
3. Unit Pembangkit Listrik

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Penyediaan Udara Tekan

4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air disuatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik sirup glukosa ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Way Seputih. Penggunaan air sungai Way Seputih sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Biaya lebih rendah dibanding biaya dari sumber air lainnya
- Jumlah air sungai Way Seputih lebih banyak dibanding dari air sumur
- Letak sungai tidak jauh dari lokasi pabrik

Air yang diperlukan dilingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor – faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengolahannya dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

2. Air umpan boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

a. Zat – zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan asam, gas – gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 , masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

b. Zat yang menyebabkan kerak (*scale forming*)

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesalahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam – garam karbonat dan silica.

c. Zat yang menyebabkan foaming

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bias menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

3. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi.

Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid.

Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu :

a. Syarat fisika, meliputi :

- Suhu : dibawah suhu udara

- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi :

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri, terutama bakteri yang patogen.

4. Air Proses

Air Proses ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air dalam proses antara lain pada *washing machine*, tangki pencampur dan tangki pelarut CaCl_2 .

Unit penyediaan dan pengolahan air meliputi :

a. Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada disekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *disinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu :

- $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai *flokulan*.
- Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai *flokulan*.

Air baku dimasukkan ke dalam clarifier untuk mengendapkan lumpur dan partikel lainnya, dengan menginjeksikan aluminium ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$) koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah clarifier dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir clarifier secara overflow, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan keluar *clarifer turbidit-nya* akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

b. Penyaringan

Air dari *clarifer* dimasukkan ke dalam sand filter untuk menahan / menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau terbawa bersama air dari *clarifer*. Air keluar dari sand filter dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan kedalam suatu tangki penampung (*Filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit dimineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

c. Dimineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam - garam murni terlarut. Proses dimineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

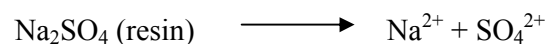
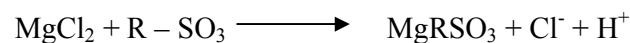
Adapun tahap - tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

1. Kation Exchanger

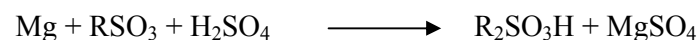
Kation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung dalam air diganti dengan ion-ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Sehingga air yang keluar dari *kation tower* adalah air yang mengandung *anion* dan ion H^+

Reaksi :



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.



2. Anion Exchanger

Anion *exchanger* berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi ;



Dalam waktu tertentu, *anion resin* ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

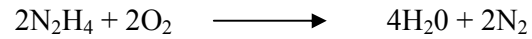
Reaksi :



3. Daerasi

Daerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (polish water) dipompakan kedalam daerator dan diinjeksikan *Hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (scale) pada tube boiler.

Reaksi :



Air yang keluar dari daerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler. (*Boiler feed water*)

d. Pendinginan dan Menara pendingin

Air yang telah digunakan dalam cooler, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan dalam *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit pendinginan pabrik.

4.6.1.1 Perhitungan Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.2. Kebutuhan air untuk pendingin (kg/jam)

No	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Cooler 1 (C-01)	1.787,1
2.	Cooler 2 (C-02)	9.106,3
3.	Cooler 3 (C-03)	7.575,6
4.	Koil pendingin R-01	55.801,5
5.	Koil pendingin R-02	57.068,6
6.	Koil pendingin R-03	57.069,03
7.	Koil pendingin R-04	136.536,6

8.	Koil pendingin R-05	289.497,8
9.	Koil pendingin R-06	304.683,6
	Jumlah	919.126,5

Air pendingin 80% dimanfaatkan kembali, maka make up yang diperlukan = 20%, sehingga :

Make up air pendingin = $20\% \times 919.126,5 \text{ kg/jam} = 183.825,3 \text{ kg/jam}$

Air pendingin yang harus didinginkan kembali di cooling tower = $735.301,2 \text{ kg/jam}$.

2. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4.3 Kebutuhan air untuk pembangkit steam

No	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Heater 1 (HE-01)	464,5
2.	T-04	24,5
3.	Evaporator	1.956,1
	Jumlah	2.445,2

Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan 20%, sehingga :

Make up steam = $20\% \times 2.445,2 \text{ kg/jam} = 489 \text{ kg/jam}$

Kondesat sirkulasi = 1.956,1 kg/jam

3. Air Proses

Tabel 4.4 Kebutuhan air untuk proses

No.	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Washing machine	24.411,7
2.	Tangki pencampuran	8.137,2
3.	Tangki pelarut CaCl ₂	1,3
	Jumlah	32.550,2

4. Air Untuk Keperluan Perkantoran dan Pabrik

Tabel 4.5 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran dan Pabrik

No.	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Air kantor	906,2
2.	Air rumah tangga	2.625
3.	Laboratorium	353,1
4.	Poliklinik	353,1
5.	Kantin, masjid, taman	353,1
	Jumlah	4.590,6

Kebutuhan air total = $(183.825,3 + 4.590,6 + 489,0 + 32.550,2)$ kg/jam
 = 221.455,2 kg/jam

Diambil angka keamanan 10% = $1,1 \times 221.455,2$ kg/jam = 243.600,7
 kg/jam

4.6.2 Unit Pembangkit Steam

Unit Ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (Boiler) dengan spesifikasi Kapasitas : 1.956,1 kg/jam

- Tekanan : 28,8 psia
- Jenis : Fire Tube Boiler
- Jumlah : 1 buah

Kebutuhan *steam* digunakan untuk alat-alat penukar panas. Untuk memenuhi kebutuhan ini digunakan Boiler dengan jenis *boiling feed water boiler* pipa api (*fire tube boiler*), karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

1. Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
2. Tidak memerlukan *flange* tebal untuk *shell*, sehingga harganya lebih murah.
3. Tidak memerlukan tembok dan batu tahan api.
4. Pemasangannya murah.
5. Memerlukan ruang dengan ketinggian yang rendah.
6. Beroperasi dengan baik pada beban yang naik turun.

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve sistem* dan pengaman - pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silica, O₂, Ca, Mg yang mungkin masih terikut, dengan jalan menambahkan bahan - bahan kimia kedalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu rendah korosifitasnya tinggi.

Sebelum masuk *boiler*, umpan dimasukkan dahulu kedalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Didalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 100 – 120 °C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Didalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (burner) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air didalam boiler menyerap panas dari dinding - dinding dan pipa - pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai menjadi tekanan 2 bar, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.6.3 Unit Pembangkit Listrik

Unit ini bersedia untuk memenuhi kebutuhan listrik. Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generstor diesel.

Unit yang membutuhkan listrik dengan antara lain :

- a. Listrik untuk keperluan alat proses = 251,594 kW
- b. Listrik untuk keperluan alat Utilitas = 61,028 kW
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 134,412 kW
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 168,015 kW

Tabel 4.6 kebutuhan listrik untuk keperluan proses

Kode Alat	Nama Alat	Power (Hp)
P-01	Pompa-01	0,750
P-02	Pompa-02	0,333
P-03	Pompa-03	0,750
P-04	Pompa-04	0,250
P-05	Pompa-05	0,050
P-06	Pompa-06	0,250
P-07	Pompa-07	0,250
P-08	Pompa-08	0,333
P-09	Pompa-09	0,333
P-10	Pompa-10	0,250
P-11	Pompa-11	0,750
P-12	Pompa-12	0,750
P-13	Pompa-13	0,750
P-14	Pompa-14	0,750
P-15	Pompa-15	0,167
P-16	Pompa-16	0,500
P-17	Pompa-17	0,125
P-18	Pompa-18	0,250
P-19	Pompa-19	0,250

P-20	Pompa-20	0,500
P-21	Pompa-21	0,200
P-22	Pompa-22	0,050
P-23	Pompa-23	0,050
P-24	Pompa-24	0,050
P-25	Pompa-25	0,050
BC-01	Belt Conveyor-01	0,083
BC-02	Belt Conveyor-02	0,083
BC-03	Belt Conveyor-03	0,083
BC-04	Belt Conveyor-04	0,050
BC-05	Belt Conveyor-05	0,050
BE-01	Bucket Elevator-01	0,250
BE-02	Bucket Elevator-02	0,050
SC-01	Screw Conveyor-01	2,000
SC-02	Screw Conveyor-02	4,000
PE-01	Peeler	80,000
	Nama Alat	
Kode Alat		Power (Hp)
RP-01	Rasper	74,800
T-01	Tangki Pencampur	1,500
T-08	Tangki Pelarut CaCl ₂	0,050
IE	Ion exchanger	0,000
R-01	liquifikasi	1,500
R-02	liquifikasi	1,500
R-03	liquifikasi	1,500
R-04	Sakarifikasi	25,000
R-05	Sakarifikasi	25,000
R-06	Sakarifikasi	25,000
Total		281,161

Tabel 4.7 kebutuhan listrik untuk keperluan Utilitas

Kode alat	Nama Alat	Power (Hp)
PU-01	Pompa	20,00
PU-02	Pompa	15,00
PU-03	Pompa	15,00
PU-04	Pompa	3,00
PU-05	Pompa	2,00

PU-06	Pompa	3,00
PU-07	Pompa	15,00
PU-08	Pompa	20,00
PU-09	Pompa	10,00
PU-10	Pompa	0,05
PU-11	Pompa	0,05
PU-12	Pompa	0,05
PU-13	Pompa	0,05
PU-14	Pompa	1,00
PU-15	Pompa	0,75
FL-01	Flokulator	2,00
CTU	Cooling Tower (Fan)	1,00
BWU-01	Blower (Boiler)	1,50
DE-01	Deaerator	0,05
KU-01	Kompresor	0,25
Total		109,750

Kebutuhan listrik untuk alat proses , alat utilitas, instrumentasi dan kontrol dipenuhi oleh generator. Total beban listrik generator yaitu 470,442 Kw. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 588,053 kW. Kebutuhan listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga dipenuhi oleh PLN yaitu sebesar 168,015 Kw.

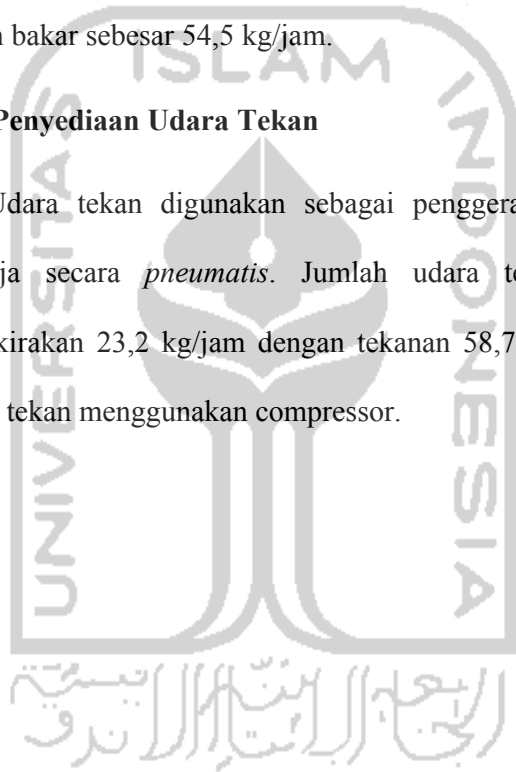
Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik untuk penerangan dan diesel untuk penggerak alat proses. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100 %.

4.6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

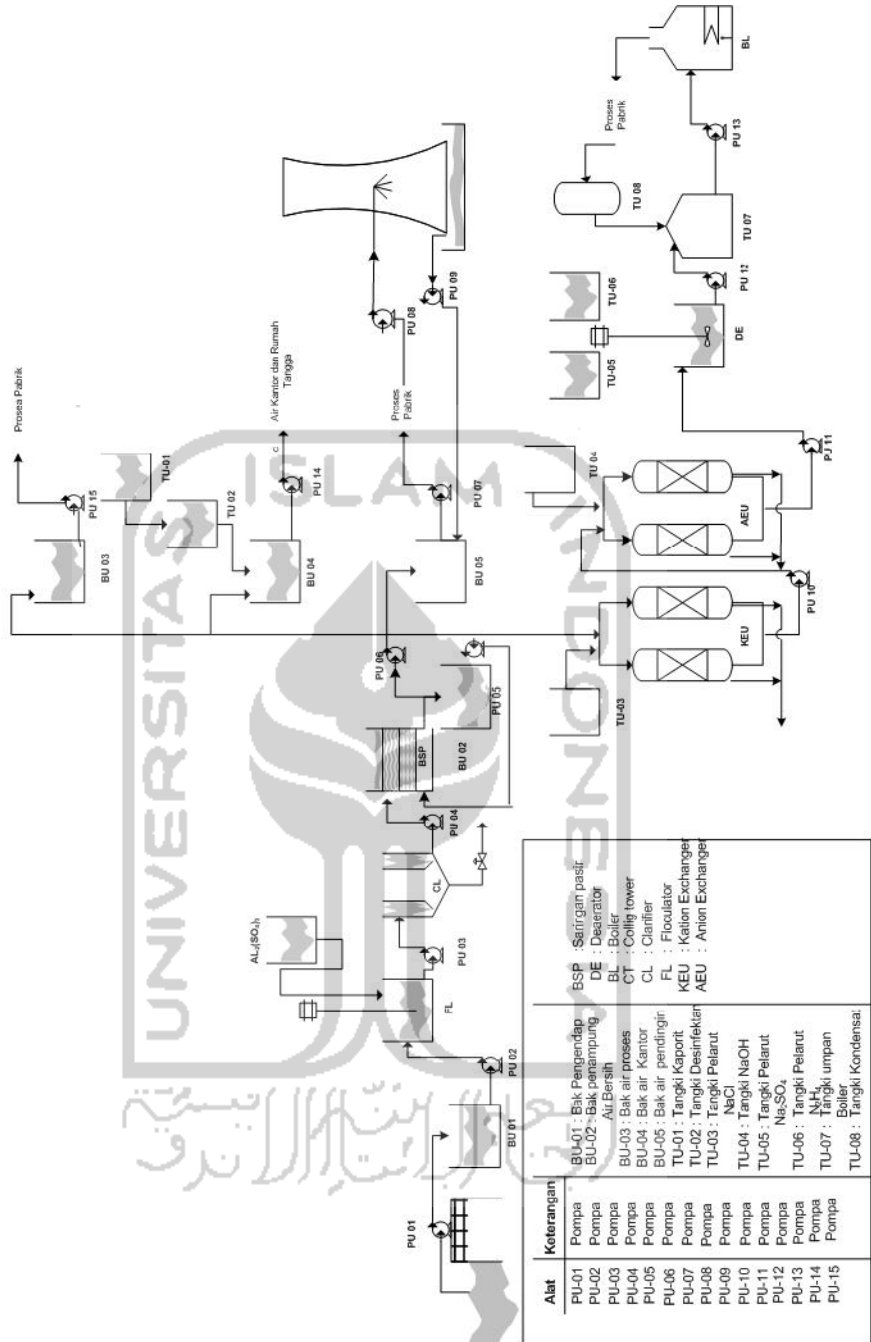
Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan fuel oil sebanyak 26,7 kg/jam. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 27,3 kg/jam. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 54,5 kg/jam.

4.6.5 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatis*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 23,2 kg/jam dengan tekanan 58,784 psia. Alat pengadaan udara tekan menggunakan compressor.



UTILITAS PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI SINGKONG DENGAN KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN



Gambar 4.4 Proses Utilitas Pabrik Sirup Glukosa

4.6.6 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

1. Pompa Utilitas (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke BU – 01
 sebanyak 333.999,2 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Axial Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 333.999,2 kg/jam

Kecepatan linier : 4,238 ft/s

Head pompa : 47,136 ft

Tenaga pompa : 19,7 Hp

Tenaga motor : 20 Hp

Putaran standar : 3.500 rpm

Putaran Spesifik : 7.477,5 rpm

Jumlah : 1 buah

2. Pompa Utilitas (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap (BU-01)
 menuju Flokulator sebanyak 333.999,2 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe	: Axial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 333.999,2 kg/jam
Kecepatan linier	: 4,238 ft/s
Head pompa	: 25,852 ft
Tenaga pompa	: 10,8 Hp
Tenaga motor	: 15 Hp
Putaran standar	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 11.732,9 rpm
Jumlah	: 1 buah

3. Pompa Utilitas (PU-03)

Fungsi	: Mengalirkan air dari Flokulator kedalam Clarifier sebanyak 333.999,2 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Axial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 333.999,2 kg/jam
Kecepatan linier	: 4,238 ft/s
Head pompa	: 34,197 ft
Tenaga pompa	: 14,3 Hp

Tenaga motor : 15 Hp
 Putaran standar : 3.500 rpm
 Putaran spesifik : 9.512,2 rpm
 Jumlah : 1 buah

4. Pompa Utilitas (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air dari Clarrifier kedalam Bak Saringan Pasir (BSP) sebanyak 333.999,2 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Axial Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 333.999,2 kg/jam

Kecepatan linier : 4,238 ft/s

Head pompa : 6,192 ft

Tenaga pompa : 2,6 Hp

Tenaga motor : 3 Hp

Putaran standar : 3.500 rpm

Putaran spesifik : 34.267,2 rpm

Jumlah : 1 buah

5. Pompa Utilitas (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air pencuci bak pasir dari bak penampung air bersih menuju bak saringan pasir (BSP) sebanyak 333.999,2 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Axial Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 333.999,2 kg/jam

Kecepatan linier : 4,238 ft/s

Head pompa : 4,096 ft

Tenaga pompa : 1,7 Hp

Tenaga motor : 2 Hp

Putaran standar : 3.500 rpm

Putaran spesifik : 46.716,3 rpm

Jumlah : 1 buah

6. Pompa Utilitas (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih (BU-02) untuk didistribusikan ke bak

penampungan air untuk kantor, proses, pendingin,
pembangkit steam sebanyak 333.999,2 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Axial Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 333.999,2 kg/jam

Kecepatan linier : 4,238 ft/s

Head pompa : 5,737 ft

Tenaga pompa : 2,4 Hp

Tenaga motor : 3 Hp

Putaran standar : 3.500 rpm

Putaran spesifik : 36.288,3 rpm

Jumlah : 1 buah

7. Pompa Utilitas (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin (BU-05)
menuju pabrik 1.131.674,9 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Axial Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 1.131.674,9 kg/jam

Kecepatan linier : 5,431 ft/s

Head pompa : 8,749 ft

Tenaga pompa : 14,7 Hp

Tenaga motor : 15 Hp

Putaran standar : 3.500 rpm

Putaran spesifik : 53.319,4 rpm

Jumlah : 1 buah

8. Pompa Utilitas (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air pendingin bebas dari air proses kedalam cooling tower untuk didinginkan sebanyak 1.086.407,9 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Axial Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 1.086.407,9 kg/jam

Kecepatan linier : 5,303 ft/s

Head pompa : 14,611 ft

Tenaga pompa : 19,9 Hp

Tenaga motor : 20 Hp

Putaran standar : 3.500 rpm
 Putaran spesifik : 32.463,5 rpm
 Jumlah : 1 buah

9. Pompa Utilitas (PU-09)

Fungsi : Mengalirkan air Cooling tower untuk dimanfaatkan lagi sebagai air pendingin kedalam pabrik sebanyak 1.086.407,9 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Axial Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 1.086.407,9 kg/jam

Kecepatan linier : 5,303 ft/s

Head pompa : 5,389 ft

Tenaga pompa : 7,9 Hp

Tenaga motor : 10 Hp

Putaran standar : 3.500 rpm

Putaran spesifik : 64.582,9 rpm

Jumlah : 1 buah

10. Pompa (PU-10)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki kation menuju tangki anion sebanyak 283,7 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 283,7 kg/jam
Kecepatan linier	: 1,327 ft/s
Head pompa	: 6,413 ft
Tenaga pompa	: 0,0047 Hp
Tenaga motor	: 0,005 Hp
Putaran standar	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 972,8 rpm
Jumlah	: 1 buah

11. Pompa (PU-11)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki anion menuju tangki daerator sebanyak 283,7 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell

Kapasitas : 283,7 kg/jam

Kecepatan linier : 1,327 ft/s

Head pompa : 2,788 ft

Tenaga pompa : 0,002 Hp

Tenaga motor : 0,05 Hp

Putaran standar : 3.500 rpm

Putaran spesifik : 1.817,2 rpm

Jumlah : 1 buah

12. Pompa (PU-12)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki daerator menuju tangki umpan boiler sebanyak 283,7 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 283,7 kg/jam

Kecepatan linier : 1,327 ft/s

Head pompa : 5,166 ft

Tenaga pompa : 0,038 Hp

Tenaga motor : 0,05 Hp

Putaran standar : 3.500 rpm

Putaran spesifik : 1.144,1 rpm

Jumlah : 1 buah

13. Pompa (PU-13)

Fungsi : Mengalirkan air pemanas dari tangki umpan boiler menuju boiler sebanyak 1.418,4 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 1.418,4 kg/jam

Kecepatan linier : 1,569 ft/s

Head pompa : 6,613 ft

Tenaga pompa : 0,024 Hp

Tenaga motor : 0,05 Hp

Putaran standar : 3.500 rpm

Putaran spesifik : 2.125,8 rpm

Jumlah : 1 buah

14. Pompa (PU-14)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air penampung air sanitasi (BU-04) menuju aliran untuk kebutuhan sanitasi sebanyak 6.171,8 kg/jam

Jenis	: Centrifugal pump multi stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 6.171,8 kg/jam
Kecepatan linier	: 2,996 ft/s
Head pompa	: 5,686 ft
Tenaga pompa	: 0,78 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp
Putaran standar	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 4.965,7 rpm
Jumlah	: 1 buah

15. Pompa (PU-15)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air penampung air proses (BU-03) menuju aliran untuk kebutuhan proses sebanyak 39.058,7 kg/jam

Jenis	: Centrifugal pump multi stage
Tipe	: Axial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 39.058,7 kg/jam
Kecepatan linier	: 4,366 ft/s

Head pompa	: 9,299 ft
Tenaga pompa	: 0,62 Hp
Tenaga motor	: 0,75 Hp
Putaran standar	: 3.500 rpm
Putaran spesifik	: 8.638,2 rpm
Jumlah	: 1 buah

16. Bak Pengendap

Fungsi	: Menampung dan menyediakan air untuk diolah serta mengendapkan kotoran dengan kapasitas 243.610 kg/jam.
Jenis	: Bak persegi panjang
Bahan	: Beton bertulang
Panjang	: 12,925 m
Lebar	: 6,462 m
Tinggi	: 7 m
Volume	: 584,665 m ³
Jumlah	: 1 buah

17. Flokulator

Fungsi	: Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambah koagulan
--------	---

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Diameter : 7,194 m

Tinggi : 7,194 m

Volume : 292,332 m³

Power pengaduk : 1,7 Hp

Power motor : 2 Hp

Jenis pengaduk : Marine propeller 3 blade

Jumlah : 1

18. Clarifer

Fungsi : Mengendapkan flok untuk mendapatkan air jernih sebanyak 243.610 kg/jam, dengan waktu tinggal 1 jam

Jenis : Bak silinder tegak

Diameter : 7,195 m

Tinggi : 9,592 m

Volume : 292,332 m³

Jumlah : 1

19. Bak saringan pasir

Fungsi : Menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifer.

Debit	: 1.072,616 gpm
Tinggi	: 1,639 m
Volume	: 81,655 m ³
Panjang	: 7,058 m
Lebar	: 7,058 m
Ukuran pasir rata-rata	: 28 mesh
Tinggi lapisan pasir	: 1,366 m
Jumlah	: 1

20. Bak penampung air bersih

Fungsi	: Menampung air bersih yang keluar dari bak saringan pasir sebanyak 243.610 kg/jam
Jenis	: Bak empat persegi panjang
Bahan	: Beton bertulang
Tinggi	: 7 m
Panjang	: 12,925 m
Lebar	: 6,462 m
Volume	: 584,665 m ³
Jumlah	: 1

21. Bak penampung air kantor dan rumah tangga

Fungsi : Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga sebanyak 4.590,6 kg/jam

Jenis : Bak empat persegi panjang

Bahan : beton bertulang

Tinggi : 3 m

Panjang : 6,639 m

Lebar : 3,319 m

Jumlah : 1

Volume : 66,1 m³

22. Tangki Larutan Kaporit

Fungsi : Membuat larutan disinfektan dari bahan kaporit untuk air yang akan digunakan dikantor dan rumah tangga sebanyak 4.590,6 kg/jam.

Jenis : Tangki silinder tegak

Tinggi : 0,934 m

Diameter : 0,934 m

Volume : 0,64 m³

Jumlah : 1

23. Tangki desinfektan

Fungsi : Tempat klorinasi dengan maksud membunuh bakteri yang dipergunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga sebanyak 4.590,6 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder tegak

Tinggi : 1,915 m

Volume : 5,509 m³

Diameter : 1,915 m

Jumlah : 1

24. Bak penampung air pendingin

Fungsi : Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin sebanyak 919.127 kg/jam

Jenis : Bak empat persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

Tinggi : 8 m

Panjang : 16,605 m

Lebar	: 8,303 m
Volume	: 2.205,904 m ³
Jumlah	: 1

25. Cooling tower

Fungsi	: Mendinginkan air pendingin yang telah dipakai dalam proses pabrik sebanyak 735.301,2 kg/jam
Jenis	: Cooling tower induced draft
Tinggi	: 10,155 m
Panjang	: 7,756 m
Lebar	: 7,756 m
Ground area	: 60,160 m ²
Jumlah	: 1

26. Blower Cooling tower

Fungsi	: Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang didinginkan
Kebutuhan udara	: 98.387,6 ft ³ /jam
Head blower	: 19,818 ft
Power motor	: 1 Hp

Jumlah : 1

27. Tangki Penampung Kondensat

Fungsi : Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi menuju tangki umpan boiler sebanyak 735.301,2 kg/jam.

Jenis : Tangki silinder tegak

Tinggi : 13,110 m

Diameter : 13,110 m

Volume : 1.764,7 m³

Jumlah : 1

28. Tangki Umpan Boiler

Fungsi : Menampung umpan boiler sebanyak 2.489,2 kg/jam.

Jenis : Tangki silinder tegak

Tinggi : 1,967 m

Diameter : 1,967 m

Volume : 5,974 m³

Jumlah : 1

29. Kation Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg sebanyak 497,8 kg/jam

Jenis : Silinder tegak

Tinggi : 1,905 m

Diameter : 0,294 m

Tebal : 0,003 m

Volume : 0,129 m³

Jumlah : 2

30. Anion Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl, SO₄ dan NO₃ sebanyak 497,8 kg/jam

Jenis : Silinder tegak

Tinggi : 1,905 m

Diameter : 0,294 m

Tebal : 0,003 m

Volume : 0,129 m³

Jumlah : 2

31. Tangki Daerator

Fungsi : Membebaskan gas CO₂ dan O₂ dari air yang telah dilunakan dalam anion dan kation exchanger dengan larutan Na₂SO₃ dan larutan NaH₂PO₄H₂O sebanyak 497,8 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder tegak berpengaduk

Tinggi : 0,9130 m

Diameter : 0,9130 m

Volume : 0,597 m³

Jenis pengaduk : Marine propeller 3 blade

Power pengaduk : 0,05 Hp

Jumlah : 1

32. Tangki larutan NaCL

Fungsi : Membuat larutan NaCL jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger .

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan NaCL : 6,587 ft³/hari

Tinggi : 0,658 m
 Diameter : 0,658 m
 Volume : 0,224 m³
 Jumlah : 1

33. Tangki larutan NaOH

Fungsi : Membuat larutan NaOH jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi anion exchanger.
 Jenis : Tangki Silinder tegak
 Kebutuhan NaOH : 1,829 ft³/hari
 Tinggi : 0,429 m
 Diameter : 0,429 m
 Volume : 0,062 m³
 Jumlah : 1

34. Tangki larutan Na₂SO₄

Fungsi : Melarutkan Na₂SO₄ yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses
 Jenis : Tangki Silinder tegak
 Kebutuhan Na₂SO₄ : 0,015 kg/jam
 Tinggi : 0,690 m
 Diameter : 0,690 m

Volume : 0,258 m³

Jumlah : 1

35. Tangki larutan N₂H₄

Fungsi : Melarutkan N₂H₄ yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan Na₂H₄ : 0,015 kg/jam

Tinggi : 0,690 m

Diameter : 0,690 m

Volume : 0,258 m³

Jumlah : 1

36. Bak penampung air proses

Fungsi : Menampung air proses dari bak penampung air bersih sebanyak 32.550,2 kg/jam

Jenis : Bak empat persegi panjang

Bahan : beton bertulang

Tinggi : 2 m

Panjang : 7,217 m

Lebar : 3,608 m

Volume : 78,121 m³

Jumlah : 1

37. Boiler

Fungsi : Memproduksi steam pada suhu 248 °F dan tekanan 28,8 psi

Jenis : Fire tube boiler

Kebutuhan steam : 1.991,3 kg/jam

Luas tranfer panas : 874,9 ft²

Jumlah tube : 1377 buah

Jumlah : 1

38. Blower

Fungsi : Mengalirkan udara segar ke dalam boiler

Jenis : Centrifugal Blower

Kapasitas blower : 488,7 kg/jam

Head blower : 1.446,0 ft

Gas Horse Power : 1,2 Hp

Power motor : 1,5 Hp

Jumlah : 1

39. Tangki bahan bakar untuk boiler

Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan bakar boiler untuk kebutuhan 14 hari sebanyak 9.531,9 liter

Jenis : Tangki Silinder dengan conical roof dan flat
bottomed

Tinggi : 4,929 m

Diameter : 4,929 m

Volume : 9,531 m³

Jumlah : 1

40. Tangki bahan bakar untuk generator

Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan bakar boiler untuk
kebutuhan 14 hari sebanyak 10.208,1 liter

Jenis : Tangki Silinder dengan conical roof dan flat
bottomed

Tinggi : 3,261 m

Diameter : 3,261 m

Volume : 10,208 m³

Jumlah : 1

41. Generator (GU)

Fungsi : Membangkitkan listrik untuk keperluan proses,
utilitas, dan umum.

Jenis : Generator diesel

Daya : 588 kW

Jumlah : 1

42. Kompresor (KU-01)

Fungsi : Menyediakan udara untuk keperluan alat instrumentasi dan control sebanyak 23,2 kg/jam

Head blower : 9.358,4 ft

Power motor : 0.25 Hp

Jumlah : 1

4.7 LABORATORIUM

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang proses produksi dan menjaga mutu produk. Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atas mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan bahan pembantu, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Fungsi lain dari laboratorium adalah mengendalikan pencemaran lingkungan, baik pencemaran udara maupun pencemaran air. Laboratorium kimia merupakan sarana kegiatan guna pembangunan perusahaan supaya lebih maju dan menguntungkan baik dari segi teknis maupun non teknis.

Laboratorium berada di bawah bidang teknis dan produksi yang mempunyai tugas:

1. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan bahan tambahan lainnya yang digunakan.
2. Sebagai pengontrol kualitas produk yang akan dipasarkan.
3. Sebagai pengontrol mutu air proses, air pendingin, air umpan boiler, steam, dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.
4. Sebagai peneliti dan pelaku riset terhadap segala sesuatu yang berkenaan dengan pengembangan dan peningkatan mutu produk.
5. Sebagai pengontrol terhadap proses produksi, baik polusi udara, cair maupun padatan.

Adapun analisa yang dilakukan di laboratorium adalah:

1. Analisa mutu bahan baku
2. Analisa mutu produk
3. Analisa mutu air

Laboratorium juga digunakan untuk menganalisa keperluan utilitas, adapun analisa untuk keperluan utilitas meliputi :

- a. **Analisa feed water**, yang dianalisa meliputi *Dissolved oxygen*, PH, hardness, total solid, *suspended solid* serta *oil* dan *organic matter*.

Syarat kualitas *feed water* :

- DO (*Disolved Oxygen*) : lebih baik $0 \leq 0,007$ ppm ($\leq 0,005$ cc/l)
- PH : ≥ 7
- Hardness : 0
- Temporary *hardness* maksimum : ppm CaCO_3
- *Total solid* : ≤ 200 ppm (0-600 psi), ≤ 10 ppm (600-750 psi)

- *Suspended solid* : 0
- *Oil dan organic matter* : 0

Penukar ion, yang dianalisa adalah kesadahan CaCO_3 dan silica sebagai SiO_2

Air bebas mineral, analisanya sama dengan penukar ion

Analisa *cooling water*, yang dianalisa PH jenuh CaCO_3 dan indeks *Langelier*.

Syarat kualitas air pada *cooling water* :

- PH jenuh CaCO_3 : $11,207 - 0,916 \log \text{Ca} + \log \text{Mg} - 0,991 \log \text{total alkalinitas} + 0,032 \log \text{SC}_4$
 - Indeks Langlier : PH jenuh CaCO_3 (0,6 – 10)
- b. **Analisa air umpan boiler**, yang dianalisa meliputi alkalinitas total, *sodium phosphate, chloride, PH, oil dan organic matter*, total solid serta konsentrasi silica.
- c. **Air minum yang dihasilkan** dianalisa meliputi PH, kadar *khlor* dan kekeruhan
- d. **Air bebas mineral**, yang dianalisa meliputi PH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut, dan kadar Fe.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi 3 bagian :

1. Laboratorium Pengamatan

Fungsi dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan “*Certificate of Quality*” untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. Laboratorium Analisa/Analitik

Fungsi dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, kadar air, dan bahan kimia yang digunakan (additive, bahan-bahan injeksi, dan lain-lain).

3. Laboratorium Penelitian, Pengembangan dan Perlindungan Lingkungan

Fungsi dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material terkait dalam proses yang digunakan untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

4.8 ORGANISASI PERUSAHAAN

4.8.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Sirup Glukosa dari Singkong dengan kapasitas 60.000 ton/tahun yang akan didirikan direncanakan mempunyai bentuk perusahaan berupa

Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan perseroan terbatas adalah didasarkan atas beberapa faktor, antara lain sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pengurus perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham, sedangkan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staf yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf, dan karyawan perusahaan.
5. Efisiensi manajemen. Pemegang saham dapat memilih orang sebagai dewan komisaris beserta direktur yang cakap dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan perseroan terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga dapat memperluas usahanya.

4.8.2 Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana orang-orang yang mempunyai satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-bagian dalam perusahaan. Dengan adanya struktur organisasi dengan diketahui wewenang dan tanggung jawab masing masing personil atas jabatan yang disandangnya, sehingga dapat bekerja sesuai dengan tugas dan wewenangnya.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

1. Perumusan tujuan perusahaan jelas.
2. Pendelegasian wewenang.
3. Pembagian tugas kerja yang jelas.
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab.
5. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan.
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik , yaitu : Sistem lini dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staff ahli akan

memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat poengawasan demi tercapai tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan garis organisasi staf ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau ahli yaitu orang - orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staff yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Manajer Operasional serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Operasional membawahi bidang produksi, utilitas, pemeliharaan dan quality assurance (QA). Sedangkan manajer Keuangan dan Umum membawahi bidang pemasaran, administrasi dan keuangan , dan umum membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi (Supervisor) dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan atau staf perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu,

dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran, nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembayan manajemen.
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.8.3 Tugas dan Wewenang

Dengan sistem pembagian tugas menurut wewenang akan memudahkan dalam penyelesaian tugas dan pekerjaan yang menjadi tanggung jawab setiap tugas dan wewenang anggota organisasi.

a. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Pemilik saham adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan

tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Adapun keputusan yang dihasilkan dari rapat tersebut adalah :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur Perusahaan.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Tugas dan wewenangnya :

1. Mengatur dan mengkoordinir kepentingan para pemegang saham dan penentu kebijakan kepentingan perusahaan sesuai dengan ketentuan yang digariskan dalam anggaran dasar perusahaan.
2. Memberikan penilaian dan mewakili para pemegang saham atas pengesahan neraca dan perhitungan rugi laba tahunan serta laporan lain yang disampaikan oleh direksi.
3. Bertanggung jawab atas stabilitas jalannya perusahaan dalam jangka panjang, baik bersifat ekstern maupun intern.

c. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal majumundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi :

- Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, operasi dan teknik.
2. Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala bagian yang menjadi bawahannya.

- Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
2. Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala bagian yang menjadi bawahannya.

d. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada Direktur.

Tugas Staff Ahli antara lain :

1. Memberikan saran perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran – saran dalam bidang hukum.

e. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis – garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing- masing.

Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Operasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam hal proses produksi dan utilitas.

Kepala bagian operasi membawahi :

- a. Kepala seksi proses
- b. Kepala seksi utilitas

2. Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

Kepala bagian kesehatan, keselamatan kerja dan lingkungan membawahi :

- a. Kepala seksi kesehatan, keselamatan kerja dan lingkungan.

3. Kepala Bagian *Maintenance*

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang pemeliharaan alat proses dan pengadaan alat.

Kepala bagian maintenance membawahi :

- a. Kepala seksi pemeliharaan
- b. Kepala seksi pengadaan

4. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang penelitian dan pengendalian mutu produk.

Kepala bagian penelitian, pengembangan, dan pengendalian mutu membawahi :

- a. Kepala seksi penelitian dan pengembangan
- b. Kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu

5. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang pembelian dan pemasaran produk.

Kepala bagian pemasaran membawahi :

- a. Kepala seksi pembelian
- b. Kepala seksi pemasaran

6. Kepala Bagian Administrasi & Keuangan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang administrasi dan anggaran.

Kepala bagian administrasi dan keuangan membawahi :

a. Kepala seksi kas / anggaran

b. Kepala seksi administrasi

7. Kepala bagian umum

Bertanggung jawab dalam bidang personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan.

Kepala bagian umum membawahi :

a. Kepala seksi personalia

b. Kepala seksi humas

c. Kepala seksi keamanan

e. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya dengan rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing – masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing – masing sesuai dengan seksinya. Kepala seksi terdiri dari :

1. Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Utilitas

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

3. Kepala Seksi Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan dan bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4. Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan alat – alat serta fasilitas pendukungnya.

5. Kepala Seksi Pengadaan

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan penggantian alat meliputi penentuan spesifikasi peralatan pengganti atau peralatan baru yang akan digunakan.

6. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan – kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

7. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk, dan limbah.

8. Kepala Seksi Kas / Anggaran

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

9. Kepala Seksi Administrasi

Tugas : Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, pembukuan serta masalah pajak.

10. Kepala Seksi Pembelian

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pembelian bahan baku dan kebutuhan penunjang proses produksi.

11. Kepala Seksi Pemasaran

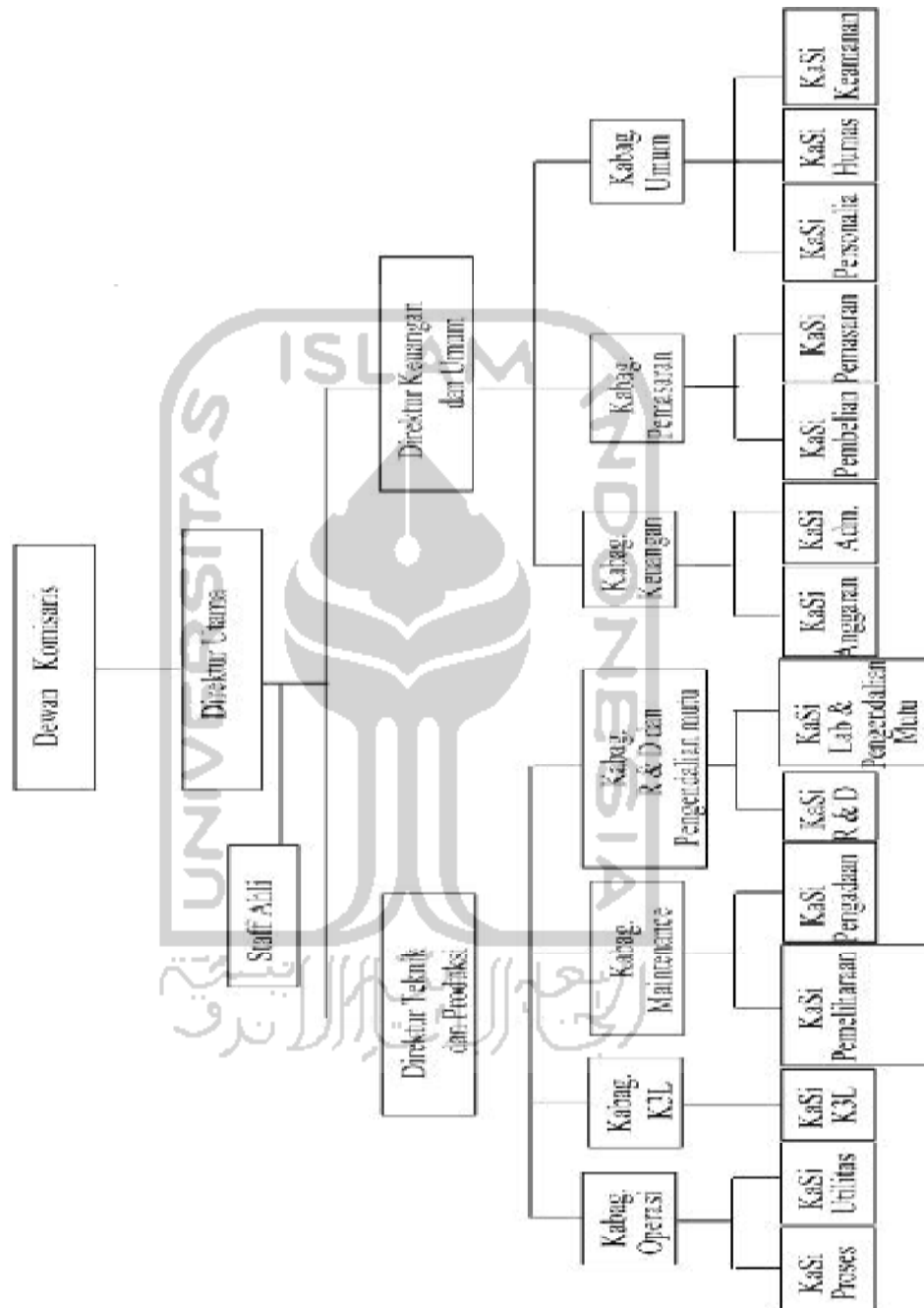
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk.

12. Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

13. Kepala Seksi Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.



Gambar 4.5 Strukur Organisasi Pabrik Sirup Glukosa

4.8.4 Ketenagakerjaan

Suatu perusahaan dapat berkembang dengan baik jika didukung oleh beberapa faktor. Salah satu faktor yang mendukung perkembangan perusahaan adalah pemakaian sumber daya manusia untuk ditempatkan pada bidang-bidang pekerjaan sesuai keahlian. Faktor tenaga kerja merupakan faktor yang sangat menunjang dalam masalah kelangsungan berjalannya proses produksi dan menjamin beroperasinya alat-alat dalam pabrik. Untuk itu harus dijaga hubungan antara karyawan dengan perusahaan, karena hubungan yang harmonis akan menimbulkan semangat kerja dan dapat meningkatkan produktifitas kerjanya, yang pada akhirnya akan meningkatkan produktifitas perusahaan.

Hubungan itu dapat terealisasi dengan baik jika adanya komunikasi serta fasilitas-fasilitas yang diberikan perusahaan kepada karyawan. Salah satu contoh nyata adalah sistem pengajian atau pengupahan yang sesuai dengan upah Minimum Regional (UMR) sehingga kesejahteraan dapat ditingkatkan.

Sistem upah karyawan perusahaan ini berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

Menurut statusnya karyawan perusahaan ini dapat dibagi menjadi tiga golongan yaitu :

- a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar pada setiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan.

Karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja, sistem upah yang diterima berupa upah borongan untuk suatu perusahaan.

4.8.5 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik sirup glukosa direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun 330 hari. Hari – hari yang lainnya digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu karyawan shift dan non shift.

a. Karyawan Non Shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah : Direktur, Staf Ahli, Manajer, Kepala Bagian, serta staff yang berada di kantor. Karyawan non shift berlaku 6 hari kerja dalam

seminggu, libur pada hari minggu dan hari libur nasional. Total jam kerja dalam seminggu adalah 45 jam. Dengan peraturan sebagai berikut :

- Senin – Jum’at : Jam 08.00 – 16.00 WIB
- Sabtu : Jam 08.00 – 12.00 WIB
- Waktu istirahat setiap jam kerja : Jam 12.00 – 13.00 WIB
- Waktu istirahat hari Jum’at : Jam 12.00 – 13.30 WIB

b. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian – bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Bagi karyawan shift, setiap 3 hari kerja mendapatkan libur 1 hari dan masuk shift secara bergantian waktunya. Kelompok kerja shift ini dibagi menjadi 3 shift sehari, masing – masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok, dimana setiap hari 3 kelompok bekerja, sedang 1 kelompok libur. Aturan jam kerja karyawan shift :

- Shift 1 : Jam 07.00 – 15.00 WIB
- Shift 2 : Jam 15.00 – 23.00 WIB
- Shift 3 : Jam 23.00 – 07.00 WIB
- Shift 4 : Libur

Tabel 4.7 Jadwal pembagian kerja karyawan shift

Hari \ Shift	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Pagi	I	I	IV	IV	III	III	II	II	I	I
Siang	II	II	I	I	IV	IV	III	III	II	II
Malam	III	III	II	II	I	I	IV	IV	III	III
Libur	IV	IV	III	III	II	II	I	I	IV	IV

Hari \ Shift	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Pagi	IV	IV	III	III	II	II	I	I	IV	IV
Siang	I	I	IV	IV	III	III	II	II	I	I
Malam	II	II	I	I	IV	IV	III	III	II	II
Libur	III	III	II	II	I	I	IV	IV	III	III

Hari \ Shift	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Pagi	III	III	II	II	I	I	IV	IV	III	III
Siang	IV	IV	III	III	II	II	I	I	IV	IV
Malam	I	I	IV	IV	III	III	II	II	I	I
Libur	II	II	I	I	IV	IV	III	III	II	II

Jam kerja diambil 45 jam per minggu, kelebihan jam kerja dihitung lembur.

Keterangan :

1, 2, 3... : hari kerja dalam 1 bulan

Pagi, siang, malam : waktu shift

I, II, III, IV : kelompok kerja

4.8.6 Kesejahteraan Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan diatur menurut tingkat pendidikan, status pekerja dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaannya sesuai ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi kerja karyawan.

Tabel 4.8 Jabatan dan tingkat pendidikan pegawai

No.	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	Magister Teknik Kimia
2	Direktur Teknik dan Produksi	Magister Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan Umum	Magister Ekonomi

4	Kepala Bagian Operasi	Sarjana Teknik Kimia
5	Kepala Bagian K3L	Sarjana Teknik Lingkungan
6	Kepala Bagian Maintenance	Sarjana Teknik Mesin
7	Kepala Bagian R & D	Sarjana Teknik Kimia
8	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
9	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
10	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
11	Kepala Seksi	Sarjana Teknik Kimia
12	Operator	STM / SMU / sederajat
13	Sekretaris	Akademi Sekretaris
14	Staff	Sarjana Muda / D III
15	Medis	Dokter
16	Paramedis	Perawat
17	Lain – lain	SD / SMP / Sederajat

Tabel 4.9 Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

No	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staff Ahli	2
5.	Sekretaris	2
6.	Kepala Bagian Operasi	1
7.	Kepala Bagian K3L	1
8.	Kepala Bagian Maintenance	1
9.	Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	1
10.	Kepala Bagian Administrasi & Keuangan	1
11.	Kepala Bagian Pemasaran	1

12.	Kepala Bagian Umum	1
13.	Kepala Seksi Proses	1
14.	Kepala Seksi Utilitas	1
15.	Kepala Seksi K3L	1
16.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
17.	Kepala Seksi Pengadaan	1
18.	Kepala Seksi R&D	1

Lanjutan Tabel 4.9

19.	Kepala Seksi Lab & Pengendalian Mutu	1
20.	Kepala Seksi Kas / Anggaran	1
21.	Kepala Seksi Administrasi	1
22.	Kepala Seksi Pembelian	1
23.	Kepala Seksi Pemasaran	1
24.	Kepala Seksi Personalia	1
25.	Kepala Seksi Humas	1
26.	Kepala Seksi Keamanan	1
27.	Karyawan Proses	60
28.	Karyawan Lain	36
29.	Medis	1
42.	Paramedis	2
43.	Sopir	4
44.	Cleaning Service	5
45.	Satpam	9
	Total	145

4.8.7 Sistem Gaji Pegawai

1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 4.10 Rencana upah tenaga kerja berdasarkan golongan

Jabatan	Gaji/Bulan
Direktur Utama	Rp. 20.000.000,00
Direktur Teknik & Produksi	Rp. 13.000.000,00
Direktur Keuangan & Umum	Rp. 12.000.000,00
Staff Ahli	Rp. 4.000.000,00
Kepala Bagian	Rp. 6.000.000,00
Kepala Seksi	Rp. 4.000.000,00
Sekretaris	Rp. 1.500.000,00
Medis	Rp. 2.000.000,00
Paramedis	Rp. 1.200.000,00
Karyawan Proses	Rp. 3.000.000,00
Karyawan Lain	Rp. 2.500.000,00
Satpam	Rp. 1.000.000,00
Sopir	Rp. 1.000.000,00
<i>Cleaning service</i>	Rp. 800.000,00

4.8.8 Fasilitas Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat merangsang kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jemu dalam menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan.

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh. Oleh karena itu perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian Kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman dalam bekerja.

c. Makan dan Minum

Perusahaan menyediakan makan dan minumn 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan kerohanian

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak Cuti

1. Cuti tahunan

Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

2. Cuti Massal

Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari Kerja.

3. Cuti hamil

Wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dengan kedua minimal 2 tahun.

4.9 MANAJEMEN PRODUKSI

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk proses bahan baku dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksi maka selanjutnya untuk

diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan - penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

4.9.1 Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor internal dan factor eksternal. Yang dimaksud faktor internal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik dalam menghasilkan jumlah produk.

a. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan :

1. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
2. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Ada tiga alternatif yang dapat diambil, yaitu :

1. Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi.

2. Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan pada tahun berikutnya.
 3. Mencari daerah pemasaran lain.
- b. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

1. Material (Bahan Baku)

Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan.

2. Manusia (Tenaga Kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar ketrampilan meningkat.

3. Mesin (Peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

4.9.2 Pengendalian Produksi

Setelah perencanaan produksi dilaksanakan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai setandar, dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana, serta waktu yang tepat sesuai dengan jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

a. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi, kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

b. Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama, dan faktor lain yang dapat menghambat proses produksi. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

c. Pengendalian waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

d. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin mencapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan baku untuk proses harus mencukupi. Oleh karena itu diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

4.10 EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak dan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik Biodiesel ini dapat dibuat evaluasi atau penilaian atas investasi yang ditinjau dengan metode :

- *Return on investment*
- *Pay Out Time*
- *Break Even Point*
- *Shut Down Poin*
- *Discounted Cash Flow Rate*

Untuk meninjau faktor - faktor diatas perlu dibedakan penaksiran terhadap beberapa faktor :

1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) :
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Reduction Investment*)
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)

- b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan.
4. Analisa Kelayakan.

4.10.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya dikalikan rasio indeks harga.

Diasumsikan kenaikan harga setiap tahun adalah linier, sehingga dapat ditentukan indeks nilai pada tahun tertentu :

Tabel 4.11 Perkembangan indeks harga

Tahun (X)	Indeks (Y)
1987	324
1988	343
1989 Lanjutan Tabel 4.11	355
1990	356,7
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	401,7
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
Total	8.2778,90

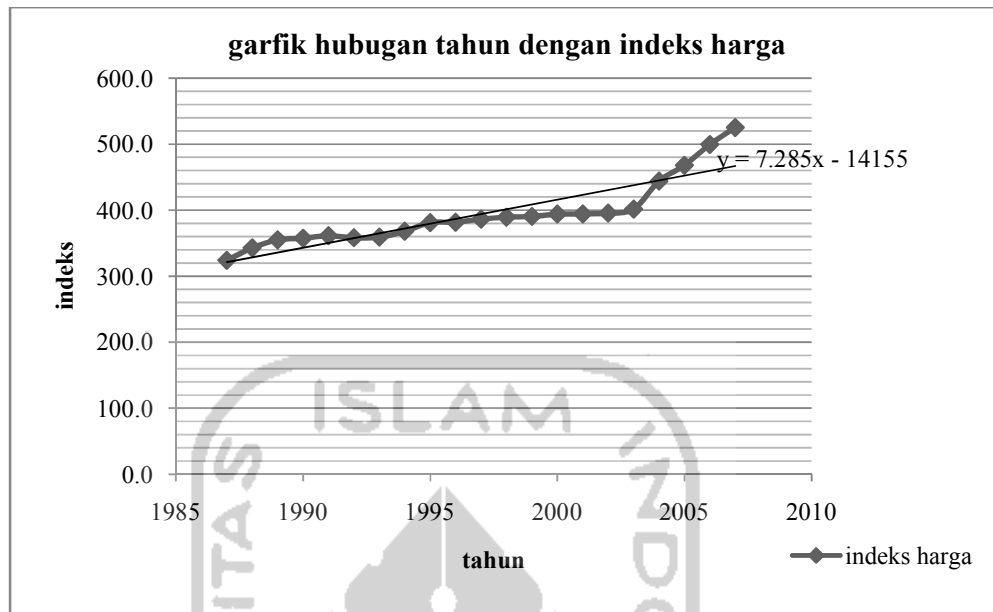
Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 7,285x - 14.155$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2016 adalah:

Tahun	Indeks
2008	473,280
2009	480,565
2010	487,85
2011	495,135
2012	502,420
2013	509,705
2014	516,990
2015	524,275
2016	531,560

Sumber : (<http://www.che.com>, 2007)

Jadi indeks pada tahun 2016= **531,560**



Gambar 4.6 Grafik Indeks Harga

Persamaan yang diperoleh adalah :

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 7,285 x - 14.155$(1)

Dimana : X = tahun

Y = indeks harga

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka harga indeks pada tahun perancangan yaitu pada tahun 2016 dapat diperoleh yaitu :

$$Y = 7,285(2016) - 14.155 = 531,560$$

Harga alat dapat dicari dari data dipasaran dalam negeri maupun luar negeri, dan dihitung dari tahun evaluasi menggunakan grafik yang tersaji menurut

jenis alatnya, dimana alat tersebut ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga peralatan pada saat sekarang adalah :

$$E_x = E_y \times \frac{N_x}{N_y} \dots\dots\dots(2)$$

Dimana :

N_y = Harga indeks untuk tahun Y

N_x = Harga indeks untuk tahun x

E_x = Harga alat untuk tahun x

E_y = Harga alat untuk tahun Y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^x \dots\dots\dots(3)$$

Dimana :

E_a = Harga alat a

E_b = Harga alat b

C_a = Kapasitas alat a

C_b = Kapasitas alat b

X = Eksponen

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk bermacam macam jenis alat dapat dilihat pada Peter &

Timmerhouse, “Plant Design and Economic For Chemical Engineering”, 3th ed.,hal 170.

4.10.2 Dasar Perhitungan

- * Kapasitas produksi : 60.000 ton
- * Satu tahun operasi : 330 hari
- * Pabrik didirikan tahun : 2016
- * Nilai kurs US \$: 1 US \$ = Rp 10.000,00
- * Umur pabrik : 20 tahun

- Harga Alat-alat Besar Pada Proses

Tabel 4.12 Purchased Equipment Cost (PEC) Alat Besar Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga satuan,\$	Harga Total
Reaktor Liquifikasi	RA	3	96.191,186	288.573,557
Reaktor Sakarifikasi	RA	3	680.750,946	2.042.252,837
Evaporator	EV	1	206.172,880	206.172,880
Total		7		2.536.999,275

- Harga Alat - alat Kecil Pada Proses

Tabel 4.13 Purchased Equipment Cost (PEC) Alat Kecil

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga satuan,\$	Harga Total (\$)
1	Peeler	PE-01	1	24.000	24.000
2	Washing Machine	WM-01	1	90.000	90.000
3	Rasper	RP-01	1	30.000	30.000
4	Tangki Pencampur	T-01	1	376.342	376.342
5	Tangki Pengendapan	T-02	1	270.966,527	270.966,527
6	Tangki Pati	T-03	1	887.189,281	887.189,281
7	Tangki Gelatinisasi	T-04	1	7.473,430	7.473,430
8	Tangki Karbon Aktif	T-05	1	335.262,575	335.262,575
9	Tangki Produk	T-06	1	516.962,557	516.962,557
10	Tangki Alpha-amylase	T-07	1	5.243,631	5.243,631
11	Tangki CaCl ₂	T-08	1	1.867,713	1.867,713
12	Tangki Glukoamylase	T-09	1	5.985,799	5.985,799
13	Tangki HCl	T-10	1	138,880	138,880
14	Tangki NaCl	T-11	1	14.266,773	14.266,773
15	Tangki NaOH	T-12	1	2.896,636	2.896,636
16	Filter Press	FP	2	462,501	925,001
17	Kation Exchanger	KE	2	2.518,675	2.518,675
18	Anion	AE	2	2.484,157	2.484,157

	Exchanger				
19	Heater	HE-01	1	7.273,371	7.273,371
20	Cooler	CL-01	1	1.442,494	1.442,494
21	Cooler	CL-02	1	4.899,525	4.899,525
22	Cooler	CL-03	1	12.336,199	12.336,199
23	Silo	SL-01	1	39.351,342	39.351,342
24	Belt Conveyor	BC	5	2.825,027	17.837,584
25	Screw Conveyor	SC	2	8.918,792	3.018,7369
26	Bucket Elevator	BE-01	1	282,967	282,967
27	Bucket Elevator	BE-02	1	356,752	356,752
28	Pompa	P-01	1	376,044	376,044
29	Pompa	P-02	1	131,879	131,879
30	Pompa	P-03	1	244,390	244,390
31	Pompa	P-04	1	244,390	244,390
32	Pompa	P-05	1	244,390	244,390
33	Pompa	P-06	1	239,542	239,542
34	Pompa	P-07	1	239,542	239,542
35	Pompa	P-08	1	186,338	186,338
36	Pompa	P-09	1	185,281	185,281
37	Pompa	P-10	1	185,281	185,281
38	Pompa	P-11	1	185,280	185,280
39	Pompa	P-12	1	184,826	184,826
40	Pompa	P-13	1	183,988	183,988
41	Pompa	P-14	1	183,980	183,980
42	Pompa	P-15	1	183,980	183,980
42	Pompa	P-16	1	183,688	183,688
43	Pompa	P-17	1	183,663	183,663
44	Pompa	P-18	1	218,906	218,906
45	Pompa	P-19	1	178,159	178,159
46	Pompa	P-20	1	178,159	178,159

47	Pompa	P-21	1	214,524	214,524
48	Pompa	P-22	1	0,137	0,137
49	Pompa	P-23	1	0,025	0,025
50	Pompa	P-24	1	0,155	0,155
51	Pompa	P-25	1	0,0003	0,0003
52	Pompa	P-26	1	643,713	643,713
53	Pompa	P-27	1	0,035	0,035
Total					5.219.432

Purchased Equipment Cost (PEC) Proses

PEC = \$ 5.219.432

- Harga Alat-alat Utilitas

Tabel 4.14 *Purchased Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas*

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga satuan,\$	Harga total,\$
1	Flokulator	FL-01	1	144.684,475	144.684,475
2	Boiler	BLU-01	1	30.675,785	30.675,785
3	Clarifier	CR-01	1	3.877,472	3.877,472
4	Cooling Tower	CT-01	1	396.930,881	396.930,881
5	Deerator	DE-01	1	5.209,442	5.209,442
6	Kation Exchanger	KE	2	514,679	1.029,357
7	Anion Exchanger	AE	2	514,655	1.029,310
8	Tangki Condensat	TU-08	1	269.810,991	269.810,991
9	Tangki Desinfektan	TU-02	1	8.466,142	8.466,142
10	Tangki Kaporit	TU-01	1	2.326,216	2.326,216
11	Tangki NaCl	TU-03	1	1.238,797	1.682,831
12	Tangki NaOH	TU-04	1	574,406	574,406
13	Tangki Na ₂ SO ₄	TU-05	1	1.349,288	1.349,288

14	Tangki N ₂ H ₄	TU-06	1	1.349,288	1.349,288
15	Tangki Umpan Boiler	TU-07	1	8.888,213	8.888,213
16	Tangki Bahan Bakar Boiler	TU-09	1	11.763,417	11.763,417
17	Tangki Bahan Bakar Generator	TU-10	1	12.257,247	12.257,247
18	Compressor	CU-01	1	4.349,275	4.349,275
19	Blower CT-01	BW-01	1	39.999,844	39.999,844
20	Blower boiler	BW-02	1	16.605,251	16.605,251
21	Pompa Utilitas-01	PU-01	1	8.782,516	8.782,516
22	Pompa Utilitas-02	PU-02	1	8.782,516	8.782,516
23	Pompa Utilitas-03	PU-03	1	8.782,516	8.782,516
24	Pompa Utilitas-04	PU-04	1	8.782,516	8.782,516
25	Pompa Utilitas-05	PU-05	1	8.782,516	8.782,516
26	Pompa Utilitas-06	PU-06	1	8.782,516	8.782,516
27	Pompa Utilitas-07	PU-07	1	30.178,029	360,6342
28	Pompa Utilitas-08	PU-08	1	24.142,243	24.142,243
29	Pompa Utilitas-09	PU-09	1	24.142,243	24.142,243
30	Pompa Utilitas-10	PU-10	1	26,174	26,174
31	Pompa Utilitas-11	PU-11	1	26,174	26,174
32	Pompa Utilitas-12	PU-12	1	26,174	26,174
33	Pompa Utilitas-13	PU-13	1	130,872	130,872
34	Pompa Utilitas-14	PU-14	1	144,853	144,853
35	Pompa Utilitas-15	PU-15	1	1.027,090	1.027,090
36	Generator	GU-01	1	135.231,319	135.231,319
37	Bak pengendap	BU-01	1	236.618,711	236.618,711
38	Bak penampung air bersih	BU-02	1	236.618,711	236.618,711
39	Bak air proses	BU-03	1	69.272,611	69.272,611

40	Bak air kantor	BU-04	1	62.667,599	62.667,599
41	Bak air pendingin	BU-05	1	526.515,315	526.515,315
Total					2.441.222

Purchased Equipment Cost (PEC) Utilitas

PEC = \$ 2.441.222

4.10.3 Perhitungan Biaya

a. *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital Investment meliputi :

1) *Fixed Capital Investment* (FCI)

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan pabrik beserta fasilitas - fasilitasnya.

2) *Working Capital Investment* (WCI)

Working Capital Investment adalah biaya-biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

b. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk produksi

suatu barang, yang merupakan jumlah dari *Direct Manufacturing Cost* (DC), *Indirect Manufacturing Cost* (IC) dan *Fixed Manufacturing Cost* (FC), yang berkaitan dengan produk.

1) *Direct Manufacturing Cost* (DC)

Direct Manufacturing Cost (DC) adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2) *Indirect Manufacturing Cost* (IC)

Indirect Manufacturing Cost (IC) adalah pengeluaran - pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

3) *Fixed Manufacturing Cost* (FC)

Fixed Manufacturing Cost (FC) adalah harga yang berkaitan dengan *Fixed Capital Investment* (FCI) dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

c. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi - fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.10.4 Pendapatan Modal

Untuk mendapatkan titik impas maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

a. **Biaya Tetap (*Fixed Cost*)**

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang tidak terpengaruh produksi atau tidak berproduksi.

b. Biaya Variabel (*Variabel Cost*)

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya dipengaruhi kapasitas produksi.

c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)

Yaitu biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya proporsional dengan kapasitas produksi. Biaya - biaya itu bisa menjadi biaya tetap dan bisa menjadi biaya variabel.

d. Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, dan untuk mengetahui pabrik tersebut berpotensi untuk didirikan atau tidak, maka perlu dilakukan analisa kelayakan.

1. Kelayakan investasi

a. *Percent Return on Investment (ROI)*

Return on Investment (ROI) adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Cost}} \times 100\% \dots\dots\dots(4)$$

Nilai ROI minimum untuk pabrik beresiko rendah adalah 11% dan ROI minimum untuk pabrik beresiko tinggi adalah 40%. (Aries & Newton, 1955)

b. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang dibutuhkan untuk pengembalian *Fixed Capital Investment* dengan keuntungan pertahun sebelum dikurangi depresiasi.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Cost}}{\text{Profit} + (0.1 \times \text{Fixed Capital Investment})} \times 100\% \dots\dots(5)$$

Untuk low risk = 5 tahun dan untuk high risk = 2 tahun. (Aries & Newton, 1955)

c. ***Discount Cash Flow Rate (DFCR)***

Evaluasi keuntungan dengan cara *Discount Cash Flow* yaitu menghitung nilai uang yang berubah tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*Present Value*).

Rate of Return dihitung dengan persamaan :

$$\frac{(FC+WC)(1+i)^n}{R} = \frac{CF[(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i) + 1] + SV + WC}{S} \dots\dots (6)$$

Dengan :

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value* (nilai tanah)

CF = *Annual Cash Flow* (*profit after taxes + depresiasi + finance*)

i = *Discounted cash flow*

n = Umur pabrik (tahun)

2. Kelayakan operasi

a. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales* sama dengan *total cost*.

$$BEP = \frac{(Fa + 0.3Ra)}{(Sa - Va - 0.7Ra)} \times 100\% \dots\dots\dots(7)$$

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Expense*

Ra = *Annual Regulated Expense*

Va = *Annual Variable Expense*

Sa = *Annual Sales Value*

Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi diatas BEP. Harga BEP pada umumnya berkisar antara 40 - 60% dari kapasitas maksimal. (Aries & Newton, 1955)

b. *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. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun,

maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

$$SDP = \frac{0.3Ra}{(SA - Va - 0.7Ra)} \times 100\% \dots\dots\dots(8)$$

4.10.5 Hasil Perhitungan

4.10.5.1 Penentuan *Total Capital Investment (TCI)*

a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Tabel 4.15. *Fixed Capital Investment*

No	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Delivered Equipment</i>	1.915.163,34	-
2	<i>Equipment Instalation</i>	965.242,32	2.328.838.619
3	<i>Piping</i>	2.872.745,01	2.183.286.205
4	<i>Instrumentation</i>	930.769,38	218.328.620
5	<i>Insulation</i>	248.971,23	363.881.034
6	<i>Electrical</i>	766.065,34	-
7	<i>Buildings</i>	-	2.480.000.000
8	<i>Land and Yard Improvement</i>	-	752.852.699.248
	<i>Physical Plant Cost</i>	7.698.956,62	760.427.033.726
9	<i>Engineering and Construction</i>	18.280.462,65	-

	Direct Plant Cost	25.979.419,27	760.427.033.726
10	<i>Contractor's Fee</i>	4.387.311,04	-
11	<i>Contingency</i>	10.968.277,60	-
	Fixed Capital	41.335.007,91	760.427.033.726

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

$$= (\$ 41.335.007,91 \times \text{Rp. } 10000 / \$ 1) + \text{Rp. } 760.427.033.726$$

$$= \text{Rp. } 1.250.383.646.522$$

b. Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.16 *Working Capital*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	-	2.184.123.173
2	<i>In Process Inventory</i>	-	358.069.463
3	<i>Product Inventory</i>	-	10.025.944.960
4	<i>Extended Credit</i>	-	21.818.181.818
5	<i>Available Cash</i>	-	21.484.167.772
	Total Working Capital	-	55.870.487.186

Sehingga *Total Working Capital* :

$$= \text{Rp } 55.870.487.186$$

4.10.5.2 Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

a. *Manufacturing Cost*

Tabel 4.17 *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw Materials</i>	-	51.482.903.352
2	<i>Labor Cost</i>	-	5.344.800.000
3	<i>Supervisor</i>	-	1.336.200.000
4	<i>Maintenance</i>	-	25.007.672.930
5	<i>Plant Supplies</i>	-	3.751.150.940
6	<i>Royalties and Patents</i>	-	4.800.000.000
7	<i>Utilities</i>	-	5.076.663.013
	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	-	96.790.390.235
1	<i>Payroll and Overhead</i>	-	801.720.000
2	<i>Laboratory</i>	-	534.380.000
3	<i>Plant Overhead</i>	-	2.672.400.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	-	48.000.000.000
	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	-	52.008.600.000
1	<i>Depreciation</i>	-	62.519.182.326
2	<i>Property Taxes</i>	-	12.503.836.465
3	<i>Insurance</i>	-	12.503.836.465
	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	-	87.526.855.257
	<i>Total Manufacturing Cost</i>	-	236.325.845.491

Sehingga *Total Manufacturing Cost* :

= Rp 236.325.845.491

b. General Expense

Tabel 4.18 *General Expense*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Administration</i>	-	7.089.775.365
2	<i>Sales</i>	-	11.816.292.275

3	<i>Research</i>	-	9.453.033.820
4	<i>Finance</i>	-	39.187.624.011
<i>General expense</i>		-	67.546.725.470

Sehingga *Total General Expense* :

= Rp **67.546.725.470**

Total Biaya Produksi = TMC + GE
= Rp **303.872.570.962**

4.10.5.3 Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan = Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk =Rp. 480.000.000.000

Total Biaya Produksi =Rp. 303.872.570.962

Pajak keuntungan sebesar 50%.

Keuntungan Sebelum Pajak =Rp. 176.127.429.038

Keuntungan Setelah Pajak =Rp. 88.063.714.519

4.10.5.4 Analisa Kelayakan

a. Kelayakan Investasi

1. *Persent Return of Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{FCI} \times 100\%$$

- ROI sebelum Pajak = 14,09 %
- ROI setelah Pajak = 7,04 %

2. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{FCI}{Keuntungan + Depresiasi} \times 100\%$$

- POT sebelum Pajak = 5,24 tahun
- POT setelah Pajak = 8,30 tahun

3. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Umur Pabrik = 20 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp. 1.250.383.646.523

Working Capital (WC) = Rp. 55.870.487.186

Cash Flow (CF) = Rp. 189.770.520.857

Salvage Value (SV) = Rp. 62.519.182.326

Bunga Simpanan Bank rata-rata saat ini = 8 %

Discounted cash flow rate (DCFR) dihitung dengan cara trial & error :

DCFR dihitung dengan persamaan :

$$(FC + WC)(1+i)^N = \sum_{j=1}^N C_j(1+i)^{N-j} + WC + SV$$

dari trial and error diperoleh harga $i = 13,86\%$

b. *Kelayakan Operasi*

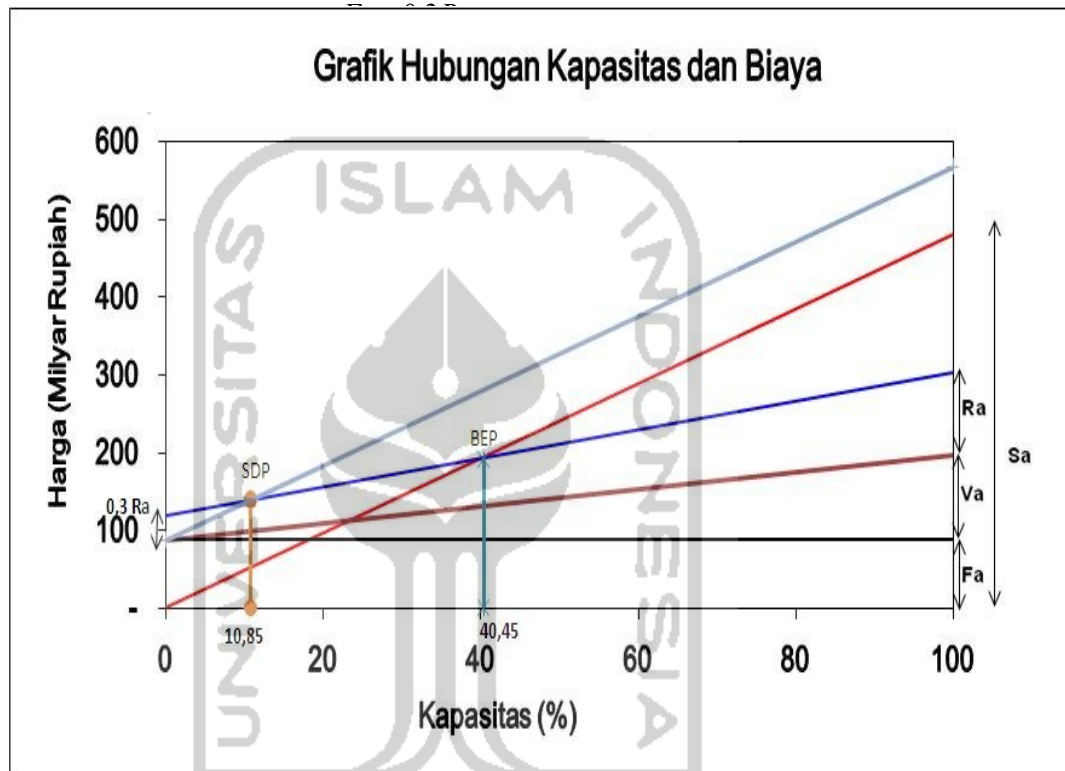
1. *Break Even Point (BEP)*

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp. 87.526.855.257

Variabel Cost (Va) = Rp. 109.350.566.365

Regulated Cost (Ra) = Rp. 106.995.149.340

Penjualan Produk (Sa) = Rp. 480.000.000.000



الجامعة الإسلامية
الاندونيسية

BAB V

PENUTUP

5.1 KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisa, baik analisa ekonomi maupun teknik maka dapat disimpulkan :

1. Pendirian Pabrik Sirup Glukosa di Indonesia sangat menarik karena kebutuhan sirup glukosa terus meningkat sejalan dengan berkembangnya industri di Indonesia.
2. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik sirup glukosa di daerah Lampung Tengah cukup menguntungkan karena lahan yang dibutuhkan dapat terpenuhi baik untuk area pabrik maupun lahan perkebunan singkong sehingga bahan baku yang dibutuhkan dapat terpenuhi, serta kemudahan dalam tenaga kerja, sarana transportasi, persediaan air dan listrik.
3. Pabrik Sirup Glukosa dari Singkong dengan kapasitas 60.000 ton/tahun digolongkan pabrik beresiko rendah karena proses berjalan pada kondisi operasi yang rendah, bahan baku dan produk yang dihasilkan tidak mudah terbakar dan meledak.
4. Dari perhitungan analisis ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut:
 - a. Modal Tetap (Fixed Capital) = Rp. 1.250.383.646.523
 - b. Modal Kerja (Working Capital) = Rp. 55.870.487.186

c. Keuntungan yang diperoleh:

- Sebelum Pajak = Rp. 176.127.429.038
- Setelah Pajak = Rp. 88.063.714.519

5. Kesimpulan Evaluasi Ekonomi:

Table 5.1 Kesimpulan evaluasi ekonomi

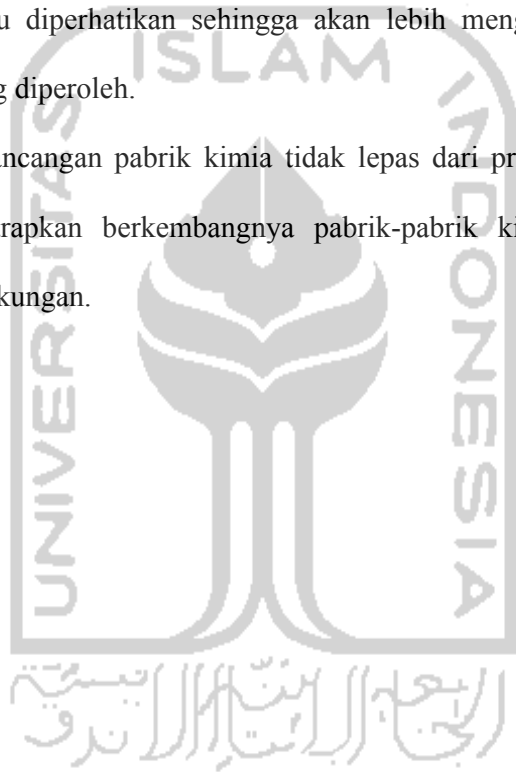
parameter	terhitung	persyaratan	referensi
ROI sebelum pajak	14,09 %	ROI sebelum pajak 11% < ROI < 44%	Aries Newton, P.193
ROI sesudah pajak	7,04 %		
POT sebelum pajak	5,24 tahun	POT sebelum pajak 5 tahun	Aries Newton, P.196
POT sesudah pajak	8,30 tahun		
BEP	40,45 %	Berkisar 40% - 60%	Aries Newton
SDP	10,85 %	< BEP	
DCFR	12 %	minimum 1,5 bunga bank	Bunga bank = 8 %

Dari hasil evaluasi ekonomi, dapat terlihat bahwa pabrik sirup glukosa dari singkong dengan kapasitas 60.000 ton/tahun layak untuk didirikan karena 4 dari 5 faktor yaitu ROI, DCFR, BEP dan SDP sudah memenuhi syarat standar kelayakan, sedangkan POT terhitung memiliki selisih dengan syarat standar kelayakan, akan tetapi tidak terlalu besar sehingga dinilai cukup layak.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses/alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1955.
- Badan Pusat Statistik, "*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*", Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta, 2003-2009.
- Bank,W and C.T. Greenwood., "*Starch Its Components*", Halsted Press, John Willey and Sons,N.Y., 1975.
- Brown, G.G., "*Unit Operation*", Modern Asia Edition, John Willey and Sons. Inc., New York, 1978.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., "*Process Equipment Design*", 2nd Ed., John Willey and Sons. Inc., New York, 1959.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., "*Chemical Engineering Design*", 6nd Ed., vol 6, Pergamon Pess, Oxford, 1983.
- Demam, M.J., "*Kimia Makanan*", p 190-195, ITB, Bandung, 1993.
- Direktorat Jendral Tanaman Pangan, "*Pengelolaan Produksi Tanaman Aneka Kacang Dan Umbi*", www.deptan.go.id, dikses tanggal 12 Juli 2011.
- Fitroyah, D. F., "*Pembuatan Sirup Fruktosa dari Umbi Gembili secara Hidrolisis Enzimatis*", Skripsi, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, UPN "Veteran" Jawa Timur, Surabaya, 2007.
- Girinda, A., "*Biokimia*", Yogyakarta, 1998.
- Hill and Kelley, "*Organic Chemistry*", The Blakistan Co., Philadelphia, Toronto, 1942.

- Hodge, J.E. and E.M, Osman, *"Food Chemistry"*, D.R Fennema, ed. Macel Dekker, Inc., New York and Basel, 1976.
- Judoamidjojo, M., Darwis, A., Endang, S., *"Teknologi Fermentasi"*, PAU Bioteknologi IPB, Bogor, 1992.
- Kern, D.Q., *"Process Heat Transfer"*, International Student Edition, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1983.
- Lindawati, S.I., *"Pembuatan Syrup Glukosa Kasar Dari Pati Sagu (Metroxylon, sp)"*, Skripsi, Jurusan Teknologi Hasil Pertanian, Fakultas Teknologi Pertanian, Universitas Brawijaya, Malang, 2006.
- Muchtadi, D., Palupi, D., Astawan, N.S., dkk, *"Enzim Dalam Industri Pangan"*, Departemen Pendidikan dan Kebudayaan, Direktorat Jendral Pendidikan Tinggi PAU IPB, Bogor, 1992.
- Perry, J.H., and Chilton, C.H., *"Chemical Engineering Hand Book"*, 6th Ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1984.
- Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., *"Plant Design and Economic for Chemical Engineer's"*, 3rd ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1968.
- Powell, S., *"Water Condition for Industry"*, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York. 1954.
- Radley, J.A., *"Starch Production Technology"*, VCH Publisher Inc., New York, 1992.
- Rase, H.F., *"Chemical Reaktor Design for Process Plant vol. I and II, Principles and Techniques"*, Willey and Sons, Inc, New York, 1977.

- Rase, H.F., and Barrow M.H., *“Project Engineering of Process Plants”*, Willey and Sons, Inc, New York, 1957.
- Ruqoiyah, A., *“Kinetika Reaksi Hidrolisis Pati Sorghum menjadi Dekstrin dengan Katalisator HCl”*, Skripsi, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, UPN “Veteran” Jawa Timur, Surabaya. 2002
- Sekretariat Negara, *“Perkembangan Harga Tujuh Komoditi Pokok Hingga 30 Juni 2009”*, www.setneg.go.id, diakses tanggal 7 Juli 2011
- Singkong, www.wikipedia.org, diakses tanggal 9 Juli 2011
- Standar Nasional Indonesia (SNI). 1992. Sirup Glukosa. SNI 01-2978-1992. Pusat Standarisasi Industri. Departemen Perindustrian.
- Subekti,D.,”*Maltodekstrin*”, <http://dudimuseind.blogspot.com>. 2007.
- Sularso., *“Pompa dan Kompresor”*, cetakan VI, P.T. Pradnya Paramita, Jakarta, 1996.
- Tjokroadikoesoemo, P.S., *“HFS dan Industri Ubi Kayu lainnya”*, Jakarta, Gramedia, 1986.
- Tranggono, B. S. and B. Sutardi. *“Biokimia dan Teknologi Pasca Panen”*, Pusat Antar Universitas Pangan dan Gizi, Gadjah Mada University Press, Yogyakarta, 1990.
- Triyono, Agus., *“Karakteristik Gula Glukosa Dan Hasil Hidrolisa Pati Ubi Jalar Dalam Upaya Pemanfaatan PAti Umbi-Umbian”*, 2008, www.journal.uui.ac.id., diakses tanggal 9 Juli 2011.
- Ullrich, G.D., *“A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics”*, John Willey and Sons. Inc., New York, 1984.

Wallas, S.M., “*Chemical Process Equipment*”, Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company, Tokyo, 1959.

Widiasa, I. N., 2005, “*Saccharification of Native Cassava Starch At High Dry Solid In An Enzymatic Membrane Reactor*”, www.google.com

Winarno, F.G., “*Enzim Pangan*”, p 35-53, Jakarta, Gramedia, 1982.



LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

1. Reaktor Likuifikasi

Fungsi : Mengubah (C₆H₁₀O₅) sebanyak 5.608,9 kg/jam menjadi *dekstrin* melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim α -*amylase*

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan koil pendingin

Kondisi Operasi : Eksotermis

$$T = 95\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1\text{ atm}$$

A. MENGHITUNG KECEPATAN VOLUMETRIS UMPAN



Diketahui:

Komponen	m, kg/jam	ρ , kg/L	Fv, L/jam	BM (kg/kmol)	Kmol/jam
C ₆ H ₁₀ O ₅	5.608,9	0,9951	5.636,6	162000	0,0346
H ₂ O	3.490	0,9546	3.655,8	18	193,887
α -amylase	5,5	1,0400	5,2	53000	0,0001
CaCl ₂	2,0	2,1520	0,9	111	0,0182
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n				1620	
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁				342	
C ₆ H ₁₂ O ₆				180	
Total	9.106,3		9.298,6		

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi likuifikasi ini adalah $C_6H_{10}O_5$, maka $C_6H_{10}O_5$ adalah senyawa A .

$$C_{A_0} = \frac{\text{mol } A}{\Sigma F_V} = 3,723 \times 10^{-6} \text{ kmol / L}$$

2. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

- Persaman Michaelis-Menten untuk reaksi enzimatis :

$$r = \frac{V_{maks} \cdot C_A}{K_m + C_A}$$

Dimana : r = Kecepatan reaksi

K_m = konstanta Michaelis-Menten = 0,000155 kmol/liter

C_A = Konsentrasi pati = $1,2285 \times 10^{-7}$ kmol/liter

V_{maks} = Kecepatan reaksi maksimum

Asumsi :

- Reaksi orde 1 karena nilai C_A dan K_m sangat kecil sehingga dapat diabaikan. Persamaan menjadi :

$$r = V_{maks} \quad \text{Dimana } V_{maks} = k \cdot C_A$$

- Reaksi *irreversible*,
- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi di dalam reaktor,
- Kecepatan alir volumetrik (F_V) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor,

$$\frac{d(C_A)}{dt} = r_A$$

$$\frac{d(C_{A0} - C_{A0} \cdot x)}{dt} = r_A$$

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

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

$$- C_{A0} \frac{dx}{dt} = k \cdot C_A$$

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

$$-k \int \frac{1}{1-x} = \int \frac{dx}{dt}$$

$$-k \cdot t = \ln(1-x)$$

$$k = \frac{-\ln(1-x)}{t}$$

Dimana : k : Konstanta kecepatan reaksi liquifikasi, 1/jam

C_{A0} : Konsentrasi reaktan A mula-mula = $3,723 \times 10^{-6} \text{ kmol/L}$

t : Waktu reaksi = 2 jam

x_A : Konversi reaksi = 97,7%

Maka : k = 0,0314 /menit
= 1,886 /jam

B. OPTIMASI REAKTOR

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk reaktor seri dengan rumus:

$$V = \frac{Fv \cdot (x_{A_n} - x_{A_{01}})}{k \cdot (1-x)}$$

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

- Untuk 1 buah reaktor

$$V_1 = 55.693,1 \text{ gallon}$$

$$\Theta = 22,52 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,977$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = 7.334 \text{ gallon}$$

$$\Theta = 2,97 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,85$$

$$x_2 = 0,977$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = 3.299,1 \text{ gallon}$$

$$\Theta = 1,33 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,72$$

$$x_2 = 0,92$$

$$x_3 = 0,977$$

- Untuk 4 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 2.055,6 \text{ gallon}$$

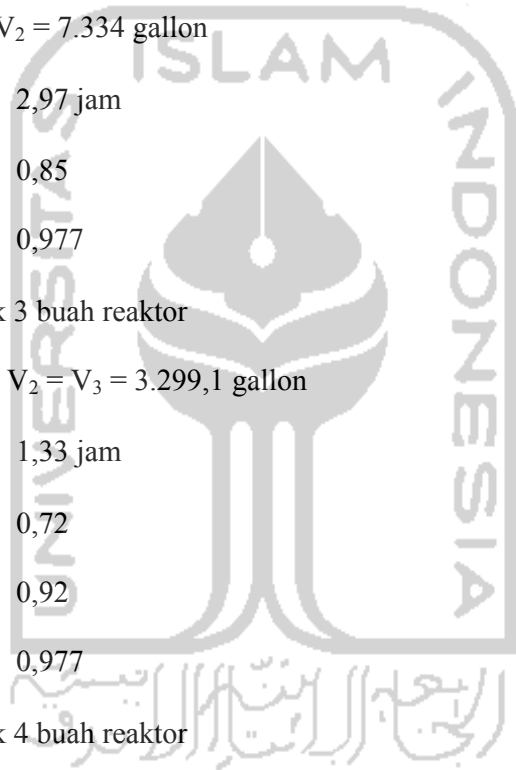
$$\Theta = 0,83 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,61$$

$$x_2 = 0,85$$

$$x_3 = 0,94$$

$$x_4 = 0,977$$



- Untuk 5 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 = 1.476,9 \text{ gallon}$$

$$\Theta = 0,6 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,53$$

$$x_2 = 0,78$$

$$x_3 = 0,90$$

$$x_4 = 0,95$$

$$x_5 = 0,977$$

2. Menghitung Harga reaktor

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

$P = 1 \text{ atm}$

Bahan konstruksi reaktor dipilih "*Carbon Steel SA-283 Grade C*", maka basis harga reaktor pada volume 100 gallon = \$7.000 (*Timmerhaus, Fig. 16-35, P. 731*).

$$= \times \frac{55.693,1}{100}$$

Dimana : E_a : Harga reaktor basis

E_b : Harga reaktor perancangan

C_a : Kapasitas reaktor basis

C_b : Kapasitas reaktor perancangan

- Untuk 1 buah reaktor

$$= \$7.000 \times \frac{55.693,1}{100}$$

$$= \$310.870,1$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$= \$7.000 \times \frac{7.334}{100}$$

$$= \$92.109,3$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$= \$7.000 \times \frac{3.299,1}{100}$$

$$= \$57.034,9$$

- Untuk 4 buah reaktor

$$= \$7.000 \times \frac{2.055,6}{100}$$

$$= \$42.939,8$$

- Untuk 5 buah reaktor

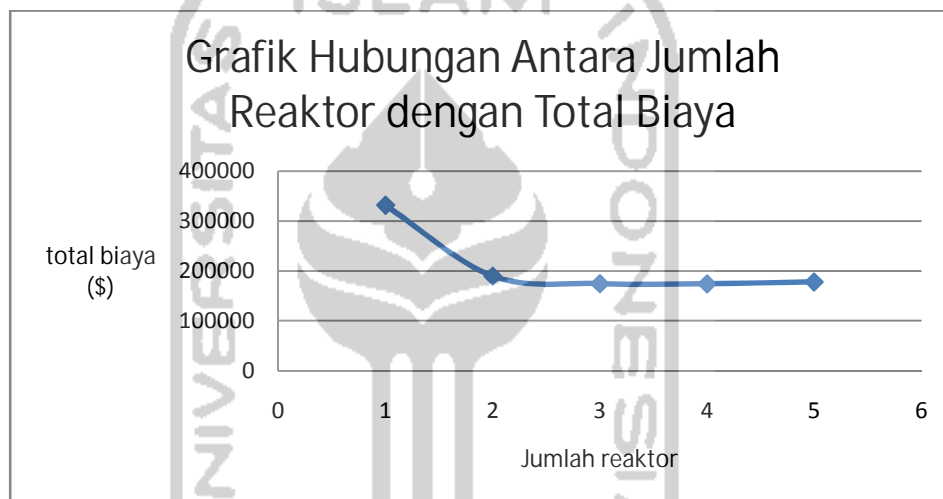
$$= \$7.000 \times \frac{1.476,9}{1000}$$

$$= \$35.213,2$$

3. Penentuan Jumlah Reaktor yang Optimum

Jumlah reaktor	Konversi setiap reaktor	Volume reaktor (gallon)	Volume total reaktor (gallon)	Harga tiap Unit (dollar)	Harga total (dollar)	θ, jam
1	x ₁ 0,977	55.693,1	55.693,1	310.870,1	310.870,1	22,52
2	x ₁ 0,85	7.334	14.668,0	92.109,3	184.218,6	2,97
	x ₂ 0,98					
3	x ₁ 0,72	3.299,1	9.897,5	.	171.104,6	1,33
	x ₂ 0,92					
	x ₃ 0,977					
4	x ₁ 0,61	2.055,6	8.222,4	42.939,8	171.759,2	0,83

	x ₂	0,85					
	x ₃	0,94					
	x ₄	0,977					
5	x ₁	0,53	1.476,9	7.384,4	35.213,2	176.065,9	0,6
	x ₂	0,78					
	x ₃	0,90					
	x ₄	0,95					
	x ₅	0,977					



Pertimbangan volume : $V_1 > V_2 > V_3 > V_4 > V_5 > V_6$

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

Maka jumlah reaktor yang optimum sebanyak **3 buah disusun seri** untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum.

C. PERANCANGAN REAKTOR

Volume cairan dalam reaktor

$$\begin{aligned}
 V_{\text{cairan}} &= 3.229,1 \text{ gallon} \\
 &= 12.488,7 \text{ liter} \\
 &= 12,488 \text{ m}^3 \\
 &= 441,03 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Volume reaktor, *overdesign* 20%

$$\begin{aligned}V_{\text{reaktor}} &= 14.986,4 \text{ liter} \\ &= 14,986 \text{ m}^3 \\ &= 529,2 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D : H = 1 : 1

Dari persamaan 3.1 Brownell & Young diperoleh :

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 (H)$$

Sehingga diperoleh persamaan :

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_T}{\pi}}$$

Dengan nilai $\pi = 3,14$ dan $V_T = 14,986 \text{ m}^3$, maka diperoleh

$$\begin{aligned}D &= 2,672 \text{ m} & H &= D = 2,672 \text{ m} \\ &= 8,768 \text{ ft} & &= 8,768 \text{ ft} \\ &= 105,223 \text{ in} & &= 105,223 \text{ in}\end{aligned}$$

2. Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Digunakan persamaan;

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Eq. 13-12, P. 25 Brownell \& Young})$$

Dimana : t_s : Tebal dinding shell, in

$$P : \text{Tekanan design } (P_{\text{operasi}} \times 1,2) = 17,64 \text{ psi}$$

$$r_i : \text{jari-jari reaktor} = 52,611 \text{ in}$$

$$E : \text{Effisiensi sambungan las} = 0,8$$

$$f : \text{Tekanan maksimal yang diizinkan} = 12,65 \text{ psi}$$

$$C : \text{Korosi yang diizinkan} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Maka: } t_s = 0,217 \text{ in}$$

$$\text{Digunakan tebal shell standar} = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

$$ID_{\text{shell}} = 105,223 \text{ in}$$

$$OD_{\text{shell}} = ID_{\text{shell}} + 2t_s$$

$$= 105,723 \text{ in}$$

3. Menentukan Tebal Head

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Bentuk head : *Flanged and Dished Head (Torispherical)*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

- *Flanged & Standard Dished Head*

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

- *Torispherical Flanged & Dished Head*

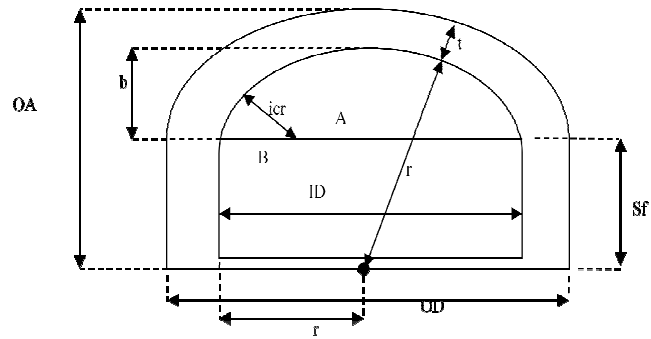
Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *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 terbatas. (P-87 Brownell, 1959)



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 dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{Eq.13-12P.25 Brownell \& Young})$$

Dimana : rc (*inside spherical or crown radius, in*)

Maka : t head = 0,1296 in

t head standar = 0,1875 in

4. Menentukan Ukuran Head

Diambil harga r (radius of dish) $ID = 105,223$ in

$$Icr = 6\% \cdot r = 6,313 \text{ in}$$

$$a = 0,5 ID = 52,611 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (52,611 - 6,313) \text{ in}$$

$$= 46,298 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= (105,223 - 6,313) \text{ in}$$

$$= 98,909 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(98,909)^2 - (46,298)^2}$$

$$= 87,404 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= (105,223 - 87,404) \text{ in}$$

$$= 17,818 \text{ in}$$

Sf (Straight of Flange) = 2 in (Tabel 5.6, P88, Brownell&Young)

Jadi tinggi head total, $OA = Sf + b + thead$

$$= 20,006 \text{ in}$$

$$= 0,508 \text{ m}$$

Volume head total (V_{head}) = Volume head (V_h) + Volume flange (V_{sf})

Volume sebuah *head* untuk *Torospherical dished head* adalah :

$$\begin{aligned}
 V_h &= 0,000049 \times ID^3 && \text{(Eq.5-11, P.88 Brownell\&Young)} \\
 &= 0,000049 \times (105,223^3) \\
 &= 57,085 \text{ in}^3 \\
 &= 0,001 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell (Vs)} &= \text{Volume design} - 2 \cdot \text{Volume head total} \\
 &= (14,986 - (2 \times 0,001)) \text{ m}^3 \\
 &= 14,985 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan

D : H = 1 : 1 (HF,Rase.P-343) maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{Tinggi head}) \\
 &= 105,223 \text{ in} + (2 \times 20,005) \text{ in} \\
 &= 145,234 \text{ in} \\
 &= 3,689 \text{ m} \\
 \text{Luas penampang} &= \pi/4 \times Di^2 \\
 &= 3,14/4 \times (2,673 \text{ m})^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 5,607 \text{ m}^2 \\
 \text{Tinggi shell} &= \frac{Vs}{A} \\
 &= \frac{14,985 \text{ m}^3}{5,607 \text{ m}} \\
 &= 2,673 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam silinder (*shell*) :

$$\begin{aligned}
 ZL &= \frac{4 \cdot Vc}{\pi \cdot Di^2} \\
 &= \frac{4 \times 12,488 \text{ m}^3}{\pi \times (2,673 \text{ m})^2} \\
 &= 2,227 \text{ m}
 \end{aligned}$$

5. Merancang Pengaduk Reaktor

Komponen	μ (cp)	Jumlah (kg/jam)	Fraksi massa, X_i
$C_6H_{10}O_5$	1,166	5.608,9	0,6159
H_2O	0,123	3.489,0	0,3832
α -amylase	1	5,5	0,0006
$CaCl_2$	0,1	2,0	0,0002
$(C_6H_{10}O_5)_n$			
$C_{12}H_{22}O_{11}$			
$C_6H_{12}O_6$			
Total		9.106,3374	

Tugas pengaduk : untuk mencampur.

Tipe Pengaduk : *blade turbin impeller*, 6 buah *blade* dengan 4 buah *baffle* (Fig. 8.4, P-341, HF. Rase)

Diketahui :

$$D_t = 2,673 \text{ m}$$

$$\frac{D_t}{D_i} = 3$$

$$D_i = \frac{D_t}{3} = 0,891 \text{ m}$$

$$\frac{Z_i}{D_i} = 1 \longrightarrow Z_i = 1 \times 0,891 \text{ m} = 0,891 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \frac{W}{D_i} = 0,17 \longrightarrow W &= 0,17 \times D_i \\ &= 0,17 \times 0,891 \text{ m} = 0,151 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{H}{D_i} = 3,9 \longrightarrow H &= 3,9 \times D_i \\ &= 3,9 \times 0,891 \text{ m} = 3,474 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L/D_t = 0,25 &\longrightarrow L = 0,25 \times D_i \\ &= 0,25 \times 0,891 \text{ m} = 0,223 \text{ m} \end{aligned}$$

Ringkasan Ukuran Reaktor

- ◆ Diameter dalam reaktor (D_t) = 2,673 m
- ◆ Tinggi reaktor (Z_R) = 3,689 m
- ◆ Jarak pengaduk dari dasar (Z_i) = 0,891 m
- ◆ Diameter pengaduk (D_i) = 0,891 m
- ◆ Lebar pengaduk (L) = 0,178 m
- ◆ Panjang pengaduk (H) = 3,474 m
- ◆ Lebar *buffle* (W) = 0,151 m
- ◆ Tinggi cairan dalam silinder (Z_L) = 2,223 m

6. Menghitung Kecepatan Pengaduk Dalam reaktor

$$\frac{WELH}{2D_i} = \left[\frac{H \cdot D_i \cdot N}{600} \right]^2 \quad (\text{Eq. 8-8, P-345, HF. Rase})$$

Dimana :

WELH : *Water Equipment Liquid Height*

D_i : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

$$\begin{aligned} WELH &= Z_L \times \left(\frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} \right) \\ &= 2,223 \text{ m} \times \left(\frac{979,326}{954,638} \right) \\ &= 2,285 \text{ m} \\ &= 7,496 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}} \\
 &= \frac{600}{3,14 \times 2,923} \sqrt{\frac{7,496}{2 \times 2,923}} \\
 &= 74,028 \text{ rpm} \\
 &= 1,234 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Kecepatan pengaduk (N) standar yang digunakan adalah 84 rpm (P-288, Wallas)

7. Menghitung Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{N \cdot Di^2 \cdot \rho}{\mu} \\
 &= 3.955.522,35
 \end{aligned}$$

karena $Nre > 2100$ maka alirannya *turbulen*

Dari fig 8.8 Rase untuk *six blade turbin* dengan $Nre > 10$, maka $Np = 5,5$

8. Menghitung Power

$$Pa = 1,150 \text{ Hp}$$

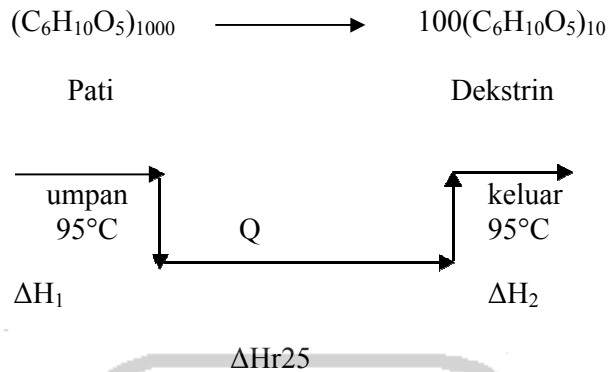
Jika Effisiensi pengaduk 81 % (Fig 14.38, P.521, Timmerhouse)

$$\begin{aligned}
 \text{Maka : Power} &= \frac{Pa}{Eff} \\
 &= \frac{1,150}{81\%} = 1,419 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Digunakan Hp standar = 1,5 Hp (standar NEMA)

D. MENGHITUNG NERACA PANAS REAKTOR

1. Reaktor – 01



• **Menghitung panas reaksi (ΔHr)**

Reaktan yang bereaksi

$$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 = 0,0339 \text{ kmol/jam} = 33,9303 \text{ mol/jam}$$

Produk yang dihasilkan

$$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n = 2,5225 \text{ kmol/jam} = 2.522,4702 \text{ mol/jam}$$

komponen	ΔH_f 25°C (Kcal/mol)
$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$	-182,2562
$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n$	-661,8900

$$\Delta\text{H}_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta\text{H}_f^\circ \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta\text{H}_f^\circ \right)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta\text{H}_R^\circ = -1.663.413,9 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

komponen	n (kmol/jam)	Cp (j/mol K)	Qinput (kkal/jam)	ΔT (K)

C ₆ H ₁₀ O ₅	0,0346	81,16	47,0	70
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0	81,16	0	70
(C ₆ H ₁₂ O ₆)	0	102,96	0	70
(C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	0	207,32	0	70
CaCl ₂	0,0182	67	20,4	70
α-amylase	0.0001	139.655	240,5	70
H ₂ O	193,8872	88,4056	286.579,4	70
jumlah	193.9401		286.887,3	

Panas produk hasil reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp (j/mol K)	Qoutput (kkal/jam)	ΔT (K)
C ₆ H ₁₀ O ₅	0,00069	81,16	0,9	70
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	2,5225	81,16	3.422,8	70
(C ₆ H ₁₂ O ₆)	1,8586	102,96	3.199,4	70
(C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	3,4235	207,32	11.866,7	70
CaCl ₂	0,0182	67	20,4	70
α-amylase	0,0001	139.655	240,5	70
H ₂ O	188,6051	88,4056	278.772,1	70
jumlah	196,4287		297.552,8	

$$Q = \Delta H_m + \Delta HR^\circ - \Delta H_k$$

$$= -1.674.049 \text{ kkal/jam}$$

kebutuhan air pendingin

air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan diharapkan keluar pada suhu 60°C menyerap panas keluar dari reaktor

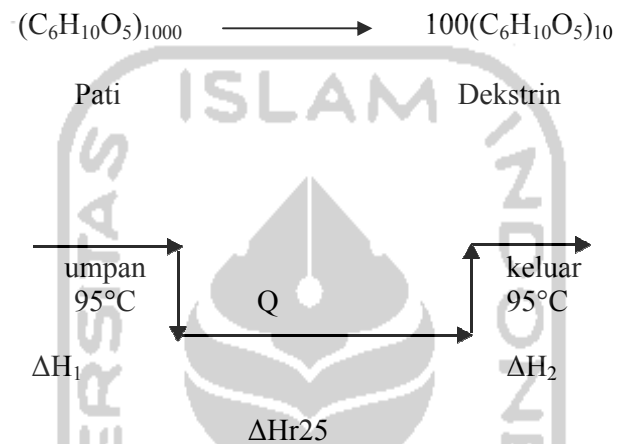
$$T \text{ pendingin masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pendingin keluar} = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ kcal/kg.K}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin (mp)} &= Q / (C_p \times \Delta T) \\ &= 55.801,6 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

2. Reaktor – 02



• Menghitung panas reaksi (ΔH_r)

Reaktan yang bereaksi

$$C_6H_{10}O_5 = 0,0007 \text{ kmol/jam} = 0,6922 \text{ mol/jam}$$

Produk yang dihasilkan

$$(C_6H_{10}O_5)_n = 2,5866 \text{ kmol/jam} = 2.586,61371 \text{ mol/jam}$$

komponen	$\Delta H_f \text{ } 25^\circ\text{C}$ (Kcal/mol)
$C_6H_{10}O_5$	-182,2562
$(C_6H_{10}O_5)_n$	-661,8900

$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \right)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R^\circ = -1.711.927,7 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp (j/mol K)	Qinput (kkal/jam)	ΔT (K)
C ₆ H ₁₀ O ₅	0,0007	81,16	0,9	70
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	2,5225	81,16	3.422,8	70
(C ₆ H ₁₂ O ₆)	1,8586	102,96	3.199,4	70
(C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	3,4235	207,32	11.866,7	70
CaCl ₂	0,0182	67	20,4	70
α -amylase	0,0001	139.655	240,5	70
H ₂ O	188,6051	88,4056	278.772,1	70
jumlah	196,4287		297.521,9	

Panas produk hasil reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp (j/mol K)	Qoutput (kkal/jam)	ΔT (K)
C ₆ H ₁₀ O ₅	0	81,16	0,0004	70
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	2,5866	81,16	3.509,9	70
(C ₆ H ₁₂ O ₆)	1,8621	102,96	3.205,4	70
(C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	3,4471	207,32	11.948,6	70
CaCl ₂	0,0182	67	20,4	70
α -amylase	0,0001	139.655	240,5	70
H ₂ O	188,5780	88,4056	278.732	70
jumlah	196,4921		297.656,7	

$$Q = \Delta H_m + \Delta H_R^\circ - \Delta H_k$$

$$= -1.711.794 \text{ kkal/jam}$$

kebutuhan air pendingin

air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan diharapkan keluar pada suhu 60°C menyerap panas keluar dari reaktor

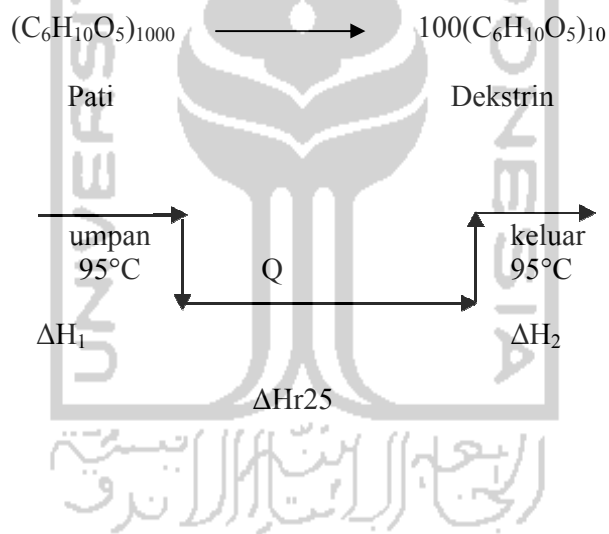
$$T \text{ pendingin masuk} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pendingin keluar} = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ kcal/kg.K}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin (mp)} &= Q / (C_p \times \Delta T) \\ &= 57.068,7 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

3. Reaktor – 03



- Menghitung panas reaksi (ΔH_r)

Reaktan yang bereaksi

$$C_6H_{10}O_5 = 2,77 \times 10^{-7} \text{ kmol/jam} = 0,00027698 \text{ mol/jam}$$

Produk yang dihasilkan

$$(C_6H_{10}O_5)_n = 2,5866 \text{ kmol/jam} = 2.586,64085 \text{ mol/jam}$$

komponen	ΔH_f 25°C (Kcal/mol)
C ₆ H ₁₀ O ₅	-182,2562
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	-661,8900

$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \right)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R^\circ = -1.712.071,8 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	C _p (j/mol K)	Qinput (kkal/jam)	ΔT (K)
C ₆ H ₁₀ O ₅	2,76982E-07	81,16	0,0004	70
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	2,5866	81,16	3.509,9	70
(C ₆ H ₁₂ O ₆)	1,8621	102,96	3.205,4	70
(C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	3,4471	207,32	11.948,6	70
CaCl ₂	0,0182	67	20,4	70
α-amylase	0,0001	139.655	240,5	70
H ₂ O	188,5780	88,4056	278.732	70
jumlah	196,4921		297.656,7	

Panas produk hasil reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	C _p (j/mol K)	Qoutput (kkal/jam)	ΔT (K)
C ₆ H ₁₀ O ₅	0	81,16	0	70
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	2,5866	81,16	3.509,9	70

(C ₆ H ₁₂ O ₆)	1,8621	102,96	3.205,4	70
(C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	3,4472	207,32	11.948,6	70
CaCl ₂	0,0182	67	20,4	70
α-amylase	0,0001	139.655	240,5	70
H ₂ O	188,5780	88,4056	278.732	70
jumlah	196,4922		297.656,8	

$$Q = \Delta H_m + \Delta HR^\circ - \Delta H_k$$

$$= -1.712.072 \text{ kkal/jam}$$

kebutuhan air pendingin

air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan diharapkan keluar pada suhu 60°C menyerap panas keluar dari reaktor

$$T \text{ pendingin masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pendingin keluar} = 60^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ kcal/kg.K}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin (mp)} = Q / (C_p \times \Delta T)$$

$$= 57.069 \text{ Kg/jam}$$

E. MENGHITUNG DIMENSI KOIL PENDINGIN

1. Reaktor – 01

$$\text{Volume Reaktor} = 14.986,4 \text{ Liter}$$

- Menghitung debit air pendingin

$$\text{Pendingin yang digunakan} = \text{air}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 60^\circ\text{C}$$

Kebutuhan pendingin = 54.819,1 kg/jam

Kapasitas panas (Cp) = 1 kcal/kg. °C

Debit air = $\frac{Wt}{\rho} = 55,4 \text{ m}^3/\text{jam}$
= 1.955,2 ft³/jam

- Menghitung harga ΔT_{LMTD}

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1)^{\circ}F - (T_1 - t_2)^{\circ}F}{\ln \frac{(T_2 - t_1)^{\circ}F}{(T_1 - t_2)^{\circ}F}} = 87,2 \text{ }^{\circ}F$$

- Menghitung luas penampang aliran (A)

Harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 2,5 m/s (P.534,coulson)

Luas Penampang (A) = $\frac{Fvp}{v} = 0,066 \text{ ft}^2$

Diameter dalam pipa = $\sqrt{\frac{4.Fvp}{\pi.v}} = 0,088 \text{ m}$
= 0,290 ft
= 3,485 in

Dipakai IPS 4 in, sehingga diperoleh ; (tabel 10, P. 844, Kern)

OD	4,5 in = 0,1143 m = 0,375 ft
ID	4,026 in = 0,10226 m = 0,505 ft
A'	12,7 in ² = 0,0082 m ² = 0,0882 ft ²
A''	1,178 ft ² /ft

- Menghitung Mass Velocity (Gt)

$$Gt = \frac{Wt}{A} = 1.370.419 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- Menghitung h_i dan h_{io}

$$\text{Re dalam pipa} = \frac{ID \times Gt}{\mu} = 950.314,2$$

$$\text{Untuk } T_{avg} = 113 \text{ } ^\circ\text{F},$$

$$\text{diperoleh } h_i = 1.550 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F.jam} \quad (\text{fig.25,P.835,Kern})$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 1.386,7 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F.jam}$$

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

$$h_c = \frac{0,87k}{Dt} \cdot \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu}\right)^{2/3} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1.277,9 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F.jam}$$

- Menghitung U_c dan U_d

- ❖ *Clean Overall Coefisient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_c \times h_{i_0}}{h_c + h_{i_0}} = 665,0 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F.jam}$$

- ❖ *Dirty Overall Coefficient* (U_d)

$$\text{Dimana, } U_d = \frac{hd \times U_c}{hd + U_c}$$

$$hd = \frac{1}{Rd_{\min}}$$

$$\text{dengan } Rd_{\min} = 0,002 \text{ ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F.jam/Btu},$$

$$\text{sehingga ; } hd = 500 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F.jam}$$

$$U_d = 285,4 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F.jam}$$

- Menghitung Luas Perpindahan Panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = 262,1 \text{ ft}^2$$

$$= 24,4 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Selimut Reaktor} = \text{luas Shell} + \text{Luas Bottom}$$

$$= \pi \cdot D \cdot H + (\pi/4) \cdot D \cdot OA$$

$$= 23,5 \text{ m}^2$$

$$= 252,9 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer paanas lebih besar dibandingkan dengan luas selimut reaktor maka digunakan koil pendingin

- Menghitung panjang koil

$$Lc = \frac{A_{Design}}{A''} = 222,5 \text{ ft}$$

- Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

- ❖ Diamter Heliks ,dipilih 70% dari diameter reaktor

$$\begin{aligned} DH &= 70\% \times 2,673 \text{ m} \\ &= 1,871 \text{ m} \\ &= 6,138 \text{ ft} \end{aligned}$$

- ❖ Jarak antar pusat koil (jsp), dipilih 90% dari OD koil

$$\begin{aligned} \text{OD koil} &= 4,5 \text{ in} \\ \text{Jsp} &= 90\% \times 4,5 \text{ in} \\ &= 4,05 \text{ in} \\ &= 0,3375 \text{ ft} \end{aligned}$$

- ❖ Panjang 1 Putaran Heliks (Lhe)

$$Lhe = 1/2 \cdot \pi \cdot (D_H^2 + Jsp^2) + 1/2 \pi \cdot D_H = 68,965 \text{ ft}$$

- ❖ Jumlah putaran (Nc) = Lc/Lhe

$$= 3,1894 \text{ putaran}$$

$$= 4 \text{ putaran}$$

- ❖ Tinggi Koil (Hc) = Jsp x Nc = 1,3499 ft

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena tinggi koil < tinggi cairan dalam sheel sebelum ada koil.

- ❖ Tinggi cairan setelah ditambah koil

$$h_L = \frac{V(cair) + V(koil)}{\left(\frac{\pi}{4} D_R^2\right)}$$

$$= 2,351 \text{ m}$$

$$\diamond \text{ Volume Coil (Vc)} = (\pi/4) \times \text{OD}^2 \times \text{Lc} = 24,562 \text{ ft}^3$$

- Menghitung Pressure Drop Koil (ΔP)

$$\Delta P = \frac{f \times G t^2 \times L}{5,22 \cdot 10^{10} \times ID \times S \times \phi t} = 1,936 \text{ Psi}$$

2. Reaktor – 02

$$\text{Volume Reaktor} = 14.986,4 \text{ Liter}$$

Menghitung debit air pendingin

$$\text{Pendingin yang digunakan} = \text{air}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 60 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin} = 56.279,6 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kapasitas panas (Cp)} = 1 \text{ kcal/kg. }^\circ\text{C}$$

$$\text{Debit air} = \frac{W_t}{\rho} = 56,8 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 2.007,3 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

- Menghitung harga ΔT_{LMTD}

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1)^\circ F - (T_1 - t_2)^\circ F}{\ln \frac{(T_2 - t_1)^\circ F}{(T_1 - t_2)^\circ F}} = 87,232 \text{ }^\circ\text{F}$$

- Menghitung luas penampang aliran (A)

$$\text{Harga kecepatan cairan dalam pipa (v)} = 2,5 \text{ m/s (P.534, coulson)}$$

$$\text{Luas Penampang (A)} = \frac{F v p}{v} = 0,068 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter dalam pipa} = \sqrt{\frac{4 \cdot F v p}{\pi \cdot v}} = 0,090 \text{ m}$$

$$= 0,294 \text{ ft}$$

$$= 3,531 \text{ in}$$

Dipakai IPS 4 in, sehingga diperoleh ; (tabel 10, P. 844, Kern)

OD	4,5 in = 0,1143 m = 0,375 ft
ID	4,026 in = 0,10226 m = 0,505 ft
A'	12,7 in ² = 0,0082 m ² = 0,0882 ft ²
A''	1,178 ft ² /ft

- Menghitung Mass Velocity (Gt)

$$Gt = \frac{Wt}{A'} = 1.406.930 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- Menghitung hi dan hio

$$\text{Re dalam pipa} = \frac{ID \times Gt}{\mu} = 975.622,5$$

$$\text{Untuk } T_{avg} = 113 \text{ } ^\circ\text{F},$$

$$\text{diperoleh } h_i = 1525 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam} \quad (\text{fig.25,P.835,Kern})$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 1.364,3 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

$$hc = \frac{0,87k}{Dt} \cdot \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu}\right)^{2/3} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1.294,4 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- Menghitung Uc dan UD

- ❖ Clean Overall Coefisient (Uc)

$$Uc = \frac{hc \times h_{i_0}}{hc + h_{i_0}} = 664,2 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- ❖ Dirty Overall Coefficient (Ud)

$$Ud = \frac{hd \times Uc}{hd + Uc} \quad hd = \frac{1}{Rd_{\min}}$$

Dimana,

dengan $R_{dmin} = 0,002 \text{ ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\cdot\text{jam}/\text{Btu}$,

sehingga ; $h_d = 500 \text{ Btu}/\text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\cdot\text{jam}$

$U_d = 285,3 \text{ Btu}/\text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}\cdot\text{jam}$

- Menghitung Luas Perpindahan Panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = 269,2 \text{ ft}^2 \\ = 25,0 \text{ m}^2$$

Luas Selimut Reaktor = luas Shell + Luas Bottom

$$= \pi \cdot D \cdot H + (\pi/4) \cdot D \cdot O_A$$

$$= 23,493 \text{ m}^2$$

$$= 252,872 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer paanas lebih besar dibandingkan dengan luas selimu reaktor maka digunakan koil pendingin

- Menghitung panjang koil

$$L_c = \frac{A_{Design}}{A''} = 228,564 \text{ ft}$$

- Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

- ❖ Diamter Heliks ,dipilih 70% dari diameter reaktor

$$D_H = 70\% \times 2,673 \text{ m}$$

$$= 1,871 \text{ m}$$

$$= 6,138 \text{ ft}$$

- ❖ Jarak antar pusat koil (jsp), dipilih 90% dari OD koil

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

$$\begin{aligned} J_{sp} &= 90\% \times 4,5 \text{ in} \\ &= 4,05 \text{ in} \\ &= 0,3375 \text{ ft} \end{aligned}$$

❖ Panjang 1 Putaran Heliks (Lhe)

$$L_{he} = 1/2 \cdot \pi \cdot (D_H^2 + J_{sp}^2) + 1/2 \pi \cdot D_H = 68,965 \text{ ft}$$

❖ Jumlah putaran (Nc) = Lc/Lhe

$$= 3,3049 \text{ putaran}$$

$$= 4 \text{ putaran}$$

❖ Tinggi Koil (Hc) = Jsp x Nc = 1,350 ft

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena tinggi koil < tinggi cairan dalam sheel sebelum ada koil.

❖ Tinggi cairan setelah ditambah koil

$$h_L = \frac{V(\text{cair}) + V(\text{koil})}{\left(\frac{\pi}{4} D_R^2\right)} = 2,354 \text{ m}$$

❖ Volume Coil (Vc) = $(\pi/4) \times OD^2 \times Lc = 25,230 \text{ ft}^3$

• Menghitung Pressure Drop Koil (ΔP)

$$\Delta P = \frac{f \cdot G^2 \cdot xL}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot S \cdot \phi} = 1,989 \text{ Psi}$$

3. Reaktor – 03

$$\text{Volume Reaktor} = 14.986,4 \text{ Liter}$$

• Menghitung debit air pendingin

$$\text{Pendingin yang digunakan} = \text{air}$$

Suhu pendingin masuk = 30 °C

Suhu pendingin keluar = 60 °C

Kebutuhan pendingin = 56.280,1 kg/jam

Kapasitas panas (Cp) = 1 kcal/kg. °C

Debit air = $\frac{Wt}{\rho} = 56,8 \text{ m}^3/\text{jam}$

= 2.007,3 ft³/jam

- Menghitung harga ΔT_{LMTD}

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1)^{\circ}F - (T_1 - t_2)^{\circ}F}{\ln \frac{(T_2 - t_1)^{\circ}F}{(T_1 - t_2)^{\circ}F}} = 87,2320^{\circ}F$$

- Menghitung luas penampang aliran (A)

Harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 2,5 m/s (P.534, coulson)

Luas Penampang (A) = $\frac{Fvp}{v} = 0,0680 \text{ ft}^2$

Diameter dalam pipa = $\sqrt{\frac{4.Fvp}{\pi.v}} = 0,0897 \text{ m}$

= 0,294 ft

= 3,531 in

Dipakai IPS 4 in, sehingga diperoleh ; (tabel 10, P. 844, Kern)

OD	4,5 in = 0,1143 m = 0,375 ft
ID	4,026 in = 0,10226 m = 0,505 ft
A'	12,7 in ² = 0,0082 m ² = 0,0882 ft ²
A''	1,178 ft ² /ft

- Menghitung Mass Velocity (Gt)

$$\frac{Wt}{A}$$

$$Gt = 1.406.941,8 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- Menghitung hi dan hio

$$\text{Re dalam pipa} = \frac{ID \times Gt}{\mu} = 975.630,6$$

$$\text{Untuk } T_{avg} = 113 \text{ } ^\circ\text{F},$$

$$\text{diperoleh } hi = 1525 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam} \quad (\text{fig.25,P.835,Kern})$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD} = 1.364,3 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

$$hc = \frac{0,87 \cdot k}{Dt} \cdot \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu}\right)^{2/3} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1.294,6 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- Menghitung Uc dan Ud

- ❖ *Clean Overall Coefisient* (Uc)

$$Uc = \frac{hc \times hi_0}{hc + hi_0} = 664,281 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- ❖ *Dirty Overall Coefficient* (Ud)

$$Ud = \frac{hd \times Uc}{hd + Uc} \quad \text{Dimana,} \quad hd = \frac{1}{Rd_{\min}}$$

$$\text{dengan } Rd_{\min} = 0,002 \text{ ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam/Btu},$$

$$\text{sehingga ; } hd = 500 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

$$Ud = 285,275 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- Menghitung Luas Perpindahan Panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = 269,243 \text{ ft}^2$$

$$= 25,0 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Selimut Reaktor} = \text{luas Shell} + \text{Luas Bottom}$$

$$= \pi \cdot D \cdot H + (\pi/4) \cdot D \cdot OA$$

$$= 23,493 \text{ m}^2$$

$$= 252,872 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer panas lebih besar dibandingkan dengan luas selimut reaktor maka digunakan koil pendingin

- Menghitung panjang koil

$$L_c = \frac{A_{Design}}{A''} = 228,6 \text{ ft}$$

- Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

- ❖ Diameter Heliks, dipilih 70% dari diameter reaktor

$$\begin{aligned} D_H &= 70\% \times 2,673 \text{ m} \\ &= 1,871 \text{ m} \\ &= 6,138 \text{ ft} \end{aligned}$$

- ❖ Jarak antar pusat koil (jsp), dipilih 90% dari OD koil

$$\begin{aligned} \text{OD koil} &= 4,5 \text{ in} \\ \text{Jsp} &= 90\% \times 4,5 \text{ in} \\ &= 4,05 \text{ in} \\ &= 0,338 \text{ ft} \end{aligned}$$

- ❖ Panjang 1 Putaran Heliks (Lhe)

$$L_{he} = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot (D_H^2 + Jsp^2) + \frac{1}{2} \pi \cdot D_H = 68,965 \text{ ft}$$

- ❖ Jumlah putaran (Nc) = L_c/L_{he}

$$= 3,3049 \text{ putaran}$$

$$= 4 \text{ putaran}$$

- ❖ Tinggi Koil (Hc) = $Jsp \times N_c = 1,350 \text{ ft}$

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena tinggi koil < tinggi cairan dalam sheel sebelum ada koil.

- ❖ Tinggi cairan setelah ditambah koil

$$h_L = \frac{V(cair) + V(koil)}{\left(\frac{\pi}{4} D_R^2\right)}$$

$$= 2,355 \text{ m}$$

$$\diamond \text{ Volume Coil (Vc)} = (\pi/4) \times \text{OD}^2 \times \text{Lc} = 25,2 \text{ ft}^3$$

- Menghitung Pressure Drop Koil (ΔP)

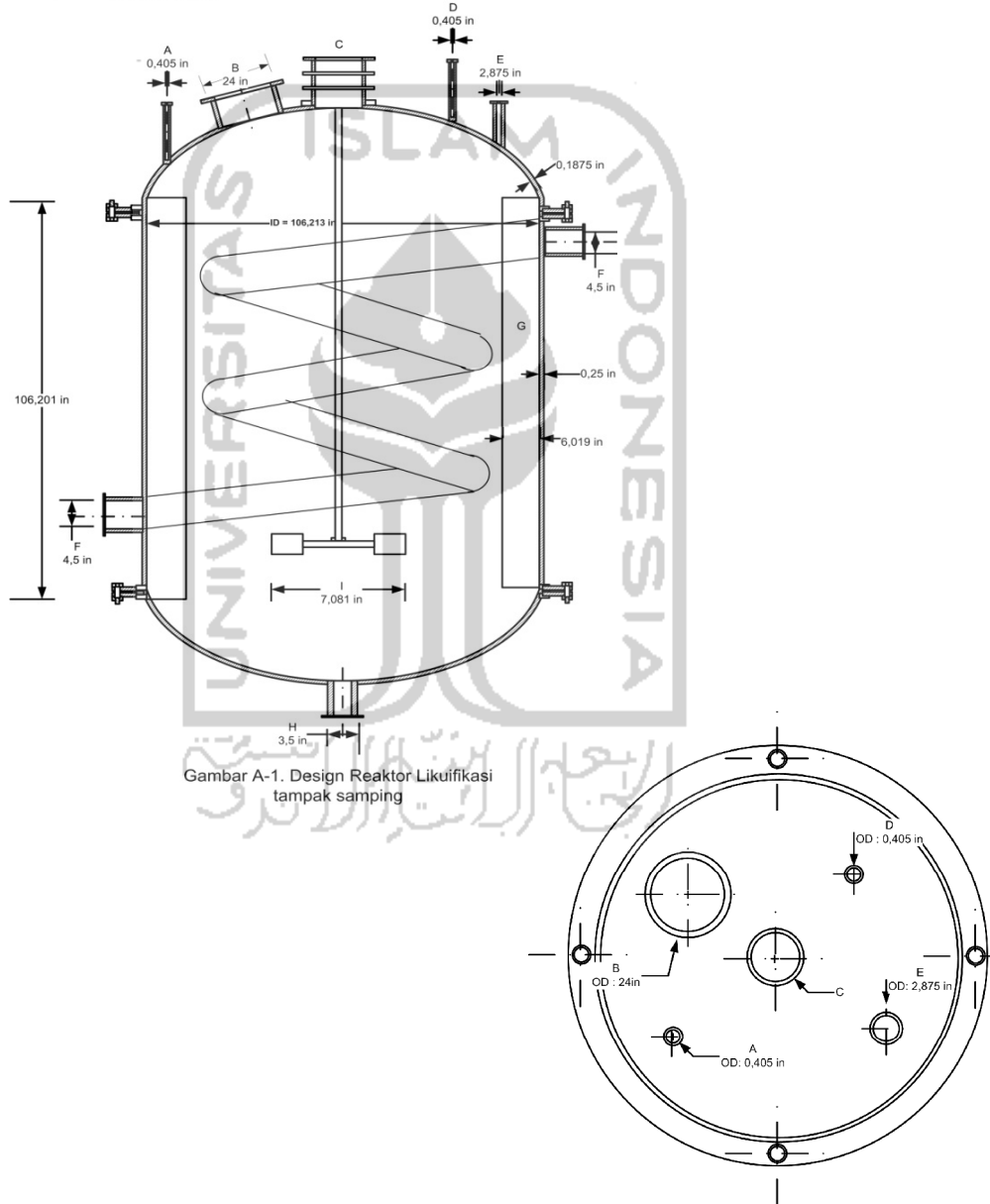
$$\Delta P = \frac{f \times G t^2 \times L}{5,22 \cdot 10^{10} \times ID \times S \times \phi t} = 1,989 \text{ Psi}$$



DESIGN REAKTOR LIKUIFIKASI

Keterangan :

- A : Pipa CaCl₂
- B : Man Hole
- C : Motor Pengaduk
- D : Pipa α-amylase
- E : Pipa umpan
- F : Pipa koil
- G : Baffle
- H : Pipa hasil
- I : Lebar pengaduk



Gambar A-1. Design Reaktor Likuifikasi tampak samping

2. Reaktor Sakarifikasi

Fungsi : mereaksikan $(C_6H_{10}O_5)_n$ sebanyak 4.190,4 kg/jam menjadi $C_6H_{12}O_6$ melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzyme *glukoamylase* sebagai katalis

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan koil pendingin

Kondisi Operasi : Eksotermis

$$T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1\text{ atm}$$

A. MENGHITUNG KECEPATAN VOLUMETRIS UMPAN

Persamaan reaksi :



Dekstrin air glukosa

Diketahui:

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	ρ (kg/liter)	F_v (L/jam)
H ₂ O	18	3.394,4	188,6	0,9	3.471,5
a-amylase	53000	5,459	0,0001	1,0	5,2
CaCl ₂	111	2,019	0,01	2,1	0,9
glukoamylase	36000	6,807	0,0002	1,1	5,9
HCl	37	0,012	0,0004	1,1	0,01
$(C_6H_{10}O_5)_n$	1620	4.190,3	2,6	1,4	2.889,9
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	342	1.178,9	3,4	1,5	765,5
C ₆ H ₁₂ O ₆	180	335,1	1,8	1,5	217,6
Total		9.113,2	196,5	5,1	7.356,7

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi sakarifikasi ini adalah $(C_6H_{10}O_5)_{10}$, maka $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ adalah senyawa A dan (H_2O) adalah senyawa B.

$$C_{A_0} = \frac{\text{mol } A}{\Sigma F_V} = 0,00035 \text{ kmol/L}$$

$$C_{B_0} = \frac{\text{mol } B}{\Sigma F_V} = 0,026 \text{ kmol/L}$$

2. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

- Persaman Michaelis-Menten untuk reaksi enzimatis :

$$r = \frac{V_{maks} \cdot C_A}{K_m + C_A}$$

Dimana : r = Kecepatan reaksi

K_m = konstanta Michaelis-Menten = 0,000155 kmol/liter

C_A = Konsentrasi pati = $2,7 \times 10^{-5}$ kmol/liter

V_{maks} = Kecepatan reaksi maksimum

Asumsi :

- Reaksi orde 1 karena nilai C_A dan K_m sangat kecil sehingga dapat diabaikan. Persamaan menjadi :

$$r = V_{maks} \quad \text{Dimana } V_{maks} = k \cdot C_A$$

Asumsi :

- Reaksi orde 1 karena nilai C_A dan K_m sangat kecil sehingga dapat diabaikan. Persamaan menjadi :
- Reaksi *irreversible*,
- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi di dalam reaktor,

- Kecepatan alir volumetrik (F_v) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor,

$$\frac{d(C_A)}{dt} = r_A$$

$$\frac{d(C_{A0} - C_{A0} \cdot x)}{dt} = r_A$$

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

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

$$- C_{A0} \frac{dx}{dt} = k \cdot C_A$$

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

$$-k \int \frac{1}{dt} = \int \frac{dx}{(1-x)}$$

$$-k \cdot t = \ln(1-x)$$

$$k = \frac{-\ln(1-x)}{t}$$

Dimana : k : Konstanta kecepatan reaksi sakarifikasi, L/mol.jam

C_{A0} : Konsentrasi reaktan A mula-mula = 0,00035 mol/L

t : Waktu reaksi = 72 jam

x_A : Konversi reaksi = 97%

Maka : $k = 0,089 \text{ L/mol.jam}$

B. OPTIMASI REAKTOR

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk reaktor seri dengan rumus:

$$V = \frac{F_v \cdot (x_{A_n} - x_{A_{o1}})}{k \cdot C_{A0} \cdot (1-x)}$$

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

- Untuk 1 buah reaktor

$$V_1 = 4.884.142 \text{ liter}$$

$$\theta = 663,9 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,97$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = 721.066 \text{ liter}$$

$$\theta = 98,0 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,8267$$

$$x_2 = 0,97$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = 335.807 \text{ liter}$$

$$\theta = 245,5 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,6892$$

$$x_2 = 0,9034$$

$$x_3 = 0,97$$

- Untuk 4 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 211.903 \text{ liter}$$

$$\theta = 28,8 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,5838$$

$$x_2 = 0,8267$$

$$x_3 = 0,9279$$

$$x_4 = 0,97$$

- Untuk 5 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 = 153.533 \text{ liter}$$

$$\theta = 20,9 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,5040$$

$$x_2 = 0,7540$$

$$x_3 = 0,8780$$

$$x_4 = 0,9395$$

$$x_5 = 0,97$$

- Untuk 6 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 = V_6 = 119.933 \text{ liter}$$

$$\theta = 16,3 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,4425$$

$$x_2 = 0,6892$$

$$x_3 = 0,8267$$

$$x_4 = 0,9034$$

$$x_5 = 0,9461$$

$$x_6 = 0,97$$

2. Menghitung Harga reaktor

Kondisi Operasi : $T = 60 \text{ }^\circ\text{C}$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Bahan konstruksi reaktor dipilih “Carbon Steel SA-283 Grade C”, maka basis harga reaktor pada volume 100 gallon = \$7.000 (Timmerhaus, Fig. 16-35, P. 731).

$$= \times \text{—}$$

Dimana : E_a : Harga reaktor basis

E_b : Harga reaktor perancangan

C_a : Kapasitas reaktor basis

C_b : Kapasitas reaktor perancangan

- Untuk 1 buah reaktor

$$= \$7.000 \times \frac{1.290.390,3}{100}$$

$$= \$3.676.230$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$= \$7.000 \times \frac{1900.505,6}{100}$$

$$= \$1.166,6$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$= \$7.000 \times \frac{88.530,0}{100}$$

$$= \$736.515$$

- Untuk 4 buah reaktor

$$= \$7.000 \times \frac{55.984,8}{100}$$

$$= \$559.515$$

- Untuk 5 buah reaktor

$$= \$7000 \times \frac{40.563,3}{100}$$

$$= \$461.158$$

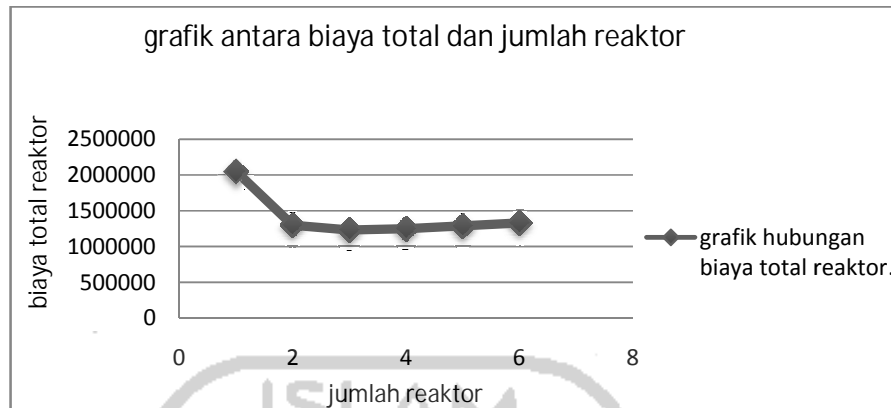
- Untuk 6 buah reaktor

$$= \$7000 \times \frac{31.686,2}{100}$$

$$= \$397.642$$

3. Penentuan Jumlah Reaktor yang Optimum

Jumlah reaktor	Konversi setiap reaktor	Volume reaktor (gallon)	Volume total reaktor (gallon)	Harga/Unit (dollar)	Harga total (dollar)	θ , jam
1	$X_1 = 0,97$	1.290.390	1.290.390	3.676.230	3.676.230	363,3
2	$X_1 = 0,83$ $X_2 = 0,97$	190.505	381.011	1.166.580	2.333.161	53,6
3	$X_1 = 0,68$ $X_2 = 0,90$ $X_3 = 0,97$	88.530	265.590	736.587	2.209.762	24,9
4	$X_1 = 0,58$ $X_2 = 0,83$ $X_3 = 0,93$ $X_4 = 0,97$	55.985	223.939	559.515	2.238.061	15,8
5	$X_1 = 0,50$ $X_2 = 0,75$ $X_3 = 0,88$ $X_4 = 0,94$ $X_5 = 0,97$	40.563	202.817	461.158	2.305.792	11,4
6	$X_1 = 0,44$ $X_2 = 0,69$ $X_3 = 0,83$ $X_4 = 0,90$ $X_5 = 0,95$ $X_6 = 0,97$	31.686	190.117	397.642	2.385.851	8,9



Pertimbangan volume : $V_1 > V_2 > V_3 > V_4 > V_5 > V_6$

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

Maka jumlah reaktor yang optimum sebanyak **3 buah disusun seri** untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum.

Dipasang RATB sebanyak 3 buah disusun seri

Volume reaktor = 335.087,1 liter

Over Design 20%, Jadi ;

$$VR = 1.2 \times 335.087,1 \text{ L}$$

$$= 402.104,5 \text{ Liter}$$

$$= 402,1 \text{ m}^3$$

$$= 14.200,2 \text{ ft}^3$$

$$= 106.224,7 \text{ gallon}$$

C. PERANCANGAN REAKTOR

Volume cairan dalam reaktor

$$V_{\text{cairan}} = 335.087,1 \text{ liter}$$

Over Design 20%, Jadi ;

$$\begin{aligned}V_{\text{reaktor}} &= 402.104,5 \text{ Liter} \\ &= 402,1\text{m}^3 \\ &= 14.200,2 \text{ ft}^3 \\ &= 106.224,7 \text{ gallon}\end{aligned}$$

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan D : H = 1 : 1

Dari persamaan 3.1 Brownell diperoleh :

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 (H) \quad (\text{Eq.13-1, Brownell\&Young})$$

Sehingga diperoleh persamaan : $D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_r}{\pi}}$ dengan nilai $\pi = 3,14$

$$\begin{aligned}\text{Maka, } D &= 26,2 \text{ ft} \\ &= 8,0 \text{ m} \\ &= 315,0 \text{ in} \\ H &= 26,2 \text{ ft} \\ &= 8,0 \text{ m} \\ &= 315,0 \text{ in}\end{aligned}$$

2. Menentukan Tebal Dinding (Shell) Reaktor

Digunakan persamaan;

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6P} + C \quad (\text{Eq.13-12, P.25 Brownell\&Young})$$

Dimana : t_s : Tebal dinding shell, in

$$P : \text{ Tekanan design } (P_{\text{operasi}} \times 1,2) = 17,64 \text{ psi}$$

$$r_i : \text{ jari-jari reaktor} = 157,5 \text{ in}$$

$$E : \text{ Effisiensi sambungan las} = 0,8$$

f : Tekanan maksimal yang diizinkan = 18.750 psi

C : Korosi yang diizinkan = 0,125 in

Maka: $t_s = 0.3998$ in

Digunakan tebal shell standar = 7/16 in

= 0,4375 in

$ID_{shell} = 315,0$ in

$OD_{shell} = ID_{shell} + 2t_s$

= 315,9 in

3. Menentukan Tebal Head

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Bentuk head : *Flanged and Dished Head (Torispherical)*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

- *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.

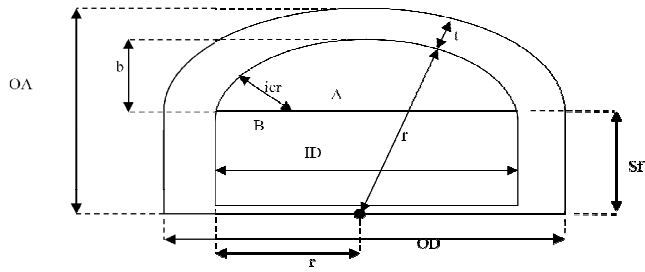
- *Elliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

- *Hemispherical Head*

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

(P-87 Brownell, 1959)



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 dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{Eq.13-12, Brownell\&Young})$$

Dimana : rc (*inside spherical or crown radius, in*)

Maka : t head = 0,138 in

t head standar = 0,1875 in

4. Menentukan Ukuran Head

Ukuran *Head* :

$$ID = ID \text{ shell} = 315,0 \text{ in}$$

$$Icr = 6 \% \cdot r = 18,9 \text{ in}$$

$$a = 0,5ID = 157,5 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 138,6 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 296,1 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 261,7 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 53,3 \text{ in}$$

$$Sf \text{ (Straight of Flange)} = 2 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.8, P-93, Brownell\&Young})$$

Jadi tinggi head total,

$$OA = Sf + b + thead$$

$$= 55,5 \text{ in}$$

$$= 1,4 \text{ m}$$

$$\text{Volume head total (V head)} = \text{Volume head (Vh)} + \text{Volume flange (Vsf)}$$

Volume sebuah *head* untuk *Torispherical dished head* adalah :

$$V_h = 0,000049 \times ID^3 \quad (\text{Eq.5-11, P.88 Brownell\&Young})$$

$$= 1.531,7 \text{ in}^3$$

$$= 0,0251 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell (Vs)} = \text{Volume design} - 2 \cdot \text{Volume head total}$$

$$= 402,1 \text{ m}^3$$

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan

D : H = 1 : 1 (HF,Rase.P-343) maka :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \text{Tinggi shell} + (2x \text{ Tinggi head}) \\ &= 8,0 \text{ m} + (2 \times 1,4) \text{ m} \\ &= 10,8 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang} &= \pi/4 \times D_i^2 \\ &= \pi/4 \times (8,0 \text{ m})^2 \\ &= 50,6 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam silinder (*shell*) :

$$\begin{aligned} Z_L &= \frac{V_c}{A} \\ &= 6,7 \text{ m} \end{aligned}$$

5. Merancang Pengaduk Reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (x _i)	Viscositas (cp)
H ₂ O	3394,4	0,4	0,1
a-amylase	5,5	0,0006	1,0
CaCl ₂	2,0	0,0002	0,1
glukoamylase	6,9	0,0007	1,0
HCl	0,01	0,0000	2,8
(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	4190,4	0,5	1,96E+22
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	1178,9	0,1	3,81E+34
C ₆ H ₁₂ O ₆	335,2	0,04	1,3E+28
total	9.113,2	1	3,8E+34

Tugas pengaduk : untuk mencampur.

Tipe Pengaduk : *blade turbin impeller*, 6 buah *blade* dengan 4 buah *buffle* (Fig. 8.4, P-341, HF. Rase)

Diketahui : $D_t = 8,0 \text{ m}$

$$D_t/D_i = 3$$

Sehingga ;

$$D_i = D_t/3 = 2,7 \text{ m}$$

$$Z_i/D_i = 1 \rightarrow Z_i = 1 \times 2,7 \text{ m} = 3,000 \text{ m}$$

$$W/D_i = 0,17 \rightarrow W = 0,17 \times D_i \\ = 0,17 \times 2,7 \text{ m} = 0,51 \text{ m}$$

$$H/D_i = 3,9 \rightarrow H = 3,9 \times D_i \\ = 3,9 \times 2,7 \text{ m} = 10,4 \text{ m}$$

$$L/D_i = 0,2 \rightarrow L = 0,2 \times D_i \\ = 0,2 \times 2,7 \text{ m} = 0,75 \text{ m}$$

Ringkasan Ukuran Reaktor

- Diameter dalam reaktor (D_t) = 8,0 m
- Tinggi reaktor (Z_R) = 10,8 m
- Jarak pengaduk dari dasar (Z_i) = 3,0 m
- Diameter pengaduk (D_i) = 2,7 m
- Lebar pengaduk (L) = 0,75 m
- Panjang pengaduk (H) = 10,4 m

◆ Lebar *affle* (W) = 0,51 m

◆ Tinggi cairan dalam silinder (ZL) = 6,7 m

6. Menghitung Kecepatan Pengaduk Dalam reaktor

$$\frac{WELH}{2Di} = \left[\frac{H \cdot Di \cdot N}{600} \right]^2 \quad (\text{Eq. 8-8, P-345, HF. Rase})$$

Dimana :

WELH : *Water Equipment Liquid Height*

Di : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

$$WELH = ZL \times \left(\frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} \right)$$

$$= 8,5 \text{ m}$$

Jumlah pengaduk : $\frac{WELH}{ID} = 1 \text{ buah}$

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

$$= 37 \text{ rpm}$$

7. Menghitung Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{N \cdot Di^2 \cdot \rho}{\mu}$$

$$= 16.275.198$$

karena $Nre > 2100$ maka alirannya *turbulen*

Dengan mempergunakan fig.8.8 Rase 1977 diperoleh $Np = 5,5$

8. Menghitung Power

$$P = \frac{Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5}{g_c}$$

$$P = 29,9 \text{ Hp}$$

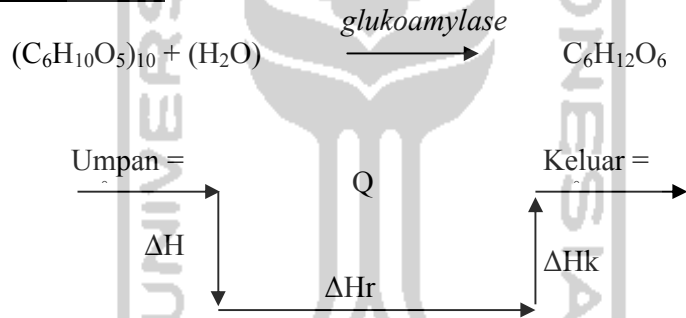
Jika Effisiensi pengaduk = 87 % (fig. 14-38, P.521, Timmerhause)

$$\begin{aligned} \text{Maka : Power} &= \frac{Pa}{Eff} \\ &= 25,9 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan Hp standar = 26 Hp (standar NEMA)

D. MENGHITUNG NERACA PANAS

1. Reaktor – 04



$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \right)_{\text{reaktan}}$$

Komponen	(ΔH_{f298})	
	(kj/mol)	kcal/mol
$(C_6H_{12}O_5)_n$	-2771,2	-661,9
H_2O	-241,8	-57,8
$(C_6H_{12}O_6)$	-1161,8	-277,5

Dari perhitungan neraca massa diperoleh :

Reaktan yang berreaksi :

$$(C_6H_{10}O_5)_{10} = 2,337 \text{ kmol/jam} = 2.336,9 \text{ mol/jam}$$

$$(H_2O) = 20,560 \text{ kmol/jam} = 20.599,0 \text{ mol/jam}$$

Produk yang dihasilkan :

$$C_6H_{12}O_6 = 19,691 \text{ kmol/jam} = 19.691,2 \text{ mol/jam}$$

$$\Delta H_R^\circ = (n_{C_6H_{12}O_6} \cdot \Delta H_f^\circ) - ((n_{C_6H_{10}O_5})n \cdot \Delta H_f^\circ) + (n_{H_2O} \Delta H_f^\circ)$$

$$\text{sehingga, } \Delta H_R^\circ = -2.722.743 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp.ΔT (j/mol)	Qinput (kkal/jam)	ΔT (K)
(C ₆ H ₁₂ O ₅)n	2,6	2.840,0	1.754,9	35,00
H ₂ O	188,6	3.164,7	14.2540,0	35,00
(C ₆ H ₁₂ O ₆)	1,9	3.603,6	1.602,76	35,00
(C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	3,4	7.256,2	5.974,3	35,00
a-amylase	0,0001	4.887.925,0	120,3	35,00
CaCl ₂	0,02	2.345	10,2	35,00
HCl	0,0004	2.431,7432	0,2	35,00
Glukoamylase	0,0002	3.320.100	149,9	35,00
jumlah	196,5	8.229.666,8	152.152,6	

Panas produk hasil reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp.ΔT (j/mol)	Qoutput (kkal/jam)	ΔT (K)
(C ₆ H ₁₂ O ₅) _n	0,2497	2840,6	169,4	35,00
H ₂ O	167,9789	3.164,7	126.969,9	35,00
(C ₆ H ₁₂ O ₆)	19,6912	3.603,6	16.948,3	35,00
(C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	6,2171	7256,2	10.775,0	35,00
a-amylase	0,0001	486.9375,0	119,8	35,00
CaCl ₂	0,0182	2.345	10,2	35,00
HCl	0,0004	2.431,7	0,2	35,00
Glukoamylase	0,0002	3.320.100	149,9	35,00
jumlah	194,1558		155.142,7	

$$Q = \Delta HR^\circ + \Delta H_k - \Delta H_m$$

$$= -2.730.733 \text{ kcal/jam}$$

kebutuhan air pendingin

air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan diharapkan keluar pada suhu 50°C menyerap panas keluar dari reaktor

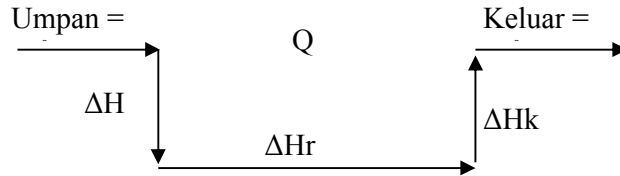
$$T \text{ pemanas masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ kcal/kg.K}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin (mp)} &= Q / (C_p \times \Delta T) \\ &= 136.236,6 \text{ Kg/jam} \\ &= 37,9 \text{ Kg/detik} \end{aligned}$$

2. Reaktor – 05



$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f,i}^\circ \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f,i}^\circ \right)_{\text{reaktan}}$$

Komponen	($\Delta H_{f,298}^\circ$)	
	(kj/mol)	kcal/mol
($C_6H_{12}O_5$) _n	-2771,2	-661,9
H ₂ O	-241,8	-57,8
($C_6H_{12}O_6$)	-1161,8	-277,5

Dari perhitungan neraca massa diperoleh :

Reaktan yang bereaksi :

$$(C_6H_{10}O_5)_{10} = 0,2474 \text{ kmol/jam} = 247,4 \text{ mol/jam}$$

$$(H_2O) = 2,3652 \text{ kmol/jam} = 2.365,2 \text{ mol/jam}$$

Produk yang dihasilkan :

$$C_6H_{12}O_6 = 21,947 \text{ kmol/jam} = 2.1947,4 \text{ mol/jam}$$

$$\Delta H_R^\circ = (n_{C_6H_{12}O_6} \cdot \Delta H_{f,C_6H_{12}O_6}^\circ) - ((n_{C_6H_{10}O_5} \cdot \Delta H_{f,C_6H_{10}O_5}^\circ) + (n_{H_2O} \cdot \Delta H_{f,H_2O}^\circ))$$

$$\text{Sehingga, } \Delta H_R^\circ = -5.789.915 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (j/mol K)	Qinput (kkal/jam)	ΔT (K)
(C ₆ H ₁₂ O ₅)n	0,2	2.840,6	169,4	35,00
H ₂ O	168,0	3.164,7	126.969,7	35,00
(C ₆ H ₁₂ O ₆)	19,7	3.603,6	16.948,3	35,00
(C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	6,2	7.256,2	10.775,0	35,00
a-amylase	0,0001	4.869.375	119,8	35,00
CaCl ₂	0,02	2.345	10,2	35,00
HCl	0,0004	2.431,7	0,2	35,00
Glukoamylase	0,0002	3.320.100	149,9	35,00
jumlah	194,2		155.143,6	

Panas produk hasil reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (j/mol K)	Qoutput (kkal/jam)	ΔT (K)
(C ₆ H ₁₂ O ₅)n	0,002	2840,6	1,6	35,00
H ₂ O	165,6	3164,7	125.182,1	35,00
(C ₆ H ₁₂ O ₆)	21,9	3603,6	18.890,3	35,00
(C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	6,3	7256,2	10.963,7	35,00
a-amylase	0,0001	4869375,0	119,8	35,00
CaCl ₂	0,02	2345,0	10,2	35,00
HCl	0,0004	2431,7	0,2	35,00
Glukoamylase	0,0002	3320100,0	15,0	35,00
jumlah	193,9		155.182,9	

$$\begin{aligned}
 Q &= \Delta HR^\circ + \Delta H_k - \Delta H_m \\
 &= -5.789.995 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

kebutuhan air pendingin

air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan diharapkan keluar pada suhu 50°C menyerap panas keluar dari reaktor

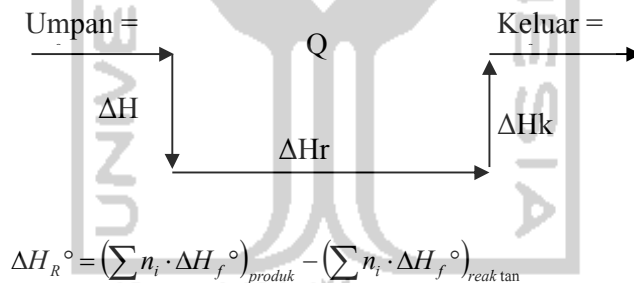
$$T \text{ pemanas masuk} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ kcal/kg.K}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin (mp)} &= Q / (C_p \times \Delta T) \\ &= 289.497,8 \text{ Kg/jam} \\ &= 80,4 \text{ Kg/detik} \end{aligned}$$

3. Reaktor – 06



Komponen	(ΔH_{f298})	
	(kj/mol)	kcal/mol
$(C_6H_{12}O_5)_n$	-2771,2	-661,9
H_2O	-241,8	-57,79
$(C_6H_{12}O_6)$	-1161,8	-277,5

Dari perhitungan neraca massa diperoleh :

Reaktan yang bereaksi :

$$(C_6H_{10}O_5)_n = 0,0023 \text{ kmol/jam} = 2,326 \text{ mol/jam}$$

$$(H_2O) = 0,0229 \text{ kmol/jam} = 22,920 \text{ mol/jam}$$

Produk yang dihasilkan :

$$C_6H_{12}O_6 = 21,970 \text{ kmol/jam} = 21970,005 \text{ mol/jam}$$

$$\Delta H_R^\circ = (n_{C_6H_{12}O_6} \cdot \Delta H_f^\circ) - ((n_{(C_6H_{10}O_5)_n} \cdot \Delta H_f^\circ) + (n_{H_2O} \Delta H_f^\circ))$$

$$\text{Sehingga, } \Delta H_R^\circ = -6.093.672 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (j/mol K)	Qinput (kkal/jam)	ΔT (K)
$(C_6H_{12}O_5)_n$	0,002	2.840,6	1,6	35,00
H ₂ O	165,6	3.164,7	125.182,1	35,00
$(C_6H_{12}O_6)$	21,9	3.603,6	18.890,3	35,00
$(C_{12}H_{22}O_{11})$	6,3	7.256,2	10.963,7	35,00
a-amylase	0,0001	4.887.925	120,3	35,00
CaCl ₂	0,02	2.345,0	10,2	35,00
HCl	0,0004	2.431,7	0,2	35,00
Glukoamylase	0,0002	3.320.100	149,9	35,00
jumlah	193,9		155.318,32	

Panas produk hasil reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (j/mol K)	Qoutput (kkal/jam)	ΔT (K)
$(C_6H_{12}O_5)_n$	0,0000	2840,60	0,001	35,00
H ₂ O	165,6	3194,6	126.347,4	35,00
$(C_6H_{12}O_6)$	22,0	3603,6	18.909,7	35,00
$(C_{12}H_{22}O_{11})$	6,3	7256,2	10.964,3	35,00
a-amylase	0,0001	4.887.925,0	120,2	35,00
CaCl ₂	0,02	2.345,0	10,2	35,00
HCl	0,0004	2.510,3	0,2	35,00
Glukoamylase	0,0002	3.320.100,0	149,9	35,00
jumlah	193,9		156.502,0	

$$Q = \Delta H_R^\circ + \Delta H_k - \Delta H_m$$

$$= -6.093.673 \text{ kcal/jam}$$

kebutuhan air pendingin

air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan diharapkan keluar pada suhu 50°C menyerap panas keluar dari reaktor

$$T \text{ pemanas masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ kcal/kg.K}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin (mp)} &= Q / (C_p \times \Delta T) \\ &= 304.683,6 \text{ Kg/jam} \\ &= 84,6 \text{ Kg/detik} \end{aligned}$$

E. MENGHITUNG DIMENSI KOIL PENDINGIN

1. Reaktor – 04

Volume Reaktor = 402.104,5 liter

- Menghitung debit air pendingin

Pendingin yang digunakan = air

Suhu pendingin masuk = 30 °C

Suhu pendingin keluar = 50 °C

Kebutuhan pendingin = 289.497,8 Kg/jam

Kapasitas panas (Cp) = 1 kcal/kg.°C

Debit air = $\frac{Wt}{\rho} = 137,6 \text{ m}^3/\text{jam}$

= 4.859,6 ft³/jam

- Menghitung harga ΔT_{LMTD}

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1)^{\circ}F - (T_1 - t_2)^{\circ}F}{\ln \frac{(T_2 - t_1)^{\circ}F}{(T_1 - t_2)^{\circ}F}} = 32,768 \text{ }^{\circ}F$$

- Menghitung luas penampang aliran (A)

Harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 2,5m/s (P.534,coulson)

Luas Penampang (A) = $\frac{Fvp}{v} = 0,2 \text{ ft}^2$

Diameter dalam pipa = $\sqrt{\frac{4.Fvp}{\pi.v}} = 0,1 \text{ m}$

= 0,5 ft

= 5,5 in

Dipakai IPS 6 in, sehingga diperoleh ; (tabel 10, P. 844, Kern)

OD	6,625 in = 0,168 m = 0,550 ft
ID	6,065 in = 0,154 m = 0,505 ft
A'	28,886 in ² = 0,019 m ² = 0,204 ft ²
A''	1,7340 ft ² /ft

- Menghitung Mass Velocity (Gt)

$$Gt = \frac{Wt}{A} = 597.953,3 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- Menghitung hi dan hio

$$Re \text{ dalam pipa} = \frac{ID \times Gt}{\mu} = 194.169,6$$

$$\text{Untuk Tavg} = 104 \text{ } ^\circ\text{F},$$

$$\text{diperoleh hi} = 620 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam (fig.25,P.835,Kern)}$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD} = 567,6 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

$$hc = \frac{0,87k}{Dt} \cdot \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu}\right)^{2/3} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 231,061 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- Menghitung Uc dan Ud

❖ *Clean Overall Coefisient (Uc)*

$$Uc = \frac{hc \times hi_0}{hc + hi_0} = 164,2 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

❖ *Dirty Overall Coefficient (Ud)*

$$Ud = \frac{hd \times Uc}{hd + Uc} \text{ Dimana, } hd = \frac{1}{Rd_{\min}}$$

dengn Rdmin = 0,002 ft². °F.jam/Btu,

sehingga ; hd = 500 Btu/ft². °F.jam

$$Ud = 123,6 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- Menghitung Luas Perpindahan Panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = 2.765,2 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Selimut Reaktor} = \text{luas Shell} + \text{Luas Bottom}$$

$$= \pi \cdot D \cdot H + (\pi/4) \cdot D \cdot O_A$$

$$= 209,8 \text{ m}^2$$

$$= 2258,8 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer paanas lebih besar dibandingkan dengan luas selimu reaktor maka digunakan koil pendingin

- Menghitung panjang koil

$$L = \frac{A_{Design}}{A''} = 1.542,8 \text{ ft}$$

- Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

- ❖ Diamter Heliks ,dipilih 70% dari diameter reaktor

$$DH = 70\% \times 8,1 \text{ m}$$

$$= 5,6 \text{ m}$$

$$= 18,4 \text{ ft}$$

- ❖ Jarak antar pusat koil (jsp), dipilih 90% dari OD koil

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

$$\text{Jsp} = 90\% \times 6,6 \text{ in}$$

$$= 5,9 \text{ in}$$

$$= 0,5 \text{ ft}$$

- ❖ Panjang 1 Putaran Heliks (Lhe) = $1/2 \cdot \pi \cdot r_{he} + 1/2 \cdot \pi \cdot D = 79,328 \text{ ft}$

- ❖ Jumlah putaran (Nc) = external surface/luas transfer panas

$$= (\pi \times ID_{\text{pipa}} \times A'')/A = 20 \text{ putaran}$$

$$\text{❖ Tinggi Koil (Hc)} = J_{sp} \times N_c = 9,4 \text{ ft}$$

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena tinggi koil < tinggi cairan dalam shell sebelum ada koil.

$$\text{❖ Volume Coil (Vc)} = (\pi/4) \times OD^2 \times L_c = 369,1 \text{ ft}^3$$

$$\text{❖ Tinggi cairan dalam shell setelah ditambah koil} = 6,9 \text{ m}$$

- Menghitung Pressure Drop Koil (ΔP)

$$\Delta P = \frac{f \times G^2 \times L}{5,22 \cdot 10^{10} \times ID \times S \times \phi} = 3,0 \text{ Psi}$$

2. Reaktor – 05

$$\text{Volume Reaktor} = 402.104,5 \text{ liter}$$

- Menghitung debit air pendingin

$$\text{Pendingin yang digunakan} = \text{air}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin} = 289.497,8 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kapasitas panas (Cp)} = 1 \text{ kcal/kg. }^\circ\text{C}$$

$$\text{Debit air} = \frac{W_t}{\rho} = 291,8 \text{ m}^3/\text{jam} \\ = 10.303,7 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

- Menghitung harga ΔT_{LMTD}

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1)^\circ F - (T_1 - t_2)^\circ F}{\ln \frac{(T_2 - t_1)^\circ F}{(T_1 - t_2)^\circ F}} = 32,768 \text{ }^\circ\text{F}$$

- Menghitung luas penampang aliran (A)

$$\text{Harga kecepatan cairan dalam pipa (v)} = 2,5 \text{ m/s (P.534, coulson)}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Penampang (A)} &= \frac{Fvp}{v} = 0,35 \text{ ft}^2 \\ \text{Diameter dalam pipa} &= \sqrt{\frac{4.Fvp}{\pi.v}} = 0,2 \text{ m} \\ &= 0,7 \text{ ft} \\ &= 5,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai IPS 6 in, sehingga diperoleh ; (tabel 10, P. 844, Kern)

OD	6,625 in = 0,168 m = 0,550 ft
ID	6,065 in = 0,154 m = 0,505 ft
A'	28,886 in ² = 0,019 m ² = 0,204 ft ²
A''	1,7340 ft ² /ft

- Menghitung Mass Velocity (Gt)

$$Gt = \frac{Wt}{A} = 1.267.836,5 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- Menghitung hi dan hio

$$\text{Re dalam pipa} = \frac{ID \times Gt}{\mu} = 411.696,5$$

$$\text{Untuk Tavg} = 104 \text{ } ^\circ\text{F},$$

$$\text{diperoleh hi} = 1.400 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam} \quad (\text{fig. 25, P. 835, Kern})$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD} = 1.281,7 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

$$hc = \frac{0,87k}{Dt} \cdot \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu}\right)^{2/3} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 257,5 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- Menghitung Uc dan UD

❖ Clean Overall Coefisient (Uc)

$$Uc = \frac{hc \times hi_0}{hc + hi_0} = 214,4 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

❖ Dirty Overall Coefficient (Ud)

$$Ud = \frac{hd \times Uc}{hd + Uc} \quad \text{Dimana,} \quad hd = \frac{1}{Rd_{\min}}$$

dengn $R_{dmin} = 0,002 \text{ ft}^2 \cdot ^\circ\text{F.jam/Btu}$,

sehingga ; $h_d = 500 \text{ Btu/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F.jam}$

$$U_d = 150,0 \text{ Btu/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F.jam}$$

- Menghitung Luas Perpindahan Panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = 4.672,0 \text{ ft}^2$$

Luas Selimut Reaktor = luas Shell + Luas Bottom

$$= \pi \cdot D \cdot H + (\pi/4) \cdot D \cdot O_A$$

$$= 209,8 \text{ m}^2$$

$$= 2258,8 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer paanas lebih besar dibandingkan dengan luas selimu reaktor maka digunakan koil pendingin

- Menghitung pangjang koil

$$L = \frac{A_{Design}}{A''} = 2.694,3 \text{ ft}$$

- Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

❖ Diamter Heliks ,dipilih 70% dari diameter reaktor

$$D_H = 70\% \times 8,0 \text{ m}$$

$$= 5,6 \text{ m}$$

$$= 18,4 \text{ ft}$$

❖ Jarak antar pusat koil (jsp), dipilih 90% dari OD koil

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

$$\text{Jsp} = 90\% \times 6,6 \text{ in}$$

$$= 5,9 \text{ in}$$

$$= 0,5 \text{ ft}$$

❖ Panjang 1 Putaran Heliks (Lhe) = $1/2 \cdot \pi \cdot r_{he} + 1/2 \pi \cdot D = 79,3\text{ft}$

❖ Jumlah putaran (Nc) = external surface/luas transfer panas
 $= (\pi \times ID_{\text{pipa}} \times A'')/A = 34 \text{ putaran}$

❖ Tinggi Koil (Hc) = $J_{sp} \times N_c = 16,9 \text{ ft}$

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena tinggi koil < tinggi cairan dalam shell sebelum ada koil.

❖ Volume Coil (Vc) = $(\pi/4) \times OD^2 \times L_c = 644,7 \text{ ft}^3$

❖ Tinggi cairan dalam shell setelah ditambah koil = 7,0 m

- Menghitung Pressure Drop Koil (ΔP)

$$\Delta P = \frac{f \times G^2 \times L}{5,22 \cdot 10^{10} \times ID \times S \times \phi} = 8,4 \text{ Psi}$$

3. Reaktor – 06

Volume Reaktor = 402.104,5 liter

- Menghitung debit air pendingin

Pendingin yang digunakan = air

Suhu pendingin masuk = 30 °C

Suhu pendingin keluar = 50 °C

Kebutuhan pendingin = 304.683,6 kg/jam

Kapasitas panas (Cp) = 1 kcal/kg. °C

Debit air = $\frac{W_t}{\rho} = 307.073,3 \text{ m}^3/\text{jam}$
 $= 10.842,2 \text{ ft}^3/\text{jam}$

- Menghitung harga ΔT_{LMTD}

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1)^{\circ F} - (T_1 - t_2)^{\circ F}}{\ln \frac{(T_2 - t_1)^{\circ F}}{(T_1 - t_2)^{\circ F}}} = 32,768 \text{ }^{\circ}F$$

- Menghitung luas penampang aliran (A)

Harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 2,5 m/s (P.534,coulson)

$$\text{Luas Penampang (A)} = \frac{Fvp}{v} = 0,4 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter dalam pipa} = \sqrt{\frac{4.Fvp}{\pi.v}} = 0,2 \text{ m}$$

$$= 0,7 \text{ ft}$$

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

Dipakai IPS 6 in, sehingga diperoleh ; (tabel 10, P. 844, Kern)

OD	6,625 in = 0,168 m = 0,550 ft
ID	6,065 in = 0,154 m = 0,505 ft
A'	28,886 in ² = 0,019 m ² = 0,204 ft ²
A''	1,7340 ft ² /ft

- Menghitung Mass Velocity (Gt)

$$Gt = \frac{Wt}{A} = 1.334.342,1 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

- Menghitung hi dan hio

$$\text{Re dalam pipa} = \frac{ID \times Gt}{\mu} = 433.292,4$$

$$\text{Untuk Tavg} = 104 \text{ } ^\circ\text{F},$$

$$\text{diperoleh hi} = 1.550 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam} \quad (\text{fig.25,P.835,Kern})$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD} = 1.419,0 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

$$hc = \frac{0,87k}{Dt} \cdot \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu}\right)^{2/3} \cdot \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 257,2 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

- Menghitung U_c dan U_d

- ❖ *Clean Overall Coefisient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_c \times h_{i_0}}{h_c + h_{i_0}} = 218,0 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{°F.jam}$$

- ❖ *Dirty Overall Coefficient* (U_d)

$$U_d = \frac{h_d \times U_c}{h_d + U_c} \text{ Dimana, } h_d = \frac{1}{Rd_{\min}}$$

dengan $Rd_{\min} = 0,002 \text{ ft}^2 \cdot \text{°F.jam/Btu}$,

sehingga ; $h_d = 500 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{°F.jam}$

$$U_d = 151,8 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{°F.jam}$$

- Menghitung Luas Perpindahan Panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = 4.861,3 \text{ ft}^2$$

Luas Selimut Reaktor = luas Shell + Luas Bottom

$$= \pi \cdot D \cdot H + (\pi/4) \cdot D \cdot OA$$

$$= 209,8 \text{ m}^2$$

$$= 2258,8 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer paanas lebih besar dibandingkan dengan luas selimu reaktor maka digunakan koil pendingin

- Menghitung pangjang koil

$$L = \frac{A_{\text{Design}}}{A''} = 2.803,5 \text{ ft}$$

- Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

- ❖ Diamter Heliks ,dipilih 70% dari diameter reaktor

$$DH = 70\% \times 8,0 \text{ m}$$

$$= 5,6 \text{ m}$$

$$= 18,4 \text{ ft}$$

- ❖ Jarak antar pusat koil (jsp), dipilih 90% dari OD koil

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

$$\text{Jsp} = 90\% \times 6,6 \text{ in}$$

$$= 5,9 \text{ in}$$

$$= 0,5 \text{ ft}$$

- ❖ Panjang 1 Putaran Heliks (Lhe) = $1/2 \cdot \pi \cdot r_{he} + 1/2 \pi \cdot D = 79,328 \text{ ft}$

- ❖ Jumlah putaran (Nc) = external surface/luas transfer panas

$$= (\pi \times \text{ID}_{\text{pipa}} \times A'')/A = 35 \text{ putaran}$$

- ❖ Tinggi Koil (Hc) = Jsp x Nc = 17,4 ft

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena tinggi koil < tinggi cairan dalam shell sebelum ada koil.

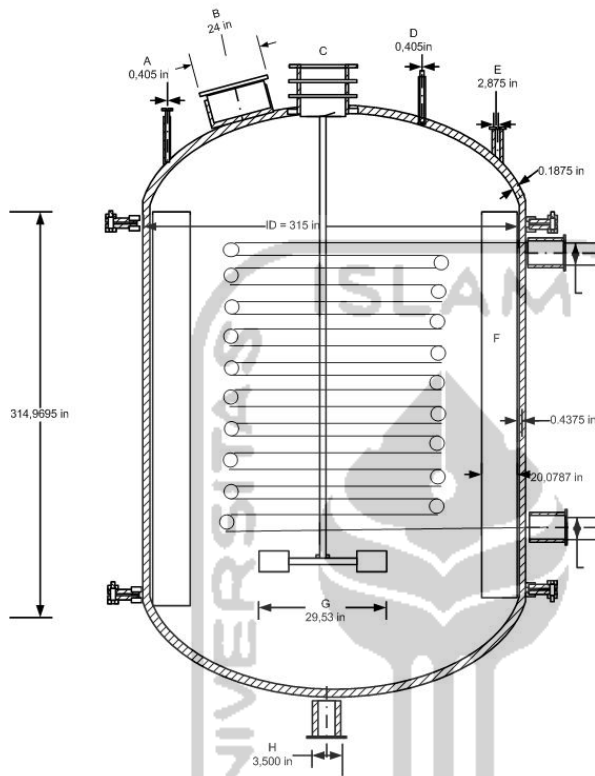
- ❖ Volume Coil (Vc) = $(\pi/4) \times \text{OD}^2 \times Lc = 670,8 \text{ ft}^3$

- ❖ Tinggi cairan dalam shell setelah ditambah koil = 7,0 m

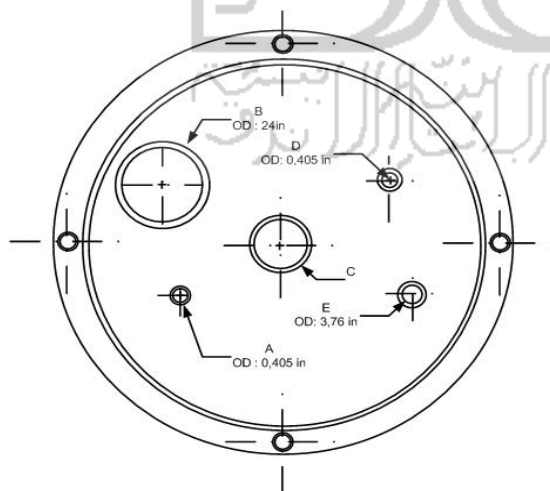
- Menghitung Pressure Drop Koil (ΔP)

$$\Delta P = \frac{f \cdot G^2 \cdot L}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot \text{ID} \cdot S \cdot \phi} = 9,4 \text{ Psi}$$

Design Reaktor Sakarifikasi



Gambar Detail Reaktor Sakarifikasi

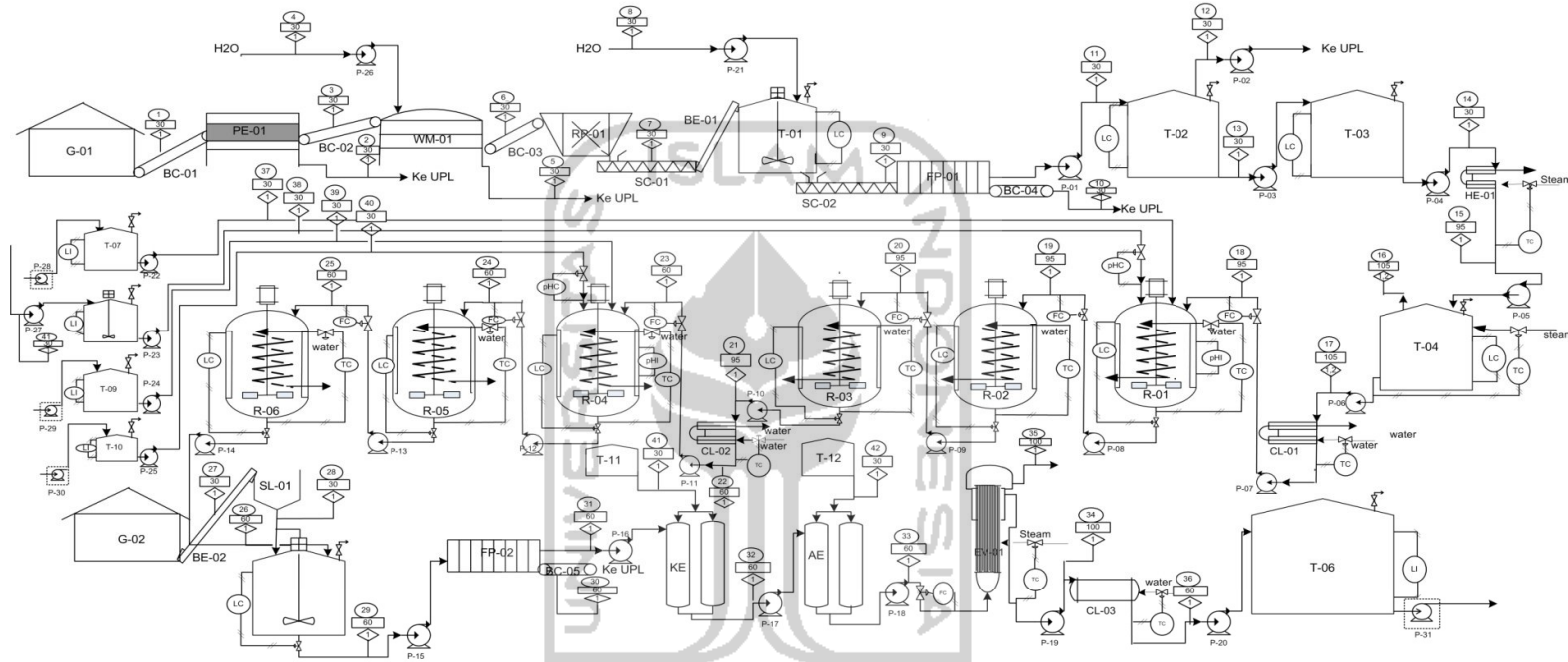


Gambar Penampang Atas Reaktor R-01

Keterangan :

- A : Pipa HCl
- B : Man Hole
- C : Pipa Glukoamylase
- D : Pipa Umpan
- E : Baffle
- F : Lebar Pengaduk
- G : Pipa Hasil

DIAGRAM ALIR PROSES
PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI SINGKONG
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	Nomor Area (K/3mm)																																																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42										
Siangong	904.4	817.2																																																		
HSI																																																				
Kaki Singkong																																																				
Kulor Abu		904.1																																																		
Nuzul Kasar								81.37		81.37																																										
Kulor Finis								203.43		203.43																																										
CHH001								112.96		112.96																																										
CHH005								659.9		659.9																																										
CHH009								505.8		241.91		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8		505.8				
Alpukat								4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		4196.4		
Car 12								5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		5.9		
CHH206								334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		334.5		
CHH201								1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		1176.8		
Gula								6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8		6.8				
HCl								0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81		0.81				
Karbon Aktif																																																				
Natri																																																				
NaCl																																																				
Jumlah	904.4	904.1	817.2	2411	2411	8137.2	8137.2	17379	3861.2	1420	4995.3	2526.4	2526.4	183.68	9098.8	9098.8	9098.8	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3	9196.3				

Stabel	Keterangan	Stabel	Keterangan
C	Cadangan	○	Salvo Area
BC	Ball Conveyor	◇	Tahanan
FE	Fedler	□	Suba
WM	Washing Machine	▣	Gate Valve
RP	Ranger	▣	Piping
SC	Sieve Conveyor	▣	APV/TDR
BE	Bucket Elevator	▣	Insulator
T	Tangki	▣	FC
FF	Fiber Press	▣	Flame Control
HE	Heater	▣	Explosimeter
CL	Cooler	▣	LC
B	Blender	▣	Level Control
P	Pompa	▣	LI
SL	Silo	▣	pH Control
KE	Kalium Exchanger	▣	pH Indicator
AE	Amon Exchanger	▣	
EV	Evaporator	▣	

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
JURUSAN TEKNIK KIMIA

Gambar :
 Proses Engineering Flow Diagram
 Pra Rancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Singkong
 Kapasitas Produksi 60.000 Ton Tahun

Disusun Oleh :
 Wisni Putri Septiana (07 521 012)
 Nurul Lohani (07 521 006)

Dosen Pembimbing :
 Agus Prasetya, I., M.Eng.Sc., Ph.D

