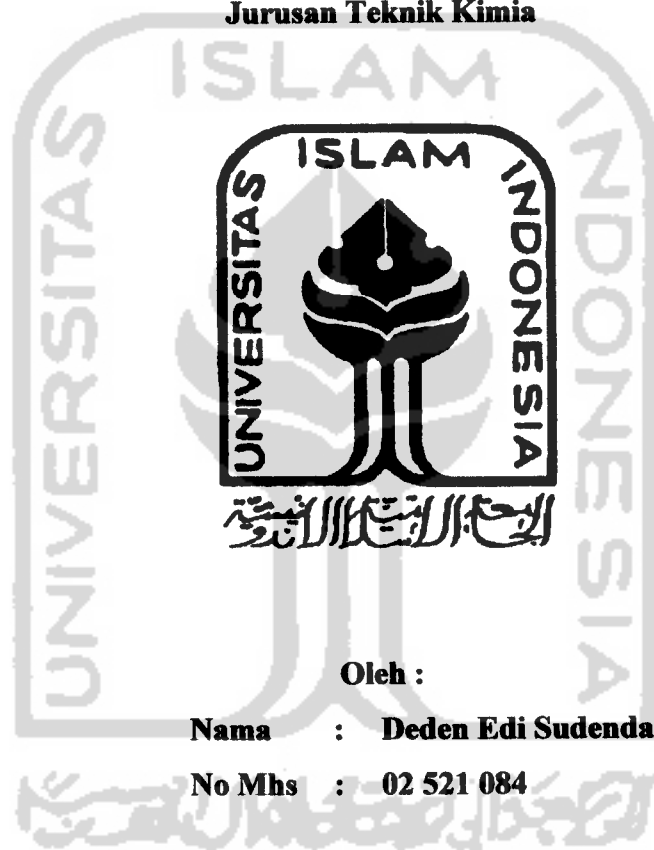


**PRA RANCANGAN PABRIK
SIRUP GLUKOSA DARI PATI SINGKONG
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Jurusan Teknik Kimia**



Oleh :

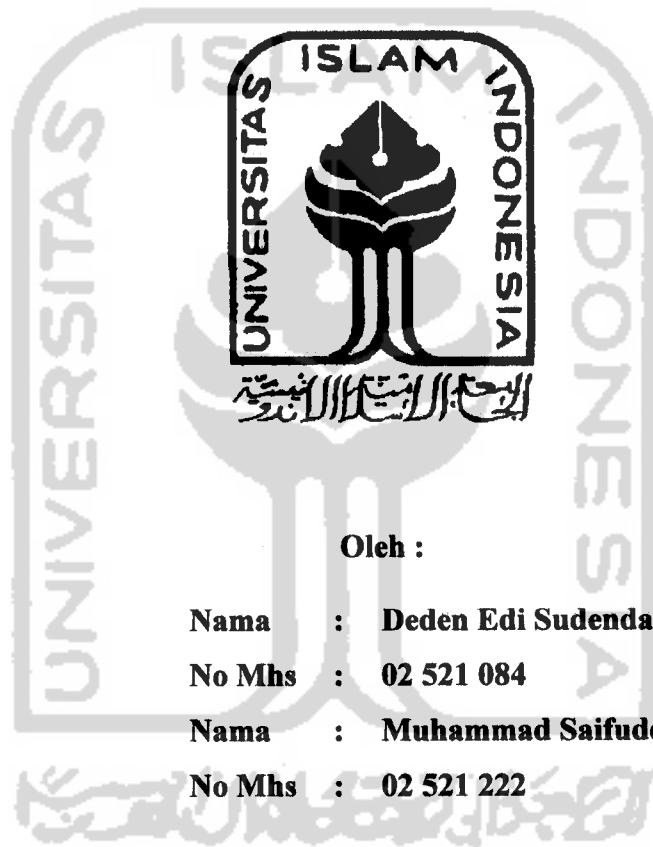
Nama : Deden Edi Sudendar

No Mhs : 02 521 084

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA
2007**

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA
DARI PATI SINGKONG
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR



Oleh :

Nama : Deden Edi Sudendar

No Mhs : 02 521 084

Nama : Muhammad Saifuddin

No Mhs : 02 521 222

Jogjakarta, 5 September 2007

Pembimbing I

Pembimbing II

Dr. H. Suharno Rusdi

Ir. Prayitno, MT

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PATI SINGKONG KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

Nama : Deden Edi Sudendar

No Mhs : 02 521 084

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

Jogjakarta, 24 Oktober 2007

Tim Penguji,

Dr. H. Suharno Rusdi

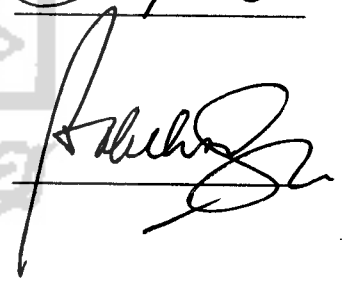
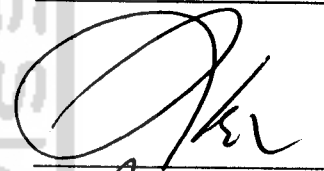
Ketua

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.

Anggota I

Ir. Djaka Hartaja, MM.

Anggota II



Mengetahui,

Dekan Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
TUGAS PRA RANCANGAN PABRIK
SIRUP GLUKOSA DARI PATI SINGKONG
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Deden Edi Sudendar

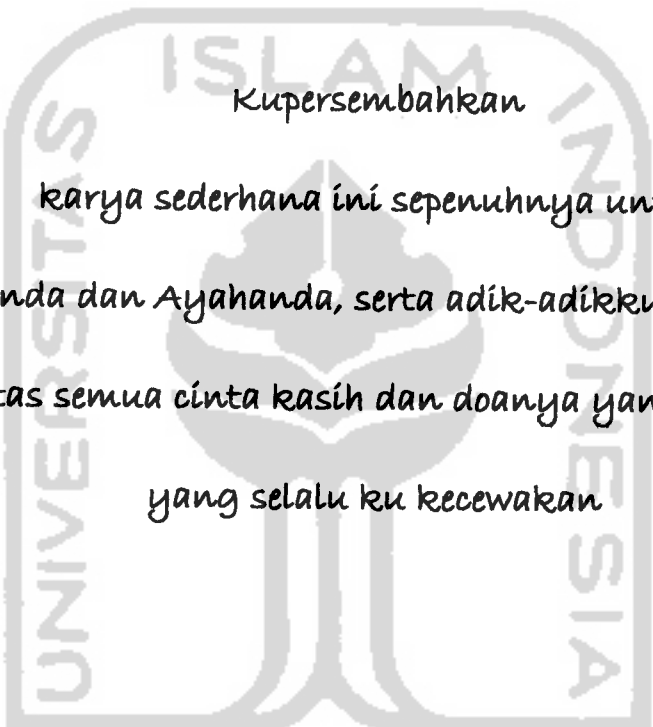
No. Mahasiswa : 02 521 084

Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Yogyakarta, Oktober 2007

(Deden Edi Sudendar)





Kupersembahkan
karya sederhana ini sepenuhnya untuk
Ibunda dan Ayahanda, serta adik-adikku tercinta
Atas semua cinta kasih dan doanya yang tulus
yang selalu ku kecewakan

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Dari hati yang terdalam penulis berucap syukur sedalam-dalamnya pada Allah SWT yang telah memberikan kekuatan iman dan bathin serta tak lupa shalawat dan salam kepada junjungan nabi besar Muhammad SAW atas suri tauladannya sehingga penulis mempunyai kekuatan untuk menyelesaikan tanggung jawab ini dengan maksimal.

Seiring do'a dari Ibunda dan Ayahanda tercinta yang selalu menyertai tanpa henti walaupun tak terucap tapi terlihat jelas dalam pandangan dan itulah yang menjadi dorongan mental penulis untuk mempersembahkan hasil yang benar-benar dapat menjadi bukti jerih payah secara ikhlas telah tcurahkan dan diberikan oleh Ibunda dan Ayahanda..... terima kasih Ananda ucapkan..... terima kasih. Ini hanya sedikit hasil yang baru dapat Ananda berikan. Insoya Allah akan menjadi pembuka keberhasilan selanjutnya untuk dapat Ananda persembahkan. Ananda sayang dan cinta pada Ibunda dan Ayahanda sebagaimana Ibunda dan Ayahanda mencurahkan segala-galanya untuk Ananda tercinta.... terima kasih sekali lagi terucap dari Ananda.



Untuk adik-adikku tersayang yang selalu memberi semangat serta tanggung jawab, telah membantu motivasi untuk menyelesaikan tugas ini makasih ya... Ini merupakan dorongan dan inspirasi bagiku untuk dapat memberikan gambaran tanggung jawab padamu agar bisa menjalankan sesuatu yang lebih baik lagi... sekali lagi makasih ya.....

* * *

Trim's untuk semua keluarga Besar Al-Ma'mun di Kasturi yang selalu memberikan semangat dan doanya, Embi Ecin, uwak, mang, bibi, sepupu2koe, dan Keluarga di Kadugede, Aki Acim dan Emak Iloh. *"Punteun wae kasadayana Deden teu acan tiasa berbuat nu tiasa nga banggakeun keluarga."* Keluarga seperjuangan yang ada di jogja, Lia, Neng Aida, Mila, Hanum, teruslah berjuang dan berdoa untuk mencapai cita-cita yang diharapkan.

* * *

My partner M. 'Ipux' Saifuddin, akhirnya rampung juga TA ne, sorry yen aku akeh salah karo kowe... Sahabat & Saudara seperjuangan semua yang udah bantu aku menyelesaikan tugas akhir ini : Alim, Surip, Dodoy, Bhotax's, Hasbi, Sosi, Bhuto, Kukuh, Dazal, Fiqih, Danang, Bajuri, Mulyo, Nge-nges, Nita, en temen-temen Tekim '02 & '03 yang telah banyak membantu, tapi ga tertulis disini, sorry kalo aq lupa...Tapi bukan berarti aq ngelupain kebaikan kalian, thank U very much pokona mah.

Keluarga Besar Kos B@Be, Bpk Sukardi & Ibu Sulastri, Nara, Fathur, Dion, Bed-old, Tites, Wendi, Kuncunk, Ardi, Widji, Adit, Diez, Imam, Irwan, en semua temenku yang udah mau kenal ama aku. Kebersamaan kita ga akan terlupakan sampai akhir nanti.

* * *

4 keluarga Besar Akta IV Ull Angk. 21 Kelas C : Doni, Andi, Mas Totok, Mba Dian, Mba Tanti, Mba Devi, Ratna, Mba Pamuji, Mba Devi, Mba Erna, Mba Aty dan Mba Tsalish, Trim's atas Kebersamaannya selama ini, walaupun baru kenal sebentar, tapi kita sudah seperti keluarga....he...he...

* * *



MOTTO

"Sesungguhnya sesudah kesulitan itu ada kemudahan. Oleh karena itu, jika kamu telah selesai dari satu tugas, kerjakan tugas lain dengan sungguh-sungguh." (QS. Al-Insyirah: 6-7)

"Amal kebajikan dengan keyakinan yang kecil tapi berkelanjutan lebih disukai Allah daripada amal yang besar tanpa keyakinan."

(Imam Shadiq)

"Kebaikan bukanlah ketika engkau memiliki lebih banyak kekayaan, kebaikan adalah ketika ilmumu bertambah."

(Imam Ali bin Abi Thalib)

"Jika engkau bertanya kepadaku, Mengapa engkau tidak menasihati dirimu sendiri? Jawabanku adalah, lihatlah pada apa yang dikatakan, bukan siapa yang mengatakan. Semua ini adalah kata-kata yang benar meskipun keluar dari mulut seorang gila."

(Ayatullah Khomeini)

"(Hanya) dengan mengingat Allahlah hati akan menjadi tenang."

(QS Al-Ra'd: 28)

"Hidup adalah perjuangan jadi berjuanglah untuk hidup."

"Haya orang bodoh yang menyesali semua yang sudah terjadi."

"Hidup itu mudah yang susah adalah membuktikan bahwa kita pernah hidup."



KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamualaikum Wr., Wb.

Segala puji bagi Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta para pengikutnya.

Penyusunan tugas akhir yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Pati Singkong Kapasitas 10.000 Ton/Tahun”**, merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Jogjakarta.

Dengan selesainya laporan tugas akhir ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. H. Suharno Rusdi, selaku Pembimbing I, atas bimbingan serta waktu yang telah diberikan.
2. Bapak Ir. Prayitno, MT, selaku Pembimbing II, atas bimbingan serta waktu yang telah diberikan.
3. Ibu Dra. Kamariah Anwar, MS. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Kepada kedua orang tua tercinta atas do'anya yang selalu mencurahkan kasih sayang dan bimbingan serta dukungannya.
5. Kepada teman-teman Teknik Kimia 2002 atas segala supportnya.

Penulis sangat mengharapkan kritik dan saran dari pembaca demi kesempurnaan tugas akhir ini, karena penyusun sadar masih banyak kekurangan.

Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semuanya. Amien.

Wassalamualaikum Wr.,Wb.

Jogjakarta, September 2007

Deden Fdi S & M. Saifuddin



DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR.....	ix
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
INTISARI.....	xvi
 BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.2 Tinjauan Pustaka	6
 BAB II URAIAN PROSES DAN SPESIFIKASI BAHAN	
2.1 Konsep Proses	11
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	13
 BAB III METODE PERANCANGAN	
3.1 Neraca Massa	17
3.2 Neraca Panas	21
3.2. Spesifikasi Alat Proses.....	23

3.3. Unit Pendukung Proses (UTILITAS)	58
3.5 Laboratorium	97
3.6 Organisasi Perusahaan.....	98
3.7 Tata Letak Pabrik	125

BAB IV EVALUASI EKONOMI

4.1 Penaksiran Harga Peralatan.....	133
4.2 Dasar Perhitungan	134
4.3 Perhitungan Biaya	134
4.4 Analisa Kelayakan.....	136
4.5 Hasil Perhitungan	138

BAB V KESIMPULAN.....	145
------------------------------	------------

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

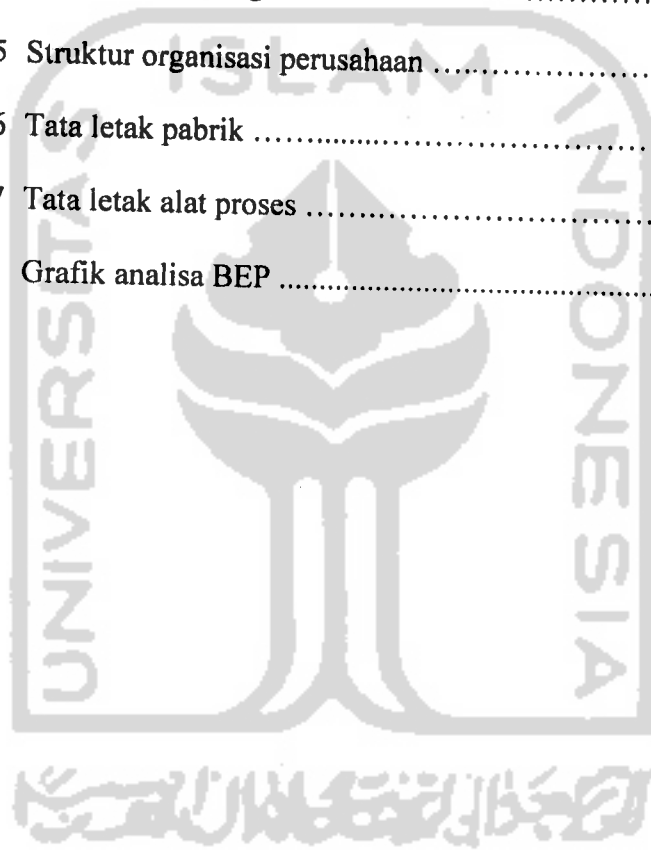
DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Data statistik kebutuhan industri Sirup Glukosa.....	2
Tabel 3.1.	Neraca massa total.....	17
Tabel 3.2.	Neraca massa Mixer 01.....	18
Tabel 3.3.	Neraca massa T Liquifikasi.....	18
Tabel 3.4.	Neraca massa Mixer 02.....	18
Tabel 3.5.	Neraca massa Reaktor.....	19
Tabel 3.6.	Neraca massa Netralizer	19
Tabel 3.7.	Neraca massa Dekanter.....	20
Tabel 3.8.	Neraca massa Mixer 03.....	20
Tabel 3.9.	Neraca massa Centrifuge.....	20
Tabel 3.10.	Neraca massa Evaporator.....	21
Tabel 3.11.	Neraca panas Mixer 01	21
Tabel 3.12.	Neraca panas T. Liquifikasi	21
Tabel 3.13.	Neraca panas Mixer 02	22
Tabel 3.14.	Neraca panas Reaktor	22
Tabel 3.15.	Neraca panas Netralizer.....	22
Tabel 3.16.	Neraca panas Dekanter.....	22
Tabel 3.17.	Neraca panas Mixer 03	23
Tabel 3.18.	Neraca panas Centrifuge	23
Tabel 3.19.	Neraca panas Evaporator	23

Tabel 3.20.	Kebutuhan air untuk pendingin	66
Tabel 3.21.	Kebutuhan steam	67
Tabel 3.22.	Jadwal kerja shift tiap regu	114
Tabel 3.23.	Jabatan dan keahlian	114
Tabel 3.24.	Jumlah karyawan	116
Tabel 3.25.	Penggolongan gaji menurut jabatan	119
Tabel 3.26.	Perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik	129
Tabel 4.1.	Physical plant cost (PPC)	138
Tabel 4.2.	Direct plant cost (DPC)	139
Tabel 4.3.	Fixed Capital Investment (FCI)	139
Tabel 4.4.	Direct Manufacturing Cost (DMC)	139
Tabel 4.5.	Indirect manufacturing cost (IMC)	140
Tabel 4.6.	Fixed manufacturing cost (FMC)	140
Tabel 4.7.	Total manufacturing cost (MC)	140
Tabel 4.8.	Working capital (WC)	141
Tabel 4.9.	General expense	141
Tabel 4.10.	Total biaya produksi	141
Tabel 4.12.	Fixed cost (Fa)	142
Tabel 4.13.	Variable cost (Va)	142
Tabel 4.14.	Regulated cost (Ra)	142

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik kebutuhan Sirup Glukosa.....	3
Gambar 3.2 Diagram alir kualitatif	17
Gambar 3.3 Diagram alir kuantitatif	18
Gambar 3.4 Diagram alir pengolahan air.....	81
Gambar 3.5 Struktur organisasi perusahaan	102
Gambar 3.6 Tata letak pabrik	131
Gambar 3.7 Tata letak alat proses	132
Gambar 4.1 Grafik analisa BEP	145



INTISARI

Kebutuhan Sirup Glukosa makin meningkat seiring dengan peningkatan industri kimia di Indonesia. Sirup Glukosa banyak dipakai sebagai bahan baku makanan dan minuman. Pra rancangan pabrik Sirup Glukosa dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dibutuhkan Pati Singkong sebesar 918,2736 ton/tahun.

Pra rancangan pabrik Sirup Glukosa adalah proses Hidrolisis oleh Asam Klorida (HCl) dan Enzim AMG. Pati Singkong direaksikan dalam sebuah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada suhu sebesar 60 °C dan tekanan 1 atm. Untuk menghasilkan Sirup Glukosa dengan kemurnian 80 % maka Sirup Glukosa diumpankan ke Evaporator untuk dipekatkan. Utilitas pendukung proses meliputi penyediaan air sebanyak 15593,81785 kg/jam, listrik 133.11528 KW/jam, bahan bakar 4372.940447 lt/jam, steam 373.4729 kg/jam. Pabrik ini direncanakan didirikan di Purwakarta, Jawa Barat, dengan luas tanah 14.420 m². Perusahaan berbentuk perseroan terbatas memakai sistem organisasi "Line and Staff Organisation" yang dipimpin oleh 2 orang direktur yaitu direktur produksi/teknik dan direktur administrasi/keuangan dengan jumlah karyawan 155 orang.

Modal tetap (FCI) yang digunakan untuk mendirikan pabrik Sirup Glukosa sebesar \$ 2.020.036,24 + Rp 12.113.230.467,20 dan modal kerja (WC) sebesar Rp 12.678.050.854,22; keuntungan sebelum pajak yang diperoleh pertahun sebesar Rp 8.793.976.327,26; sedangkan keuntungan sesudah pajak pertahun sebesar Rp 4.396.988.163,63; Dan dari hasil perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh ROI sebelum pajak sebesar 28.09 %, ROI setelah pajak sebesar 14.05 %, POT sebelum pajak selama 2,63 tahun, POT sesudah pajak selama 4,16 tahun, BEP sebesar 43,92 %, SDP sebesar 23,52 %, dan DCFR sebesar 26.76%. Berdasarkan perhitungan diatas, maka pabrik Sirup Glukosa dengan kapasitas 10.000 Ton/Tahun cukup menarik untuk dikaji lebih lanjut.



BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Gula merupakan salah satu kebutuhan pokok manusia yang digunakan baik untuk pemenuhan kebutuhan sehari-hari, perdagangan, bahkan untuk sektor industri terutama industri makanan, minuman, dan farmasi. Pada sektor industri makanan, minuman dan farmasi. Pemanis yang digunakan biasanya dalam bentuk cair yaitu salah satunya adalah sirup glukosa yang bahan bakunya dapat diperoleh dari singkong. Dimana untuk memenuhi kebutuhan akan sirup glukosa ini, Indonesia masih mengimpor dari luar negeri karena jarang ada pabrik yang memproduksinya.

Produk sirup glukosa dari pati singkong diharapkan akan menaikkan nilai ekonomis, terutama pada sektor pertanian. Adapun pengembangan tanaman penghasil singkong bukan merupakan permasalahan, karena sifat tanamannya yang mudah dibudidayakan serta banyak terdapat di Indonesia.

Dengan mendirikan pabrik-pabrik yang memproduksi sirup glukosa tersebut, maka diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan kemungkinan dapat di ekspor sehingga dapat menamban devisa Negara, selain itu juga akan berpeluang berdirinya pabrik-pabrik lain yang menggunakan bahan pemanis. Hal ini akan membantu pemerintah dalam menanggulangi masalah pengangguran dengan membuka lapangan pekerjaan baru.



Pabrik sirup glukosa dari pati singkong ini rencananya akan didirikan di Majalengka, Jawa Barat dengan beberapa pertimbangan antara lain : mudahnya penyediaan bahan baku, sarana dan prasarana memadai, seperti sarana transportasi, penyediaan air dan lain-lain.

1.1.1. Manfaat Produk

Sirup glukosa dapat dimanfaatkan untuk bahan makanan, minuman dan farmasi. Industri di Indonesia membutuhkan glukosa baik sebagai bahan baku, bahan pembantu, maupun bahan intermediate. Industri yang memanfaatkan Glukosa antara lain, industri permen, minuman, biskuit, dan es krim.

1.1.2. Kapasitas Perancangan Pabrik

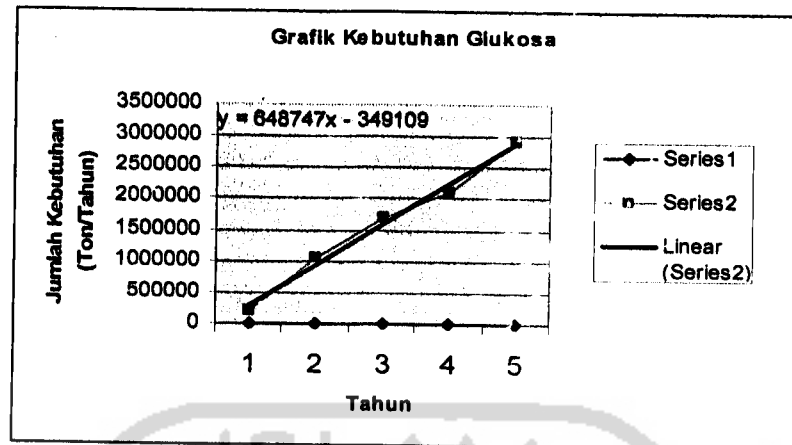
Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data dari BPS dari tahun 1999-2002 kebutuhan glukosa meningkat dari tahun ke tahun, seperti terlihat pada tabel 1, sebagai berikut:

Tabel 1. Data statistik kebutuhan Glukosa di Indonesia Tahun 2002

TAHUN	JUMLAH (Kg/Tahun)
1998	202.601
1999	1.061.105
2000	1.693.759
2001	2.102.619
2002	2.925.581



Berdasarkan prediksi kebutuhan dengan pendekatan $y = 648747x - 349109$, maka kapasitas perancangan pabrik sirup glukosa yang akan didirikan pada tahun 2010 adalah 10.000 Ton/Tahun. Dengan kapasitas produksi 10.000 Ton/Tahun tersebut diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.

2. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan faktor yang sangat penting untuk kelangsungan hidup suatu pabrik. Untuk menjamin kontinuitas produksi pabrik, bahan baku harus mendapat perhatian yang serius dengan tersedianya secara periodik dalam jumlah yang cukup. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan Sirup Glukosa adalah Pati Singkong.

3. Pabrik yang sudah beroperasi

Pada saat ini pabrik Sirup Glukosa yang sudah beroperasi di Indonesia adalah PT. Raya Sugarindo di Tasikmalaya, PT. Puncak Gunung Mas di Jakarta, PT. Sama Satya Pasifik di Sidoarjo. PT. Gunur g Madu Plantation di Lampung, dan Indonesian Maltose Industry di Bogor.



1.1.3. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik pada umumnya sebagai berikut:

1.1.3.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah:

a. Penyediaan bahan baku

Penyediaan bahan baku relatif mudah, karena pati singkong mudah dibudidayakan, dan banyak terdapat di Indonesia.

b. Pemasaran

Produk dari pabrik ini banyak dipakai sebagai bahan campuran makanan, minuman dan juga farmasi, sehingga dengan adanya pabrik ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun luar negeri.

c. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik, karena daerah Purwakarta, merupakan kawasan industri, maka kebutuhan tersebut diharapkan dapat dipenuhi dengan mudah.



1. Segi keamanan kerja terpenuhi.
 2. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
 3. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
 4. Transportasi yang baik dan efisien.
- e. Prasarana dan Fasilitas Sosial
- Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

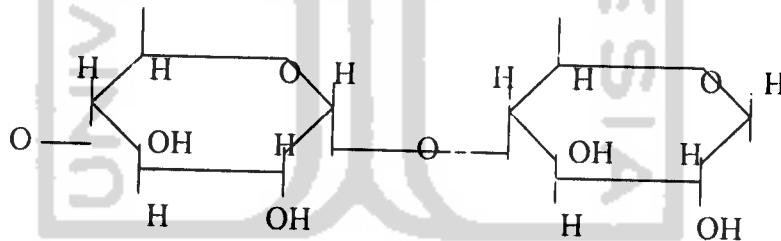
1.2. Tinjauan Pustaka

Karbohidrat merupakan senyawa karbon, hidrogen dan oksigen yang banyak terdapat di alam. Karbohidrat sangat beraneka ragam sifat dan jenisnya. Misalnya sukrosa, glukosa dan fruktosa. Sukrosa adalah suatu disakarida (banyak monosakarida yang membentuk dimer-dimer) yang dapat dihidrolisis menjadi satuan glukosa dan satu satuan fruktosa. Fruktosa adalah gula yang manis, di dapat dari perpecahan sukrosa. Terdapat dalam buah-buahan dan madu, maupun dalam sukrosa. Glukosa adalah monosakarida yang diperoleh dari hidrolisis pati ataupun perpecahan sukrosa. (Fesseden, Kimia Organik, 1982).

Pati dapat diperoleh dari berbagai jenis tumbuhan, seperti umbi-umbian, padi, jagung, pisang, dan lain-lain. Ditinjau dari rumus kimianya pati

adalah karbohidrat yang berbentuk polisakarida berupa polimer an hidro monosakarida dengan rumus umum $(C_6H_{10}O_5)_n$. Polisakarida mempunyai molekul besar dan lebih kompleks dari pada mono dan oligosakarida. Molekul polisakarida terdiri atas banyak molekul monosakarida. Umumnya polisakarida berupa senyawa berwarna putih dan tidak berbentuk kristal, tidak mempunyai rasa manis dan tidak mempunyai sifat mereduksi. Berat molekul polisakarida bervariasi dari beberapa ribu hingga lebih dari satu juta. Oleh sebab itu, untuk mendapatkan glukosa dari pati harus dilakukan hidrolisis. (Fesseden, Kimia Organik, 1982).

Komponen utama penyusun pati adalah amilosa dan amilopektin. Amilosa tersusun atas satuan glukosa yang saling berkaitan dengan ikatan 1-4 alpha glukosida dan mempunyai rantai cabang 1-6 alpha glukosida. (Kirk and Othmer, 1978).



Glukosa merupakan monosakarida dengan rumus umum $C_6H_{12}O_6$, glukosa dapat diperoleh melalui hidrolisis pati menggunakan asam atau enzim maupun gabungan dari keduanya. Penelitian pertama dilakukan oleh Ilmuwan Rusia, Kirchoff pada tahun 1811 yaitu metode untuk memperoleh glukosa dari hidrolisis pati dengan mineral asam. Kemudian pada tahun 1815, Kirchoff juga telah berhasil menemukan "diastase" yaitu enzim yang dapat menghidrolisis pati.

Enzim yang ditemukan oleh Dale dan Langlois pada tahun 1938 adalah amylase. Setelah perang dunia kedua, mulai berkembang teknologi penggabungan asam dan enzim untuk proses hidrolisis pati. Enzim yang digunakan adalah Glucoamylase atau Amiloglukosidase. Proses inilah yang sampai saat ini banyak digunakan oleh industri-industri penghasil Glukosa.

Reaksi pembentukan Glukosa :



(Kirk and Otmert, 1978)

Proses pembuatan glukosa dapat dilakukan dengan beberapa proses, yaitu :

1. Hidrolisa dengan asam

Larutan yang mengandung 30 – 40 % dimasukkan ke dalam reactor dengan ditambahkan Asam Klorida sampai pH 1,8 – 2 . kemudian dipanaskan sampai 160 °C hingga diperoleh DE yang diinginkan. DE atau 'Dextrose Equivalent' adalah istilah yang digunakan untuk menggambarkan banyaknya pati yang bereaksi menjadi glukosa (ekivalen dengan konversi) kadar pengurangan kandungandisebut dextrose dan dinyatakan dalam presentase berat kering. Konversi reaksi Hidrolisis asam mencapai 98 %. Setelah terbentuk glukosa maka dilakukan proses pemurnian, yaitu netralisasi dengan larutan sodium karbonat sehingga pH menjadi 5 – 7. Proses selanjutnya adalah penyerapan warna dan bau yang terdapat dalam sirup Glukosa dengan menggunakan karbon aktif. Untuk menghilangkan sisa padatan perlu dilakukan penyaringan. Larutan yang terbentuk



dipapatkan dalam evaporator sampai mengandung kadar air yang diinginkan.

Kerugian dari proses ini adalah sifat korosi (yang terlalu tinggi) yang disebabkan penggunaan asam selain itu kondisi operasi proses pada suhu tinggi yaitu 160 °C dan tekanan lebih dari 2 – 3 atm. Produk yang dihasilkan juga memiliki warna lebih pekat dan rasa yang tidak terlalu manis. Konversi yang terlalu tinggi kurang menguntungkan dari segi ekonomis. (James A Kent, 1962).

2. Fermentasi dengan enzim – enzim

Pada proses ini, hidrolisis awal tidak menggunakan asam, melainkan enzim yang fungsinya sama dengan asam, yaitu memecahkan ikatan 1-4 alpha glukosida dalam pati. Enzim yang biasa digunakan adalah amylase.

Kemudian hidrolisis kedua juga menggunakan enzim amiloglukosidase, perbedaan hanya terletak pada kondisi operasi dari hidrolisis dan nilai DE yang diinginkan. (James A Kent, 1962).

3. Hidrolisis Asam dan enzim

Proses ini sama dengan hidrolisis asam, namun pada awal hidrolisis, konversi tidak terlalu tinggi. Fungsi penambahan asam untuk membantu pemutusan ikatan 1-4 alpha Glukosida pati. Peningkatan konversi dilakukan pada reaksi kedua yaitu menggunakan enzim Amiloglukosidase, yang berfungsi untuk memecahkan ikatan 1-4 alpha Glukosida dan cabang 1-6 alpha Glukosida dari pati. Dengan pemakaian enzim pada proses ini,



diharapkan DE yang terbentuk dapat lebih tinggi dibandingkan hidrolisa asam saja, mengingat kerja enzim yang lebih spesifik sebagai katalisator.

Dari ketiga proses diatas, proses hidrolisis asam dan enzim dipilih dalam penyusunan tugas perancangan ini. Sebab proses tersebut lebih sederhana dan menghasilkan produk yang lebih baik, yaitu mengandung kadar garam yang rendah serta mengurangi rasa pahit dalam Sirup Glukosa.





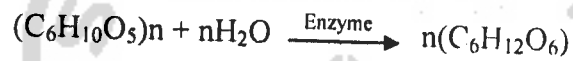
BAB II

URAIAN PROSES DAN SPESIFIKASI BAHAN

2.1. Konsep Proses

2.1.1. Dasar Reaksi

Pembuatan Sirup Glukosa dari Pati Singkong dengan proses Hidrolisis Asam Enzim berlangsung menurut reaksi :



Reaksi ini dilakukan pada fase cair menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada suhu 60 °C dan tekanan 1 atm dengan katalisator Enzim Amiloglukosidase (AMG).

Kondisi operasi pada perancangan pabrik Sirup Glukosa ini adalah :

- Temperatur Masuk : 60 °C
- Temperatur Keluar : 60 °C
- Tekanan : 1 atm
- Katalisator : Amiloglukosidase (AMG)
- Fase Reaksi : Cair
- Sifat Reaksi : Eksotermis
- Kondisi Proses : Non Adiabatis

2.1.2. Diagram Alir Proses

(Lihat Gambar 3.1 dan 3.2)



2.1.3. Langkah Proses

Pada proses pembuatan Sirup Glukosa dari pati singkong dilakukan melalui tahap-tahap sebagai berikut :

1. Tahap Persiapan Bahan Baku
2. Tahap Pembentukan Produk
3. Tahap Pemurnian Produk

2.1.3.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku pati yang disimpan di Silo diangkut dengan Belt Conveyor (BC-01) menuju Mixer (M-01) untuk dicampur dengan air sehingga menjadi larutan 40 % berat pati. Pengadukan dilakukan selama 15 menit dan diasumsikan didalam Mixer tidak terjadi reaksi. Asam Klorida didalam Tangki Penyimpanan (TP-01) dipompa dan dipanaskan menjadi 90 °C, lalu diumpankan ke dalam Tangki Liquifikasi bersama hasil keluaran Mixer (M-01).

2.1.3.2. Tahap Pembentukan Produk

Di dalam Tangki Liquifikasi terjadi reaksi Liquifikasi yaitu pemutusan ikatan 1-4 Alpha Glukosidase, dengan bantuan katalis Asam Klorida (HCl) pada suhu 60 °C dan tekanan 1 atm.

Selanjutnya umpan dimsukkan ke Reaktor, di Reaktor terjadi reaksi Sakarifikasi, yaitu proses pemutusan ikatan 1-6 Alpha Glukosidase, dan sebagian ikatan 1-4 Alpha Glukosidase, pada proses ini digunakan Enzim Amiloglukosidase (AMG), dengan suhu operasi 60 °C dan tekanan 1 atm.



2.1.3.3. Tahap Pemurnian Produk

Hasil keluaran dari Reaktor kemudian dinetralkan dalam tangki Netralizer (N) dengan penambahan Natrium Hidroksida hingga tercapai kondisi PH 5-7. Pati sisa yang terkandung dalam larutan dipisahkan dengan decanter, untuk di recycle. Untuk mendapatkan Sirup Glukosa yang tidak terlalu pekat dan berbau, dilakukan penyerapan dengan menggunakan Carbon Active, umpan kemudian dimasukkan ke dalam Centrifuge (CF), untuk menghilangkan Carbon Active. Selanjutnya diumpankan ke Evaporator (EV), untuk dipekatkan sampai 80 % berat, dengan suhu operasi 105 °C.

Produk akhir keluar dari Evaporator dipompa dan diturunkan suhunya menjadi 30 °C, kemudian disimpan dalam Tangki Produk.

2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.2.1. Spesifikasi Bahan Baku Utama

1. Pati Singkong

Rumus Molekul	: $(C_6H_{10}O_5)_n$
Berat Molekul	: 162 Kg/Kgmol
Densitas	: 1.3984 Kg/l
Kapasitas Panas	: 0.607 Kkal/Kg. °C
Viskositas (20 C)	: 2.0736 Cp
Bentuk	: Padat
Warna	: Putih
Komposisi	: Pati 99.99 % berat

2. Air

Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul	: 18 Kg/Kgmol
Densitas	: 0.9980 Kg/l
Kapasitas Panas	: 1 Btu/lb. °F
Viskositas	: 1 Cp
Bentuk (25 C, 1 atm)	: Cair
Titik Didih	: 100 °C

2.2.2. Spesifikasi Bahan Baku Pembantu

1. Asam Klorida

Rumus Molekul	: HCl
Berat Molekul	: 36.5 Kg/Kgmol
Berat Jenis (20 C)	: 1,268 Kg/l
Viskositas	: 2 Cp
Kapasitas Panas	: 0.665 Kkal/Kg. °C
Fase	: Cair
Kadar	: 30 %



2. Carbon Active

Berat Molekul	: 12 Kg/Kgmol
Bentuk	: Padat
Kapasitas Panas	: 0,1658 Kkal/Kg °C
Densitas	: 0,230 Kg/l
Kadar Abu	: 2.5 %
Kadar Air	: 10 %

3. Amiloglukosidase (AMG)

Nama Dagang	: Sweet zyme
Densitas	: 0.7201 Kg/l
Fase	: Cair
Warna	: Putih
PH optimum	: 4.5

4. Natrium Hidroksida

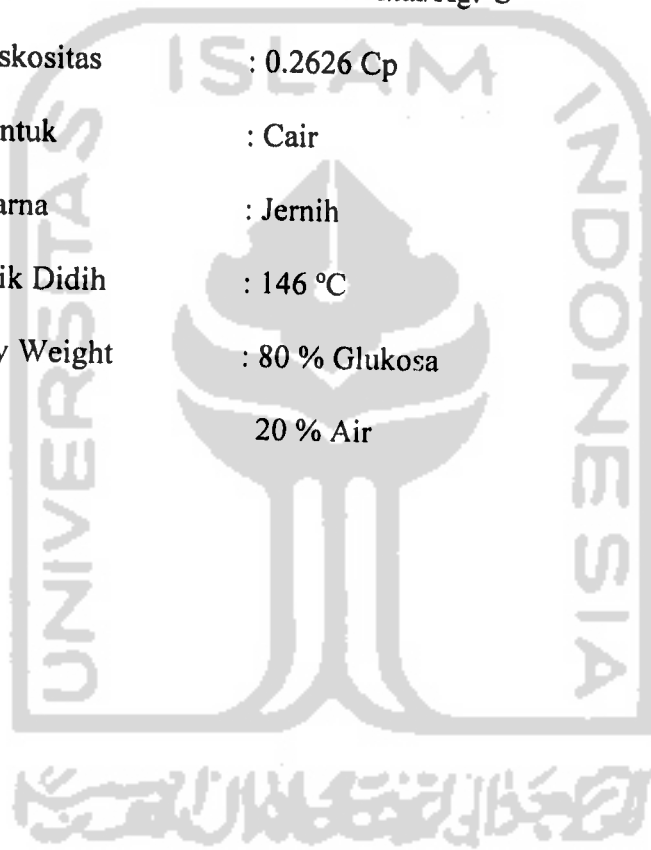
Rumus Molekul	: NaOH
Berat Molekul	: 40 Kg/Kgmol
Densitas	: 0.9872 Kg/l
Kapasitas Panas	: 0.784 Kkal/Kg. °C
Viskositas	: 1.084 Cp
Kemurnian	: 20 %

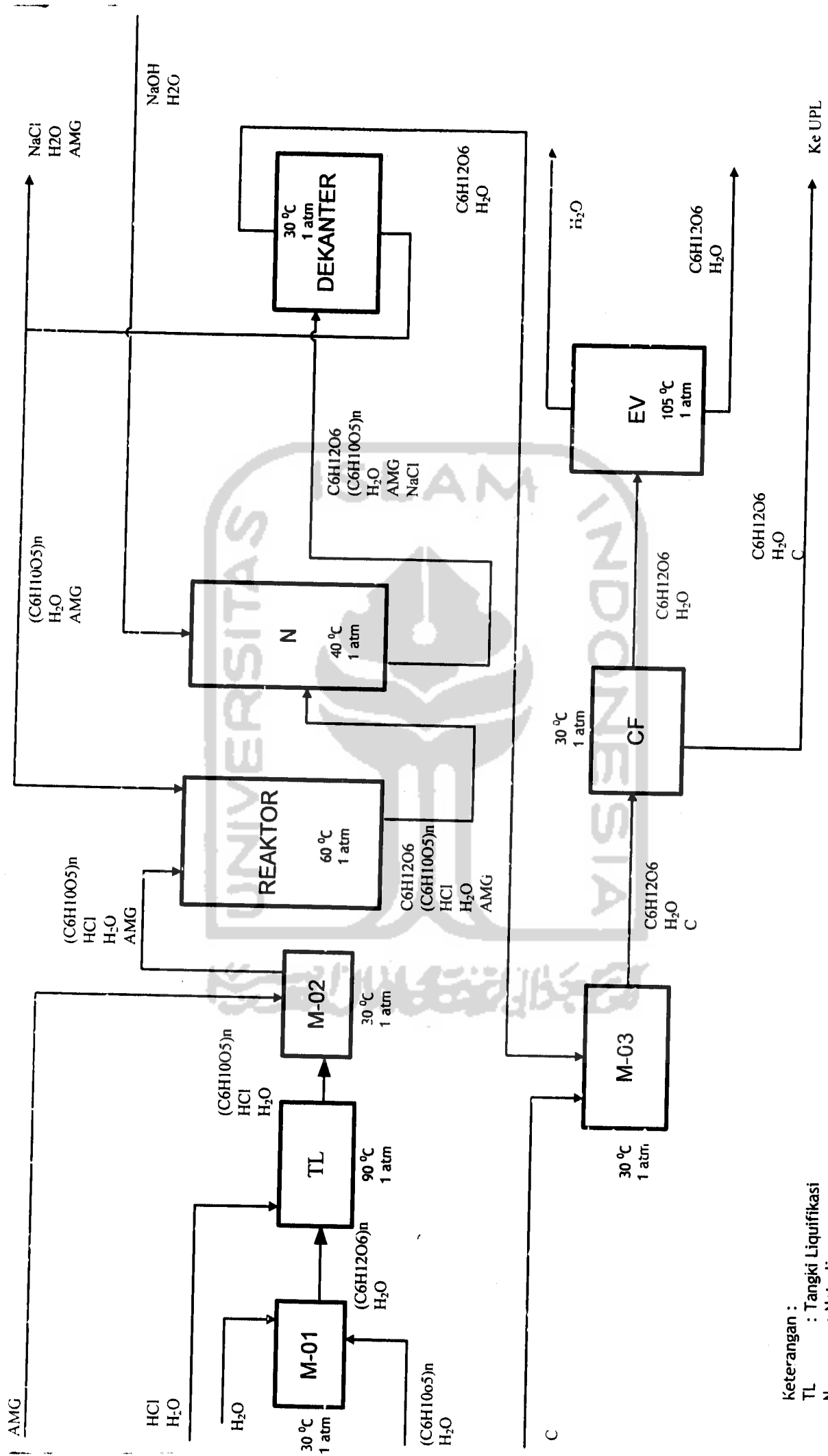


2.2.3. Spesifikasi Produk

1. Sirup Glukosa

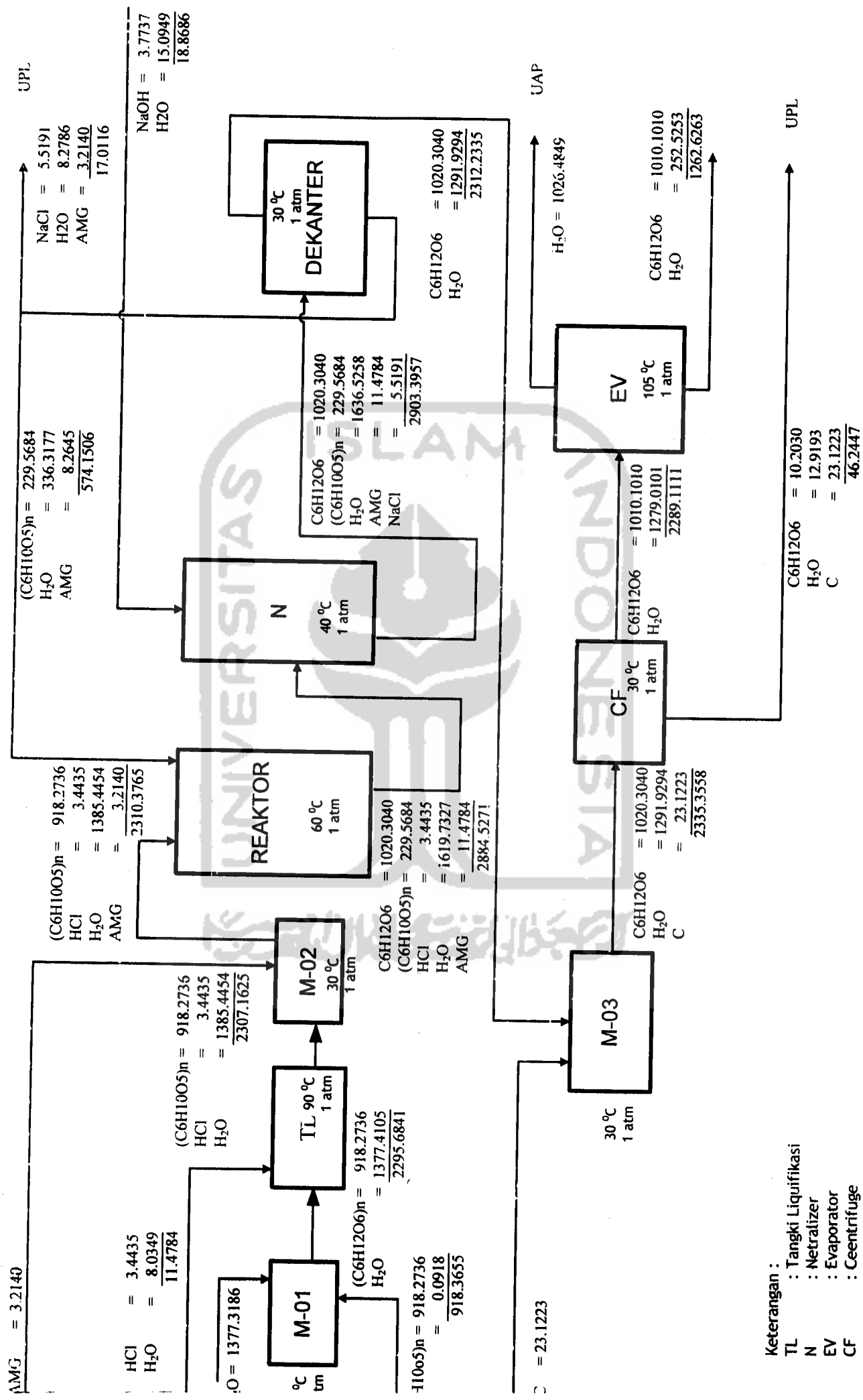
Rumus Molekul	: $C_6H_{12}O_6$
Berat Molekul	: 180 Kg/Kgmol
Densitas	: 0.6894 Kg/l
Kapasitas Panas	: 0.2750 Kkal/Kg.°C
Viskositas	: 0.2626 Cp
Bentuk	: Cair
Warna	: Jernih
Titik Didih	: 146 °C
Dry Weight	: 80 % Glukosa 20 % Air





Keterangan :
 TL : Tangki Liquefikasi
 N : Netralizer
 EV : Evaporator
 CF : Centrifuge

Gambar 3.1. Diagram Alir Kualitatif (Kg/jam)



Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif (Kg/jam)

Keterangan :
TL : Tangki Liquifikasi
N : Neutralizer
EV : Evaporator
CF : Ceentrifuge



BAB III

METODE PERANCANGAN

Metode perencanaan pendirian Pabrik Sirup Glukosa dari pati singkong sebesar 10.000 ton/tahun meliputi: neraca massa, neraca panas, dan spesifikasi alat.

3.1. Neraca Massa

3.1.1. Neraca Massa Total

Neraca massa total pada proses pembuatan Sirup Glukosa disajikan dalam tabel berikut ini:

Tabel 3.1. Neraca Massa Overall

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
$C_6H_{12}O_6$		1020.3040
$C_6H_{10}O_5$	918.2736	
H_2O	1400.5403	1300.2080
HCl	3.4435	
AMG	3.2140	3.2140
NaCl		5.5191
NaOH	3.7737	
C	23.1223	23.1223
Total	2352,3675	2352,3675



3.1.2. Neraca Massa Per Alat

Tabel 3.2. Neraca Massa Mixer (M-01)

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam
	Arus 1	Arus 2	Arus3
C ₆ H ₁₀ O ₅	918.2736		918.2736
H ₂ O	0.0918	1377.3186	1377.4105
Total	918.3655	1377.3186	2295.6841
	2295.6841		

Tabel 3.3. Neraca Massa Tangki Liquifikasi

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam
	Arus 3	Arus 4	Arus5
C ₆ H ₁₀ O ₅	918.2736		918.2736
H ₂ O	1377.4105	8.0349	1385.4454
HCl		3.4435	3.4435
Total	2295.6841	11.4784	2307.1625
	2307.1625		

Tabel 3.4. Neraca Massa Mixer - 02 (M-02)

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam
	Arus 5	Arus 6	Arus7
C ₆ H ₁₀ O ₅	918.2736		918.2736
H ₂ O	1385.4454		1385.4454
HCl	3.4435		3.4435
AMG		3.2140	3.2140
Total	2307.1625	3.2140	2310.3765
	2310.3765		

Tabel 3.5. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam
	Arus 11	Arus 7	Arus 8
$C_6H_{12}O_6$			1020.3040
$C_6H_{10}O_5$	229.5684	918.2736	229.5684
H_2O	336.3177	1385.4454	1619.7327
HCl		3.4435	3.4435
AMG	8.2645	3.2140	11.4784
Total	574.1506	2310.3765	2884.5271
	2884.5271		

Tabel 3.6. Neraca Massa Netralizer (N)

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar kg/jam
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
$C_6H_{12}O_6$	1020.3040		1020.3040
$C_6H_{10}O_5$	229.5684		229.5684
H_2O	1619.7327	15.0949	1636.5258
HCl	3.4435		
AMG	11.4784		11.4784
NaOH		3.7737	
NaCl			5.5191
Total	2884.5271	18.8686	2903.3957
	2903.3957		

Tabel 3.7. Neraca Massa Decanter (DC)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam		
	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13
C ₆ H ₁₂ O ₆	1020.3040	229.5684		1020.3040
C ₆ H ₁₀ O ₅	229.5684	336.3177		
H ₂ O	1636.5258	336.3177	8.2786	1291.9294
AMG	11.4784	8.2645	3.2140	
NaCl	5.5191		5.5191	
Total	2903.3957	574.1506	17.0116	2312.2335
		2903.3957		

Tabel 3.8. Neraca Massa Mixer-03 (M-03)

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam
	Arus 13	Arus 14	Arus 15
C ₆ H ₁₂ O ₆	1020.3040		1020.3040
H ₂ O	1291.9294		1291.9294
C		23.1223	23.1223
Total	2312.2335	23.1223	2335.3558
	2335.3558		2335.3558

Tabel 3.9. Neraca Massa Filter (F)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
	Arus 15	Arus 16	Arus 17
C ₆ H ₁₂ O ₆	1020.3040	10.2030	1010.1010
H ₂ O	1291.9294	12.9193	1279.0101
C	23.1223	23.1223	
Total	2335.3558	46.2447	2289.1111
		2335.3558	



Tabel 3.10. Neraca Massa Evaporator (Ev)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
	Arus 17	Arus 18	Arus 19
C ₆ H ₁₂ O ₆	1010.1010		1010.1010
H ₂ O	1279.0101	1026.4849	252.5253
Total	2289.1111	1026.4849	1262.6263
		2289.1111	

3.2. Neraca Panas

Neraca panas pada pabrik Pabrik *Glukosa* dari *Pati Singkong* sebesar 10.000 ton/tahun disajikan dalam tabel berikut ini:

Suhu referensi yang digunakan = 25 °C = 298 K

Tabel 3.11. Neraca Panas Mixer-01 (M-01)

Masuk, kkal/jam		Keluar, kkal/jam	
Panas masuk	-9674.0128	Panas keluar	9674.0128
Total	-9674.0128	Total	9674.0128

Tabel 3.12. Neraca Panas Tangki Liquifikasi (TL)

Masuk, kkal/jam		Keluar, kkal/jam	
Panas masuk	-9736.0191	Panas keluar	9736.0191
Total	-9736.0191	Total	9736.0191



Tabel 3.13. Neraca Panas Mixer-02 (M-02)

Masuk, kkal/jam		Keluar, kkal/jam	
Panas masuk	-9759.1596	Panas keluar	9759.1596
Total	-9759.1596	Total	9759.1596

Tabel 3.14. Neraca Panas Reaktor – 01 (R-01)

Masuk, kkal/jam		Keluar, kkal/jam	
Panas masuk	-85002.9133	Panas keluar	71743.5527
Panas reaksi	-2054.7660	Beban pendinginan	15314.1266
Total	-87057.6793	Total	87057.6793

Tabel 3.15. Neraca Panas Netralizer (N)

Masuk, kkal/jam		Keluar, kkal/jam	
Panas masuk	-30997.4743	Panas keluar	31002.3508
Panas reaksi	-12099.3030	Beban pendinginan	12094.4265
Total	-43096.7773	Total	43096.7773

Tabel 3.16. Neraca Panas Dekanter (DK)

Masuk, kkal/jam		Keluar, kkal/jam	
Panas masuk	-10334.1169	Panas keluar	10334.1169
Total	-10334.1169	Total	10334.1169



Tabel 3.17. Neraca Panas Mixer-03 (M-03)

Masuk, kkal/jam		Keluar, kkal/jam	
Panas masuk	-7924.4292	Panas keluar	7924.4292
Total	-7924.4292	Total	7924.4292

Tabel 3.18. Neraca Panas Filter (F)

Masuk, kkal/jam		Keluar, kkal/jam	
Panas masuk	-7924.4292	Panas keluar	7924.4292
Total	-7924.4292	Total	7924.4292

Tabel 3.19. Neraca Panas Evaporator (Ev)

Masuk, kkal/jam		Keluar, kkal/jam	
Panas masuk	-1245.038	Panas keluar	1245.038
Total	-1245.038	Total	1245.038

3.3. Spesifikasi Alat Proses

1) Mixer-01 (M-01)

Fungsi : Mencampurkan *pati singkong* sebanyak 918.3655 kg/jam dan H₂O sebanyak 1377.3186 kg/jam untuk menghasilkan larutan *pati singkong* sebanyak 2295.6841 kg/jam

Tipe : Silinder Tegak Berpengaduk

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C
- Bahan Mixer : *Carbon Stell SA 283, Grade C*

Ukuran Mixer

- Diameter : 0.4492 m
- Tinggi : 0.6737 m
- Tebal Shell : 0,25 in
- Tebal *Head* : 0,25 in

Pengaduk Mixer

- Tipe : Turbin dengan *Six Bludes Turbine*
- Jumlah *Baffle* : 4
- Diameter Pengaduk : 0,1497 m
- Jumlah Pengaduk : 2 buah
- Lebar *Baffle* : 0,0449 m
- Effisiensi / Putaran : 80% / 9.6992 rps
- Daya Motor : 1 Hp

2) *Tangki Liqifikasi (TL)*

Fungsi : Mencampurkan keluaran dari mixer-01 sebanyak 2295.6841 kg/jam dengan katalis HC! sebanyak 3.4435 kg/jam untuk menghasilkan larutan pati singkong sebanyak 2307.1625 kg/jam

Tipe : Silinder Tegak Berpengaduk

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 90°C
- Bahan Mixer : *Stainless Steel SA167, Grade C*

Ukuran Tangki Liquifikasi

- Diameter : 1.2219 m
- Tinggi : 1.8328 m
- Tebal Shell : 0,25 in
- Tebal *Head* : 0,25 in

Pengaduk Mixer

- Tipe : Turbin dengan *Six Blades Turbine*
- Jumlah *Baffle* : 4
- Diameter Pengaduk : 0,4073 m
- Jumlah Pengaduk : 2 buah
- Lebar *Baffle* : 0,1222 m
- Efisiensi / Putaran : 80% / 3.5624 rps
- Daya Motor : 8.5 Hp

3) Mixer-02 (M-02)

Fungsi : Mencampurkan keluaran tangki liquifikasi sebanyak 2307.1625 kg/jam dengan enzim amilogukose (AMG)

sebanyak 3.2140 kg/jam untuk menghasikan larutan pati
singkong sebanyak 2310.3765 kg/jam

Tipe : Silinder Tegak Berpengaduk

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C
- Bahan Mixer : *Stainless Steel SA167, Grade C*

Ukuran Mixer

- Diameter : 0.4505 m
- Tinggi : 0.6757 m
- Tebal Shell : 0,1875 in
- Tebal *Head* : 0,1875 in

Pengaduk Mixer

- Tipe : Turbin dengan *Six Blades Turbine*
- Jumlah *Baffle* : 4
- Diameter Pengaduk : 0,1502 m
- Jumlah Pengaduk : 2 buah
- Lebar *Baffle* : 0,0445 m
- Efisiensi / Putaran : 80% / 9.6590 rps
- Daya Motor : 0.75 Hp

4) Reaktor

Fungsi: Mereaksikan keluaran mixer-02 sebanyak 2310.3765 kg/jam dengan hasil recycle dari dekanter sebanyak 574.1506 kg/jam untuk menghasilkan Glukosa sebanyak 2884.5271 kg/jam

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Jumlah: 1

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 60°C
- Bahan Reaktor : *Stainless Stell SA 167, Grade C*

Dimensi

- Diameter : 1.6006 m
- Tinggi : 2.5146 m
- Tebal *Shell* : 0,1875 in
- Tebal *Head* : 0,1875 in

Pengaduk

- Tipe : *flat blade turbine*
- Jumlah *Baffle* : 4
- Diameter Pengaduk : 0.5556 m
- Jumlah Pengaduk : 2 buah
- Lebar *Baffle* : 0,1667 m
- Efisiensi / Putaran : 80% / 2.1667rps

- Daya Motor : 5 Hp

Koil (lilitan) Reaktor (R-01)

- Diameter koil : 0.4101 in
- Luas perpindahan panas per koil : 1.4206 ft²
- Jumlah koil : 1 lilitan
- Jarak antar koil : 0.035 ft
- Tinggi koil : 0.070 ft

5) Netralizer

Fungsi : Menetralkan hasil keluaran reaktor dengan NaOH 20%
sebanyak 3.7737 kg/jam

Tipe : Tangki berpengaduk

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 40°C
- Bahan Decanter : *Stainless Steel SA 167, Grade C*

Dimensi

- Diameter : 1.3716 m
- Tinggi : 1.3716 m
- Tebal *Shell* : 0,1875 in
- Tebal *Head* : 0,1875 in



Pengaduk

- Tipe : *flat blade turbine*
- Jumlah *Baffle* : 4
- Diameter Pengaduk : 0.454 m
- Jumlah Pengaduk : 1 buah
- Lebar *Baffle* : 0,1362 m
- Effisiensi / Putaran : 80% / 2.333 rps
- Daya Motor : 2 Hp

Koil (lilitan) Netralizer

- Diameter koil : 0.5 in
- Luas perpindahan panas per koil : 1.4206 ft²
- Jumlah koil : 1 lilitan
- Jarak antar koil : 0.035 ft
- Tinggi koil : 0.070 ft

6) Dekanter

Fungsi : Memisahkan NaCl dan AMG yang merupakan larutan anorganik dengan larutan organik dengan kapasitas 2903.3957 kg/jam

Tipe : Vertikal Silinder

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm

- Suhu : 30°C
- Bahan Decanter : *carbon Stell SA 283, Grade C*

Dimensi

- Diameter : 0.8331 m
- Tinggi : 1.7663 m
- Tebal *Shell* : 0,25 in
- Tebal *Head* : 0, 25 in

7) Mixer-03 (M-03)

Fungsi : Mencampurkan keluaran hasil atas dekanter sebanyak 2312.2335 kg/jam dengan *carbon active* sebanyak 23.1223 kg/jam untuk menghasilkan larutan sebanyak 2335.3558 kg/jam

Tipe : Silinder Tegak Berpengaduk

Jumlah : 1

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C
- Bahan Mixer : *Carbon Stell SA 283, Grade C*

Ukuran Mixer

- Diameter : 0.4995 m
- Tinggi : 0.7493 m
- Tebal *Shell* : 0,25 in

- Tebal *Head* : 0,25 in

Pengaduk Mixer

- Tipe : Turbin dengan *Six Blades Turbine*
- Jumlah *Baffle* : 4
- Diameter Pengaduk : 0,1665 m
- Jumlah Pengaduk : 2 buah
- Lebar *Baffle* : 0,05 m
- Efisiensi / Putaran : 80% / 7.5 rps
- Daya Motor : 0.75 Hp

8) Centrifuges

Fungsi : Memisahkan *cabon active* larutan hasil keluaran dari Mixer-03 dengan kecepatan umpan 2335.3558 Kg/jam.

Jenis : Solid-Bowl Centrifuges atau Scroll Discharge Centrifuges.

Diameter *bowl* : 12 in

Daya motor : 25 Hp

Kecepatan : 1500 rpm

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 285 grade C*

Jumlah : 1 buah

9) Evaporator

Fungsi : Memekatkan larutan $C_6H_{12}O_6$ sebanyak 80%

Tipe : *Long tube Vertical Evaporator*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

- Tekanan : 1atm
- Suhu : 105°C
- Bahan *Evaporator* : *Stainless Stell SA 283, Grade C*

Dimensi

- Diameter : 1.2488 m
- Tinggi : 1.8732 m
- Tebal *Shell* : 0,1875 in
- Tebal *Head* : 0,1875 in

Penyusunan pipa

- OD,BWG,*pitch* : 1,25 in; 16 ; *triangular pitch*
- Jumlah aliran : 4 pass
- Diameter *down tube* : 1,12 in
- Diameter *bundle tube* : 1,25 in

10) Heater - 01

Fungsi : Memanaskan *keluaran mixer-01* ke tangki *liquifikasi* dari suhu 30°C menjadi 90°C dengan steam pemanas jenuh suhu 100°C

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi

- Ukuran pipa (IPS) : 1,25 in



- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,380 in

Spesifikasi Pipa Luar, *annulus*:

- Ukuran pipa (IPS) : 2 in
- Diameter Luar : 2,38 in
- Diameter Dalam : 2.067 in

Luas Transfer Panas : 49.1738 ft²

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 76.1823 Btu/(jam.ft².F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 60.0229 Btu/(jam.ft².F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,0035 (jam.ft².F)/Btu

11) Heater - 02

Fungsi : Memanaskan HCl 30% dari tangki-02 ke reaktor dari suhu 30°C menjadi 90°C dengan steam pemanas jenuh suhu 100°C

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi

- Ukuran pipa (IPS) : 1,25 in
- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,380 in

Spesifikasi Pipa Luar, *annulus*:

- Ukuran pipa (IPS) : 2 in
- Diameter Luar : 2,38 in



- Diameter Dalam : 2.067 in

Luas Transfer Panas : 1.1561 ft²

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 8.6633 Btu/(jam.ft².F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 6.5318 Btu/(jam.ft².F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,0512 (jam.ft².F)/Btu

12) Heater – 03

Fungsi : Memanaskan *keluaran mixer-02* ke reaktor dari suhu 30°C menjadi 60°C dengan steam pemanas jenuh suhu 100°C

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi

- Ukuran pipa (IPS) : 1,25 in
- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,380 in

Spesifikasi Pipa Luar, *annulus*:

- Ukuran pipa (IPS) : 2 in
- Diameter Luar : 2,38 in
- Diameter Dalam : 2.067 in

Luas Transfer Panas : 43.1214 ft²

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 83.4957 Btu/(jam.ft².F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 60.0786 Btu/(jam.ft².F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,0047 (jam.ft².F)/Btu



13) Heater - 04

Fungsi : Memanaskan NaOH 20% dari tangki-04 ke *Netralizer* dari suhu 30°C menjadi 40°C dengan steam pemanas jenuh suhu 70°C

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi Pipa Dalam

- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,380 in

Spesifikasi Pipa Luar

- Diameter Luar : 2,38 in
- Diameter Dalam : 2,067 in

Luas Transfer Panas : 1.9049 ft²

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 20.9919 Btu/(jam.ft².F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 6.2335 Btu/(jam.ft².F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,1146 (jam.ft².F)/Btu

14) Heater - 05

Fungsi : Memanaskan larutan *recycle* dekanter ke *reaktor* dari suhu 30°C menjadi 60°C dengan steam pemanas jenuh suhu 100°C

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi Pipa Dalam

- Diameter luar : 1,66 in



- Diameter dalam : 1,380 in

Spesifikasi Pipa Luar

- Diameter Luar : 2,38 in
- Diameter Dalam : 2,067 in

Luas Transfer Panas : 51.2572 ft²

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 10.9482 Btu/(jam.ft².F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 9.9858 Btu/(jam.ft².F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,0088 (jam.ft².F)/Btu

15) Heater - 06

Fungsi : Memanaskan hasil atas *centrifuges* ke *evaporator* dari suhu 30°C menjadi 105°C dengan steam pemanas jenuh suhu 150°C

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi Pipa Dalam

- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,380 in

Spesifikasi Pipa Luar

- Diameter Luar : 2,38 in
- Diameter Dalam : 2,067 in

Luas Transfer Panas : 67.1855 ft²

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 116.2689 Btu/(jam.ft².F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 50.1549 Btu/(jam.ft².F)



Faktor Kotor Total (Rd) : 0,0114 (jam.ft².F)/Btu

16) Cooler - 01

Fungsi : Mendinginkan keluaran tangki liquifikasi dari suhu 90°C menjadi 60°C

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi Pipa Dalam

- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,380 in

Spesifikasi Pipa Luar

- Diameter Luar : 2,38 in
- Diameter Dalam : 2,067 in

Luas Transfer Panas : 184.0131 ft²

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 125.4599 Btu/(jam.ft².F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 110.0048 Btu/(jam.ft².F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,0001 (jam.ft².F)/Btu

17) Cooler - 02

Fungsi : Mendinginkan keluaran reaktor dari suhu 60°C menjadi 40°C

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi Pipa Dalam

- Diameter luar : 1,66 in



- Diameter dalam : 1,380 in

Spesifikasi Pipa Luar

- Diameter Luar : 2,38 in
- Diameter Dalam : 2,067 in

Luas Transfer Panas : 146.1305 ft²

Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc) : 91.9472 Btu/(jam.ft².F)

Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud) : 49.9899 Btu/(jam.ft².F)

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,0091 (jam.ft².F)/Btu

18) Cooler - 03

Fungsi : Mendinginkan keluaran *netralizer* dari suhu 40°C menjadi 30°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Spesifikasi Pipa

Shell

Fluida dingin : Air pendingin

ID Shell : 13.25 in

Baffle space : 6.625 in

Jumlah aliran : 1 pass

Tube

Fluida panas : keluaran *netralizer*

OD : 0.75 in

Panjang : 12 ft



Jumlah	: 118 buah
Pitch	: 0.9375 triangular pitch
Jumlah aliran	: 1 pass
Luas Transfer Panas	: 277.9608Ft ²
Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc)	: 59.2854 Btu/(jam.ft ² .F)
Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud)	: 49.4637 Btu/(jam.ft ² .F)
Faktor Kotor Total (Rd)	: 0,0031 (jam.ft ² .F)/Btu

19) Cooler - 04

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah evaporator dari suhu 105°C menjadi 30°C

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Spesifikasi Pipa Dalam

- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,380 in

Spesifikasi Pipa Luar

- Diameter Luar : 2,38 in
- Diameter Dalam : 2,067 in

Luas Transfer Panas	: 49.8740 ft ²
Koefisien Transfer Panas Bersih (Uc)	: 80.1632 Btu/(jam.ft ² .F)
Koefisien Transfer Panas Kotor (Ud)	: 74.7736 Btu/(jam.ft ² .F)
Faktor Kotor Total (Rd)	: 0,0009 (jam.ft ² .F)/Btu



20) Tangki - 01

Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku HCl 30% selama 15 hari

Tipe : Tangki silinder vertikal

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : *Stainless Steel 316 AISI*
- Diameter : 2.0667 m
- Tinggi : 2.0667 m
- Volume : 7.0941 m³

21) Tangki - 02

Fungsi : Untuk menyimpan NaOH 20% selama 15 hari

Tipe : Silinder vertical

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- Diameter : 2.8994 m
- Tinggi : 2.8994 m



- Diameter : 4.1656 m
- Tinggi : 8.3312 m
- Volume : 132.4001 m³
- Terbal dinding : 0,237 in
- Tebal *conical* : 0,224 in

24) Silo 2 (S-02)

Fungsi : Menyimpan enzim amiloglukosa (AMG)

Tipe : Tangki Silinder vertical dengan *conical bottom head*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Penyimpanan

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki

- Bahan : *Carbon Steel SA-178 Grade C*
- Diameter : 1.0173 m
- Tinggi : 2.0345 m
- Volume : 1.9281 m³
- Terbal dinding : 0,152 in
- Tebal *conical* : 0,149 in

25) Gudang carbon active

Fungsi : Menyimpan carbon (C)

Tipe : Tangki Silinder vertical dengan *conical bottom head*



- Lebar belt : 0.9144 ft
- Tebal belt : 1,9375 in
- Panjang belt : 38,01 ft
- Kecepatan belt : 2.31 ft/menit
- Tenaga motor : 0.001 Hp

27) *Screw Conveyor 1 (SC-01)*

Fungsi : Mengangkut bahan baku Pati Singkong ke tangki pencampuran (*mixers*)

Kondisi Penyimpanan

- Bahan : *Carbon Steel SA-178 Grade C*
- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Kapasitas : 1 ton/jam
- Diameter *flights* : 14 in
- Diameter pipa : 3,5 in
- Panjang : 180 in
- Putaran : 11 rpm
- Tenaga motor : 0.2 Hp

28) *Screw Conveyor 2 (SC-02)*

Fungsi : Mengangkut Katalis Enzim AMG ke Mixer-02

Kondisi Penyimpanan

- Bahan : *Carbon Steel SA-178 Grade C*



- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Kapasitas : 0.03 ton/jam
- Diameter *flights* : 9 in
- Diameter pipa : 6 in
- Panjang : 18 in
- Putaran : 1 rpm
- Tenaga motor : 0,05 Hp

29) **Bucket Elevator 1 (BE-01)**

Fungsi : Mengangkut bahan baku *Pati Singkong* dari *Screw conveyor* ke Mixer-01

Kondisi Penyimpanan

- Bahan : *Carbon Steel SA-178 Grade C*
- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Kapasitas : 1 ton/jam
- Ukuran bucket : (8 x 5 x 5.5) in
- Lebar bucket : 6 in
- Jarak antar bucket : 10 in
- Kecepatan bucket : 225 ft/menit
- Putaran : 43 rpm
- Tenaga motor : 5 Hp

30) *Bucket Elevator 2 (BE-02)*

Fungsi : Mengangkut bahan baku *Enzim AMG* dari *Screw conveyor*
ke *Mixer-02*

Kondisi Penyimpanan

- Bahan : *Carbon Steel SA-178 Grade C*
- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Kapasitas : 0.005 ton/jam
- Ukuran bucket : (4 x 2.5 x 2) in
- Lebar bucket : 6 in
- Jarak antar bucket : 8 in
- Kecepatan bucket : 150 ft/menit
- Putaran : 25 rpm
- Tenaga motor : 4 Hp

31) *Bucket Elevator 3 (BE-03)*

Fungsi : Mengangkut bahan baku *Carbon Active* dari *belt conveyor*
ke *Mixer-03*

Kondisi Penyimpanan

- Bahan : *Carbon Steel SA-178 Grade C*
- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm
- Kapasitas : 30 ton/jam



- Ukuran bucket : (2 x 2.5 x 2) in
- Lebar bucket : 6 in
- Jarak antar bucket : 8 in
- Kecepatan bucket : 150 ft/menit
- Putaran : 25 rpm
- Tenaga motor : 4 Hp

32) **Pompa 01**

Fungsi	: Mengalirkan HCl 30% dari Tangki Pengangkut ke Tangki Penyimpan sebanyak 11.4784 kg/jam
Jenis	: <i>Centrifugal Pump</i>
Tipe	: Mixed flow
Jumlah	: 1 buah
Dimensi	
Kapasitas	: 19.6893 gpm
Power Motor	: 0,05 HP
Nominal Pipe Size	: 2 in
Schedule Number	: 40
Inside Diameter	: 2,067 in
Outside diameter	: 2,38 in
Bahan Konstruksi	: <i>Cast steel, 316 Stainless steel gitting</i>



Kapasitas : 8.718 gpm
Power Motor : 0.0352 Hp
Nominal Pipe Size : 1.5 in
Schedule Number : 40
Inside Diameter : 1.61 in
Outside diameter : 1.9 in
Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*

35) Pompa 04

Fungsi : Mengalirkan larutan hasil Tangki Liquifikasi ke
Mixer-02 Sebanyak 2307.1625 Kg/Jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 8.7651 gpm

Power Motor : 0.0352 Hp

Nominal Pipe Size : 1.5 in

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 1.61 in

Outside diameter : 1.9 in

Bahan Konstruksi : *Cast steel, 315 Stainless steel gitting*



36) Pompa 05

Fungsi : Mengalirkan larutan hasil *Mixer-02* ke *Reaktor*
sebanyak 2310.3765 Kg/Jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 8.7819 gpm

Power Motor : 0.0296 Hp

Nominal Pipe Size : 1.5 in

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 1.61 in

Outside diameter : 1.9 in

Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*

37) Pompa 06

Fungsi : Mengalirkan Hasil *Reaktor* ke *Netralizer* sebanyak
2884.5271 Kg/Jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 13.7892 gpm
Power Motor : 0,05 Hp
Nominal Pipe Size : 1.5 in
Schedule Number : 40
Inside Diameter : 1.61 in
Outside diameter : 1.9 in
Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*

38) Pompa 07

Fungsi : Mengalirkan NaOH 20% dari Tangki Pengangkut ke Tangki Penyimpan sebanyak 18.8686 Kg/Jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 23.3190 gpm

Power Motor : 0,075 Hp

Nominal Pipe Size : 2 in

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 2.067 in

Outside diameter : 2.38 in

Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*

39) Pompa 08

Fungsi : Mengalirkan NaOH 20% dari Tangki Penyimpan
ke *Netralizer* sebanyak 18.8686 Kg/Jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 0.088 gpm

Power Motor : 0,0026 Hp

Nominal Pipe Size : 0.5 in

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 0.622 in

Outside diameter : 0.84 in

Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*

40) Pompa 09

Fungsi : Mengalirkan Hasil *Netralizer* ke *dekanter*
sebanyak 2903.3957 Kg/Jam

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 15 gpm
Power Motor : 0,0426 Hp
Nominal Pipe Size : 1.5 in
Schedule Number : 40
Inside Diameter : 1.61 in
Outside diameter : 1.9 in
Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*

41) Pompa 10

Fungsi : Mengalirkan cake dekanter untuk di recycle ke reaktor sebanyak 591.1622 Kg/Jam
Jenis : *Centrifugal Pump*
Tipe : *Mixed Flow*
Jumlah : 1 buah
Dimensi
Kapasitas : 2.5 gpm
Power Motor : 0.0104 Hp
Nominal Pipe Size : 0.75 in
Schedule Number : 40
Inside Diameter : 0.824 in
Outside diameter : 1.05 in
Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*



42) Pompa 11

Fungsi : Mengalirkan hasil atas *dekanier* ke mixer-03

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 12 gpm

Power Motor : 0.0275 Hp

Nominal Pipe Size : 1.5 in

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 1.61 in

Outside diameter : 1.9 in

Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*

43) Pompa 12

Fungsi : Mengalirkan hasil mixer-03 ke *centrifuges*

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 12 gpm



Power Motor : 0.0279 Hp

Nominal Pipe Size : 1.5 in

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 1.61 in

Outside diameter : 1.9 in

Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*

44) Pompa 13

Fungsi : Mengalirkan cake *centrifuges* ke UPL

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 1 gpm

Power Motor : 0.0027 Hp

Nominal Pipe Size : 0,5 in

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 0.0622 in

Outside diameter : 0.84 in

Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*

45) Pompa 14

Fungsi : Mengalirkan hasil atas *dekanter* ke *evaporator*

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 12 gpm

Power Motor : 0.0275 Hp

Nominal Pipe Size : 1,5 in

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 1.61 in

Outside diameter : 1.91 in

Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*

46) Pompa 15

Fungsi : Mengalirkan hasil *evaporator* ke tangki produk

Jenis : *Centrifugal Pump*

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Dimensi

Kapasitas : 8 gpm

Power Motor : 0.0138 Hp



Nominal Pipe Size : 1 in
Schedule Number : 40
Inside Diameter : 1.049 in
Outside diameter : 1.32 in
Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*

47) Pompa 16

Fungsi : Mengalirkan produk ke tangki pengangkut
Jenis : *Centrifugal Pump*
Tipe : *Mixed Flow*
Jumlah : 1 buah
Dimensi
Kapasitas : 30 gpm
Power Motor : 0.0670 Hp
Nominal Pipe Size : 2 in
Schedule Number : 40
Inside Diameter : 2.067 in
Outside diameter : 2.38 in
Bahan Konstruksi : *Cast steel, 316 Stainless steel gitting*

3.4. Unit 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 yang diinginkan.

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

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

3.4.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sungai, air sumur, air danau, maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik Glukosa ini air yang digunakan berdasarkan air sungai yang terdekat dengan lokasi pabrik. Adapun pertimbangan dalam menggunakan air sungai adalah :

- a. Biaya lebih rendah dibanding biaya dari sumber lainnya.
- b. Jumlah air sungai lebih banyak dari air sumur.
- c. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Adapun air yang digunakan meliputi air pendingin, air proses, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk kebutuhan yang lainnya.

a. Air pendingin

Pada umumnya digunakan air sebagai media pendingin. Hal ini dikarenakan faktor-faktor sebagai berikut:

- Air mudah diperoleh dalam jumlah yang besar
- Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
- Dapat menyerap panas yang tinggi persatuan volume
- Tidak mudah menyusut secara berarti dengan adanya perubahan temperatur dingin.

Air pendingin juga sebaiknya mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasinya maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- Fosfat, untuk mencegah timbulnya kerak
- Klorin, membunuh mikroorganisme
- Zat dispersan, mencegah terjadinya penggumpalan

b. Air umpan Boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan reboiler adalah :

- Zat yang menyebabkan korosi



Korosi disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_3 , H_2S yang masuk ke badan air.

▪ Zat yang menyebabkan kerak

Pembentukan kerak disebabkan karena suhu tinggi dan kesadahan yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat. Dan biasanya air yang diperoleh dari proses pemanasan bisa menyebabkan kerak pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar.

▪ Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

c. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan. Adapun syarat air sanitasi meliputi :

a) Syarat Fisik

- Suhu dibawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak mempunyai rasa
- Tidak berbau





b) Syarat Kimia

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- Tidak beracun

c) Syarat Bakteriologis

- Tidak mengandung bakteri-bakteri terutama bakteri yang patogen

Dalam perancangan pabrik Glukosa ini kebutuhan air diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Adapun tahapan-tahapan proses pengolahan air yang dilakukan meliputi :

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi:

1. Penyaringan Awal (Screening)

- Bertujuan untuk memisahkan partikel-partikel yang besar dari air sebelum masuk ke peralatan dengan tujuan untuk melindungi peralatan dari benda organik seperti plastik bekas, kayu, ranting dan sebagainya. Selain itu adanya proses screening dapat mencegah terjadinya kebuntuan sistem pipa dan kerusakan pompa.

2. Proses Pengendapan Awal (Sedimentasi)

- Sedimentasi merupakan proses pengendapan partikel-partikel padat yang terdapat didalam air yang menyebabkan kekeruhan berupa lumpur atau zat padat lainnya.
- Tujuan sedimentasi antara lain untuk mengurangi kekeruhan, kasadahan dan menghemat bahan kimia yang digunakan untuk pemurnian air.



3. Proses Koagulasi

- Bertujuan untuk mengurangi turbidity (kekeruhan) air. Proses koagulasi dilakukan dengan penambahan tawas atau Poly aluminium clorida (PAC) dan soda abu.

- Reaksi yang terjadi adalah :



- Tawas yang terhidrolisa akan membentuk endapan $\text{Al}(\text{OH})_3$ yang disebut flok dan akan mengendap.

- Faktor koagulasi adalah :

- a. Macam dan dosis bahan
- b. Suhu
- c. Derajat Keasaman
- d. Pengadukan
- e. Pemberian waktu untuk menggumpal

4. Proses Flokulasi

- Proses terbentuknya inti flok-flok (endapan lumpur) karena adanya penambahan bahan koagulan sehingga partikel-partikel zat padat yang terlarut akan menjadi berat dan akan mengendap secara kimia. Sedangkan air yang jernih berada pada bagian atas.

- Faktor flokulasi adalah :

- a. Penambahan bahan kimia
- b. Pengadukkan yang sempurna
- c. Kontak yang baik



5. Proses Filtrasi

- Proses pemisahan dengan jalan penyaringan. Dasar proses penyaringan adalah perbedaan diameter partikel dengan media penyaring.
- Dua metode filtrasi adalah :
 - a. Gravity filter
 - b. Pressure filter
- Hambatan proses filtrasi adalah : kebuntuan dari pori-pori atau lubang dari bahan filter yang mengakibatkan menurunnya efektifitas filtrasi. Untuk menghilangkannya dengan jalan Backwash (pencucian balik).

6. Proses Desinfeksi

- Adalah proses pembunuhan kuman yang bersifat patogen (penyebab penyakit). Proses ini dilakukan pada proses pengolahan air minum.
- Dengan desinfeksi diharapkan air terbebas dari kuman yang dapat membahayakan kesehatan. Didalam air gas klor yang bereaksi dengan air akan membentuk hipoklorid (HOCl) dan asam klorida (HCl).



7. Proses Floatasi

Adalah proses pemisahan partikel-partikel yang lebih ringan dengan jalan pengapungan berdasarkan perbedaan berat jenis, partikel ringan akan naik ke atas dan bisa dibuang dengan overflow.



8. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi 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:

a. Cation Exchanger

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan 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.

Reaksi:





b. 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.

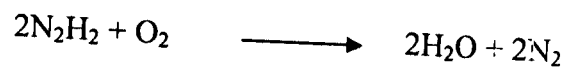
Reaksi:



c. Deaerasi

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

Reaksi:



Kedalam *deaerator* juga dimasukan *low steam kondensat* yang berfungsi sebagai media pemanas.

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



3.4.2. Perhitungan Kebutuhan Air

a. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 3.20. Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Kebutuhan Air, kg/jam
1	Cooler 1	5293,8587
2	Cooler 2	2724,6401
3	Cooler 3	1586,5572
4	Cooler 4	2646,0002
5	Koil pendingin reaktor	7685,8503
6	Koil pendingin netralizer	2419,34
	Jumlah	15436,2466

Air pendingin yang telah digunakan dapat dimanfaatkan kembali setelah didinginkan dalam *Cooling Tower*. Selama operasi kemungkinan adanya kebocoran, maka perlu adanya *Make-up* air 20 %.

$$\begin{aligned} \text{Maka Make-up air pendingin} &= 20 \% \times 15436,2466 \text{ kg/jam} \\ &= 3087,2493 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Untuk penyediaan steam pada pabrik *Glukosa* ini harus dilakukan proses demineralisasi dan deaerasi untuk menghilangkan larutan dan asam yang merusak *steel* pada sistem serta melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air.



Tabel 3.21. Kebutuhan Steam

No	Nama Alat	Kebutuhan Steam, kg/jam
1	Heater 1	229,1407
2	Heater 2	0,18
3	Heater 3	116,7097
4	Heater 4	0,3235
5	Heater 5	23,1216
6	Heater 6	230,4423
7	Evaporator	1269,7215
	Total	1869,6394

Air pembangkit steam 80 % dimanfaatkan kembali, maka *make-up* yang diperlukan 20 %

$$\begin{aligned} \text{Maka Steam} &= 20 \% \times 1869,6394 \text{ kg/jam} \\ &= 373,9279 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Air proses

$$\text{Air pengencer Pati Singkong} = 1377,3186 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air pencuci} = 233,5356 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Maka, total air proses} = 1610,8542 \text{ kg/jam}$$

d. Kebutuhan Air Perkantoran dan Rumah Tangga

1. Air Kantor

$$\text{Dianggap 1 orang membutuhkan} = 150 \text{ ltr/hari} \quad (\text{sularso p. 15})$$

$$\text{Jumlah Karyawan} = \pm 250 \text{ orang}$$

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit economizer safety valve sistem dan pengamanan-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 ke dalam boiler feed water tank. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5 - 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam economizer, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 100 - 102⁰C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam 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 di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke area-area proses.

3.4.4. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power-power yang



dinilai penting, antara lain boiler, compressor, pompa, dan cooling tower.

Spesifikasi diesel yang digunakan adalah:

- Kapasitas : 687,6708 KWatt
- Jenis : Generator Diesel
- Jumlah : 1 buah

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 50% dan diesel 50%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

3.4.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar (Industrial Diesel Oil) yang diperoleh dari PT. Pertamina, Balongan. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah Medium Furnace Oil yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Balongan.

3.4.6. Pengolahan Limbah

Pabrik Glukosa menghasilkan limbah berupa air, dan garam dalam skala kecil. Pengolahan air limbah adalah pengolahan limbah pabrik yang belum

memenuhi persyaratan (BOD, COD, dan lain-lain) secara mikrobiologis sehingga air yang keluar dari pabrik memenuhi persyaratan Undang-Undang Lingkungan Hidup.

a. Bak Netralisasi (*Neutralizing Pond*)

Bak ini digunakan untuk menurunkan suhu limbah pabrik. Pada bak ini limbah mempunyai pH 4 dan suhu sekitar 35°C

b. Menara Pendingin

Menara pendingin digunakan untuk menurunkan suhu limbah sebelum dimasukkan ke kolam-kolam. Hal ini dilakukan karena pada suhu tinggi bakteri-bakteri pengurai (pembentuk metan) mati, sedangkan suhu optimum perkembangan adalah 35°C.

Alat ini berupa antara menara yang dipasang kisi-kisi dengan tujuan untuk mempercepat proses pendinginan. Limbah dari pabrik dipompakan ke bagian atas menara pendingin, dan turun terpercay melalui kisi-kisi sehingga suhunya turun.

c. Kolam Pembiakkan (*Seeding Pond*)

Kolam ini ditujukan untuk membiakkan bakteri yang akan bekerja dalam kolam *anaerobik*. Isi *pond* ini sekitar 350 m³ dan berisikan bakteri dengan kadar tinggi. Sewaktu-waktu diberi limbah pabrik *Chloroform* sebagai makanannya, dan pada waktu tertentu sebagian diisikan kedalam kolam *anaerobik* dengan cara *overflow*.



Tidak seluruhnya limbah melakukan *Seeding Pond*. Bakteri dalam *Seeding Pond* hidup apabila terlihat adanya gelembung gas metan yang timbul. pH dijaga selalu lebih kecil dari 6,5 - 6,8 dengan penambahan kapur / soda ash.

d. Kolam Anaerobik (*Anaerobic Pond*)

Pengolahan limbah pabrik *Chloroform* yang terutama terjadi di kolam ini, dimana lemak diubah menjadi gas metan. Kolam *anaerobik* ini dapat menampung air limbah pengolahan selama 60 hari (lemak diubah menjadi asam organik dan selanjutnya asam organik ini diubah menjadi gas metan) oleh bakteri *anaerobik* pembentukan metan. Untuk lebih mengaktifkan reaksi pembentukan metan maka cairan dalam kolam *anaerobik* belakang harus dipompakan secara terus-menerus setiap hari ke kolam *anaerobik* di muka. Apabila bakteri di dalam kolam ini kurang aktif, maka diambil bakteri aktif dari *Seeding Pond*, yang secara *overflow* bakteri aktif mengalir ke dalam kolam *anaerobik*, pH di dalam kolam ini dijaga minimal 6.

e. Kolam Aerasi (*Aeration Pond*)

Kolam aerasi ditujukan untuk memperkaya cairan limbah dengan oksigen dan membunuh bakteri anaerob dengan cara menyebarkan cairan ke udara dengan menggunakan aerator, atau dengan memasukkan udara ke dalam cairan dengan menggunakan kompressor. Aerator ataupun kompresor harus berjalan terus menerus.



f. Kolam Pengendapan (*Settling Pond*)

Kolam ini ditujukan untuk mengendapkan zat-zat padat yang dikandung cairan yang berasal dari kolam aerobik. Kolam pengendapan dapat menampung cairan limbah selama 6 hari olahan. Apabila terjadi pendangkalan karena pengendapan zat-zat padat maka dilakukan pembersihan / pengurasan.

g. Kolam Aerobik (*Aerobic Pond*)

Kolam ini ditujukan untuk memberikan kesempatan cairan dari kolam pengendapan untuk menyerap lebih banyak oksigen dari udara. Kolam ini dapat menampung limbah untuk 6 hari olahan. Kolam ini merupakan kolam terakhir dalam proses penanganan air limbah pabrik Glukosa. Dari kolam ini limbah yang telah diolah tadi dapat dialirkan ke lahan aplikasi atau *overflow* kolam ini dapat dibuang ke sungai.

3.4.7. Spesifikasi Alat-alat Utilitas

1. Pompa Utilitas (PU-01)

Kode : PU-01

Fungsi : Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap sebanyak
15593.8179kg/j

Tipe : Mixed flow

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*



Kapasitas : 68.79713623 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 3,5 in
- Diameter Dalam : 3,068 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,0513 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 3 in
- Tenaga Motor : 1 Hp

2. Pompa Utilitas (PU-02)

Kode : PU-02

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01) menuju bak flokulator (FU) sebanyak 15593.8179 kg/jam

Tipe : *Axial Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 68,7971 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 3,5 in
- Diameter Dalam : 3,068 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,0513 in²
- *Nominal Pipe Size* : 3 in



- Tenaga Motor : 0,75 Hp

3. Pompa Utilitas (PU-03)

Kode : PU-03

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01)
menuju bak *Clarifier* (CF) sebanyak 15593,8179 kg/jam

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 68,6595 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 3,5 in
- Diameter Dalam : 3,068 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,0513 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 3 in
- Tenaga motor : 0,75 Hp

4. Pompa Utilitas (PU-04)

Kode : PU-04

Fungsi : Mengalirkan air dari bak *Clarifier* (CF) menuju bak
saringan pasir (BU-02) sebanyak 15593,8179 kg/jam

Tipe : *Axial Flow*



Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 68,7971 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 3,5 in
- Diameter Dalam : 3,068 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,0513 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 10 in
- Tenaga motor : 0,75 Hp

5. Pompa Utilitas (PU-05)

Kode : PU-05

Fungsi : Mengalirkan air bersih dari air pencuci bak saringan pasir (BU-02) menuju bak penampung air bersih (BU-03) sebanyak 15593,8179 kg/jam

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 68,7971 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 3,5 in



- Diameter Dalam : 3,068 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,0513 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 3 in
- Tenaga Motor : 0,75 Hp

6. Pompa Utilitas (PU-06)

Kode : PU-06

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih untuk didistribusikan ke bak penampung air untuk kantor dan rumah tangga, bak penampung air pendingin, bak air proses dan ke tangki perbangkit steam sebanyak 15593,8179 kg/j.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 68,7971 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 3,5 in
- Diameter Dalam : 3,068 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,0513 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 10 in



- Tenaga Motor : 30 Hp

7. Pompa Utilitas (PU-07)

Kode : PU-07

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju pabrik
sebanyak 3087,2493 kg/j

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 13,6204 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 1,9 in
- Diameter Dalam : 1,61 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,0142 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 1,5 inch
- Tenaga Motor : 0,2 Hp

8. Pompa Utilitas (PU-08)

Kode : PU-08

Fungsi : Mengalirkan air pendingin bebas dari bak penampung
menuju cooling tower untuk didinginkan sebanyak
3087,2493 kg/j

Tipe : *Mixed Flow*



Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 13,6204 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 1,9 in
- Diameter Dalam : 1,61 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,0142 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 1,5 in
- Tenaga Motor : 0,3 Hp

9. Pompa Utilitas (PU-09)

Kode : PU-09

Fungsi : Mengalirkan air dari cooling tower untuk dimanfaatkan kembali sebagai pendingin sebanyak 3087,2493 kg/j.

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 13,6204 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 1,9 in
- Diameter Dalam : 1,61 in



- *Schedule Number* : 40
- *Luas Penampang* : 0,0142 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 1,5 in
- *Tenaga Motor* : 0,3 Hp

10. Pompa Utilitas (PU-10)

Kode : PU-10

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki anion menuju tangki kation
sebanyak 373.9279 kg/j

Tipe : *Radial Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 1,6497 gallon/menit

Dimensi

- *Diameter Luar* : 1,05 in
- *Diameter Dalam* : 0,824 in
- *Schedule Number* : 40
- *Luas Penampang* : 0,0037 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 0,75 in
- *Tenaga Motor* : 0,05 Hp



11. Pompa Utilitas (PU-11)

Kode : PU-11

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki kation menuju tangki deaerator sebanyak 373.9279 kg/j

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 1,6497 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 1,05 in
- Diameter Dalam : 0,824 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,0037 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 0,75 in
- Tenaga Motor : 0,05 Hp

12. Pompa Utilitas (PU-12)

Kode : PU-12

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki deaerator menuju tangki umpan boiler sebanyak 373.9279 kg/j

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*



Kapasitas : 1,6497 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 1,05 in
- Diameter Dalam : 0,824 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,0037 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 0,75 in
- Tenaga Motor : 0,03 Hp

13. Pompa Utilitas (PU-13)

Kode : PU-13

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki tangki umpan boiler menuju boiler sebanyak 373.9279 kg/j

Tipe : *Mixed Flow*

Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 1,6497 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 1,05 in
- Diameter Dalam : 0,824 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,0037 ft²
- *Nominal Pipe Size* : 0,75 in



Jumlah : 1 buah

Bahan pipa : *Commercial Steel*

Kapasitas : 40,1659 gallon/menit

Dimensi

- Diameter Luar : 2,875 in
- Diameter Dalam : 2,469 in
- *Schedule Number* : 40
- Luas Penampang : 0,0332 3ft²
- *Nominal Pipe Size* : 2,5 in
- Tenaga Motor : 1 Hp

16. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Kode : BU-01

Fungsi : Menampung air yang berasal dari air sungai dan mengendapkan kotoran-kotoran kasar yang terbawa dalam air dengan waktu tinggal 4 jam.

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

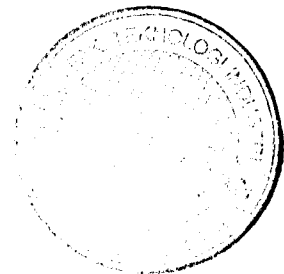
Jumlah : 1 buah

Volume : 74.8503 m³

Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

Panjang : 6,1176 m





Lebar : 3,0588 m

Tinggi : 4,0000 m

17. Bak Saringan Pasir (BU-02)

Kode : BU-02

Fungsi : Menyaring koloid-koloid yang belum terendapkan di Clarifier.

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 0,172 m³

Dimensi

a. Panjang : 0,6521 m

b. Lebar : 0,6521 m

c. Tinggi : 0,4044 m

d. Tinggi lapisan pasir : 0,3370 m

18. Bak Flokulator (FU)

Kode : FU

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan.

Jenis : Bak Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 18,7126 m³

Dimensi

- Diameter : 2,8780 m
- Tinggi : 2,8780 m
- Jenis Pengaduk : *Marine Propeler 3 Blade*
- Power Pengaduk : 1 Hp

19. Bak Clarifier (CF)

- Kode : CF
- Fungsi : Mengendapkan gumpalan -gumpalan kotoran dari bak koagulasi
- Jenis : Bak Silinder Tegak
- Jumlah : 1 buah
- Volume : 18,7126 m³
- Dimensi
- Diameter : 2,8780 m
 - Tinggi : 3,8373 m

20. Bak Penampung Air Bersih (BU-03)

- Kode : BU-03
- Fungsi : Menampung air yang keluar dari bak saringan pasir untuk dialirkan ke tangki demineralisasi, bak chlorinasi dan dialirkan sebagai air pendingin serta air proses.
- Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah
Volume : 37,4252 m³
Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

- Panjang : 4,3258 m
- Lebar : 2,1629 m
- Tinggi : 4 m

21. Bak Penampung sanitasi (BU-04)

Kode : BU-04
Fungsi : Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga.
Jenis : Bak Empat Persegi Panjang
Jumlah : 1 buah
Volume : 131.1 m³
Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

- Panjang : 9.3488 m
- Lebar : 4.6744 m
- Tinggi : 3 m

22. Bak Penampung Air Pendingin (BU-05)

Kode : BU-05

Fungsi : Menampung air dari cooling tower sebagai air pendingin untuk kemudian disirkulasikan ke alat-alat proses.

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 7.4094 m³

Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

■ Panjang : 2.7220 m

■ Lebar : 1.3610 m

■ Tinggi : 2 m

23. Cooling Tower (CTU)

Kode : CTU

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan sebanyak 459922,569 kg/jam dari suhu 104°F menjadi 86°F.

Jenis : *Cooling Tower Induced Draft*

Jumlah : 1 buah

Ground area : 0.4209 m²

Dimensi

■ Panjang : 0.6488 m



- Lebar : 0.6488 m
- Tinggi : 4.0632 m

24. *Blower Cooling Tower (BCTU)*

Kode : BCTU

Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan.

Jumlah : 1 buah

Kebutuhan Udara : 6.8862 ft³/min

25. *Tangki Kation Exchanger (KEU)*

Kode : KEU

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg

Jenis : Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.0544 m³

Dimensi

- Diameter : 0.1974 m
- Tinggi : 1.778 m
- Tebal Tangki : 0.0033 m

26. Tangki *Anion Exchanger* (AEU)

Kode : AEU

Fungsi : Menghilangkan kesalahan air dengan cara mengikat ion dengan zeolit (kation exchanger) dan R-NH₂ (anion exchanger)

Jenis : Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.0971 m³

Dimensi

- Diameter : 0.2549 m
- Tinggi : 1.905m
- Tebal Tangki : 0.0034m

27. Tangki Deaerator (DAU)

Kode : DAU

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air pembangkit steam untuk mencegah terjadinya korosi.

Jenis : Bak Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 1.7949 m³

Dimensi

- Diameter : 1.3174 m



- Tinggi : 1.3174 m
- Jenis Pengaduk : *Marine Propeler 3 Blade*
- Power Pengaduk : 7,5 Hp

28. Tangki Umpan Boiler

Kode : TU-01

Fungsi : Menampung Umpan Boiler sebanyak 373,9279 kg/j

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.8974m³

Dimensi

- Diameter : 1.0456 m
- Tinggi : 1.0456 m

29. Tangki Penampung Kondensat

Kode : TU-03

Fungsi : Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi menuju tangki umpan boiler.

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 3.5897 m³

Dimensi

- Diameter : 1.6598 m

▪ Tinggi : 2.4054 m

32. Tangki Larutan NaCl

Kode : TU-06

Fungsi : Membuat larutan NaCl jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi *kation exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.0941 m³

Dimensi

▪ Diameter : 0.4931 m

▪ Tinggi : 0.4931 m

33. Tangki Pelarut NaOH

Kode : TU-07

Fungsi : Membuat larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi *anion exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.0467 m³

Dimensi

▪ Diameter : 0.3904 m

▪ Tinggi : 0.3904 m



- Tinggi : 2.4054 m

32. Tangki Larutan NaCl

Kode : TU-06

Fungsi : Membuat larutan NaCl jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi *kation exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.0941 m³

Dimensi

- Diameter : 0.4931 m

- Tinggi : 0.4931 m

33. Tangki Pelarut NaOH

Kode : TU-07

Fungsi : Membuat larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi *anion exchanger*

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0.0467 m³

Dimensi

- Diameter : 0.3904 m

- Tinggi : 0.3904 m

36. Bak Penampung Air Proses (BU-06)

Kode : BU-06
Fungsi : Menampung air proses dari bak penampung air bersih
Jenis : Bak Empat Persegi Panjang
Jumlah : 1 buah

Volume : 361,6950 m³

Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

- Panjang : 13,4480 m
- Lebar : 6,7240 m
- Tinggi : 4 m

37. Boiler

Kode : Boiler

Fungsi : Memproduksi *steam* jenuh pada suhu 249°F dan tekanan
14,7 psi

Jenis : Fire Tube Boiler

Jumlah : 1 buah

Effisiensi Penguapan : 80 %

Panas yang dibutuhkan : 141.714.159,4 Btu/jam

Panas yang diberikan : 177.142.699,3 Btu/jam

Kebutuhan *Steam* : 67.238,4 kg/jam



36. Bak Penampung Air Proses (BU-06)

Kode : BU-06

Fungsi : Menampung air proses dari bak penampung air bersih

Jenis : Bak Empat Persegi Panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 361,6950 m³

Bahan : Beton Bertulang

Dimensi

■ Panjang : 13,4480 m

■ Lebar : 6,7240 m

■ Tinggi : 4 m

37. Boiler

Kode : Boiler

Fungsi : Memproduksi *steam* jenuh pada suhu 249°F dan tekanan

14,7 psi

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Effisiensi Penguapan : 80 %

Panas yang dibutuhkan : 141.714.159,4 Btu/jam

Panas yang diberikan : 177.142.699,3 Btu/jam

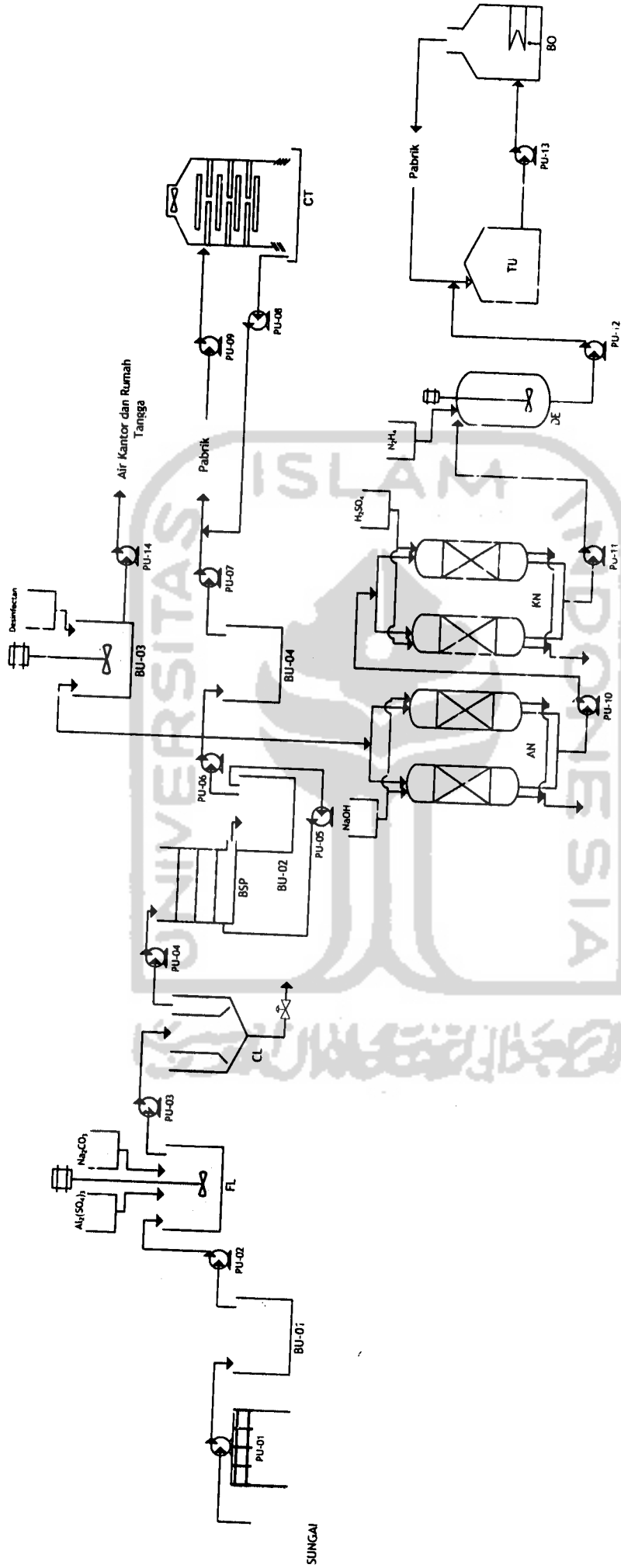
Kebutuhan *Steam* : 67.238,4 kg/jam

3.5. Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan peran yang lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan, baik limbah gas maupun limbah cair. Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Tugas pokok laboratorium antara lain :

- a. Memeriksa bahan baku yang akan digunakan
- b. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
- c. Melakukan kontrol dan analisa terhadap jalannya proses produksi yang ada kaitannya dengan tingkat pencemaran lingkungan yang meliputi polusi udara, limbah cair maupun limbah padat yang dihasilkan unit-unit produksi.
- d. Melakukan analisa dan kontrol terhadap mutu air proses, air pendingin, air umpan boiler, steam dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi. Dengan demikian sangat diperlukan koordinasi dan kerjasama yang baik antar bagian laboratorium dengan unit utilitas dan unit produksi.



SUNGAI

ALAT	KETERANGAN	ALAT	KETERANGAN	ALAT	KETERANGAN
BU-01	Bak pengendap	BO	Boiler	PU-10	Pompa
BU-02	Bak penampung air bersih	CT	Cooling tower	PU-11	Pompa
BU-03	Bak penampung air kantor dan rumah tangga	PU-01	Pompa	PU-12	Pompa
BU-04	Bak penampung air proses	PU-02	Pompa	PU-13	Pompa
FL	Flokulator	FU-03	Pompa	PU-14	Pompa
CL	Clarifier	PU-04	Pompa		
BSP	Bak saringan pasir	PU-05	Pompa		
AN	Tangki anion	PU-06	Pompa		
KN	Tangki kation	PU-07	Pompa		
DE	Tangki deaerator	PU-08	Pompa		
TU	Tangki air umpan boiler	PU-09	Pompa		



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA

GAMBAR:
DIAGRAM ALIR PENGOLAHAN AIR
PABRIK SIRUP GUMOSA
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN
DIREBUTAKAN OLEH:

DEHEN EDI SUKENDAR 02 521 064
ALHAMDULILLAH 02 521 722

DOSEN PEMBIMBING :
Dr. H. SUHARNO RUSDI
F. PRAYITNO, MT

Gambar 3.3. Diagram alir pengolahan air

3.6. Organisasi Perusahaan

3.6.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik Glukosa yang akan didirikan direncanakan mempunyai :

1. Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
2. Lokasi perusahaan : Daerah Purwakarta

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.

3.6.2. 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 :

- a. Perumusan tujuan perusahaan jelas
- b. Pendelegasian wewenang
- c. Pembagian tugas kerja yang jelas
- d. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- e. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- f. 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. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawasan 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 staf 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



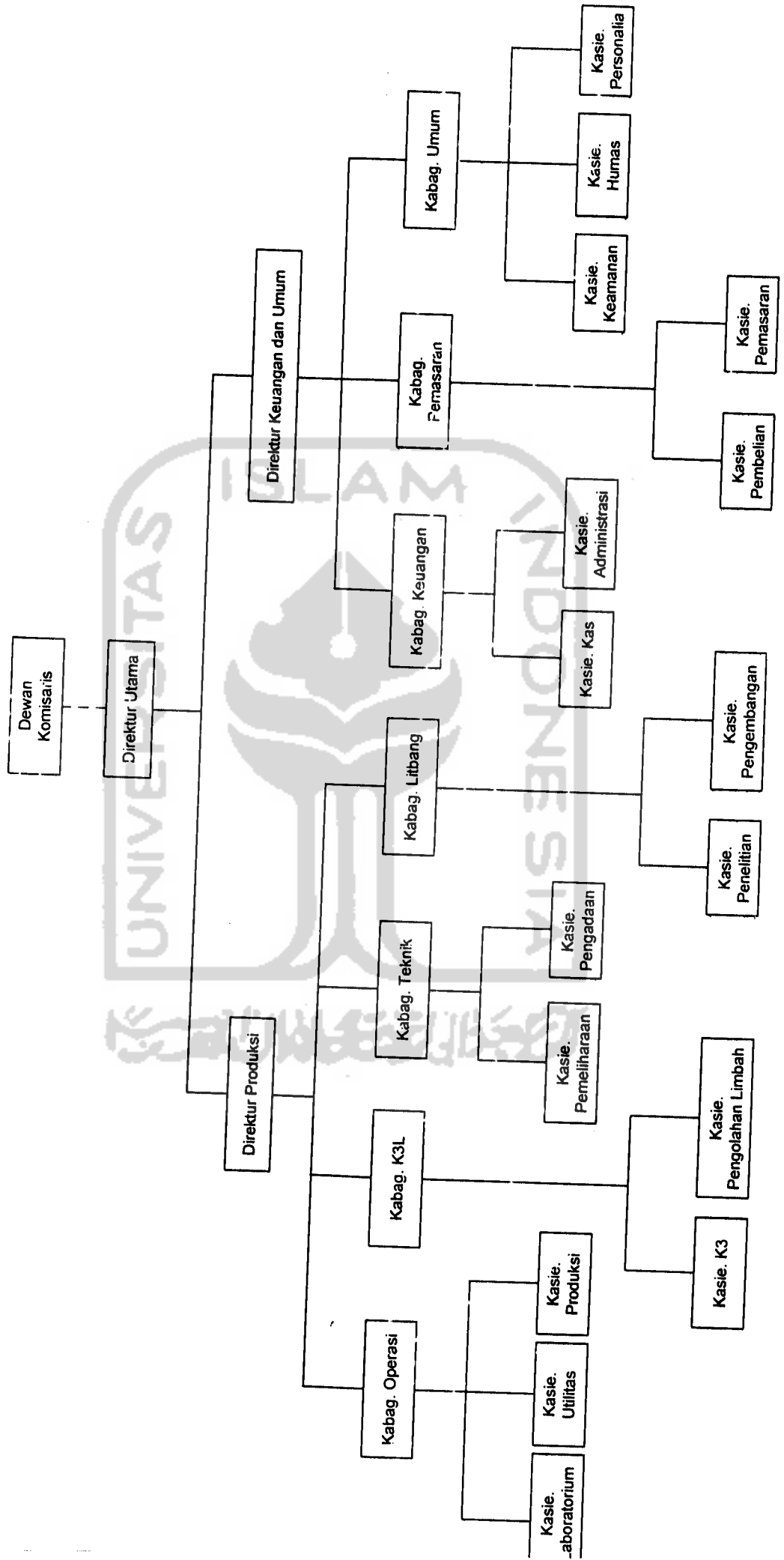
beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

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. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN



Gambar 3.4. Struktur organisasi perusahaan



3.6.3. 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.

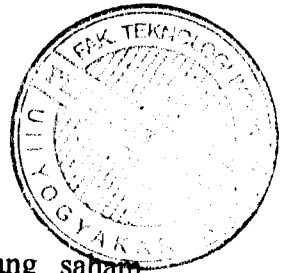
b. Dewan Komisaris

Tugas dan wewenangnya :

1. Mengatur dan mengkoordinir kepentingan para pemegang saham

Pemegang saham dan penentu kebijakan kepentingan perusahaan.

2. Sesuai dengan ketentuan yang digariskan dalam anggaran dasar perusahaan.
3. Memberikan penilaian dan mewakili para pemegang saham atas pengesahan neraca dan perhitungan rugi laba tahunan serta laporan lain yang disampaikan oleh direksi.



4. Bertanggung jawab atas stabilitas jalannya perusahaan dalam jangka panjang, baik bersifat ekstern maupun intern.

c. Direktur

Tugas dan wewenangnya :

1. Pejabat tinggi, memimpin perusahaan bersama-sama manejer.
2. Mengusahakan tercapainya tujuan perusahaan sesuai dengan anggaran dasar.
3. Memutuskan besarnya gaji dan upah
4. Memberikan pengawasan, pengarahan dan petunjuk guna mendapatkan suatu langkah kerja yang baik.
5. Mengambil keputusan dipenuhi atau tidaknya jumlah produksi yang dilakukan.
6. Bertanggung jawab atas berjalannya seluruh kegiatan perusahaan kepada Dewan Komisaris

d. Staff Ahli dan R&D

1) 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 sesuai bidangnya.

Tugas dan Wewenangnya :

1. Memberikan saran dan perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.



3. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum

2) Staff R&D

Staff R&D ini bertanggung jawab kepada Direktur dalam bidang penelitian dan pengembangan.

Tugas dan wewenangnya :

1. Memperbaiki proses, perencanaan alat dan pengembangan produksi.
2. Meningkatkan mutu produksi.
3. Meningkatkan efisiensi kerja.

e. **Manajer**

Tugas dan wewenangnya :

1. Berkoordinasi bersama seluruh kepala bagian untuk memastikan berjalannya perusahaan sesuai dengan rencana yang ditetapkan.
2. Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
3. Berkoordinasi dengan Direktur dalam menentukan strategi dan target perusahaan.
4. Bertanggung jawab kepada Direktur atas berjalannya seluruh kegiatan perusahaan.

f. **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 terdiri dari :

1. Kepala Bagian Produksi

Tugas dan wewenangnya :

- Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada manajer operasional dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.
- Mengadakan kerja sama dengan pihak luar dalam hal pengadaan bahan baku, memberikan laporan mengenai hasil produksi kepada manajer operasional serta menjaga kualitas produksi.
- Merencanakan pembagian tugas karyawan
- Mengawasi cara kerja karyawan yang menjadi tanggung jawabnya.
- Menjaga agar kondisi ruangan (RH) agar tetap dalam keadaan yang diinginkan
- Mengatur pembagian istirahat karyawan agar tidak mengganggu kelancaran produksi
- Memperhatikan masalah-masalah yang terjadi dan segera diantisipasi agar proses dapat berjalan sesuai yang direncanakan
- Bekerja sama dengan pihak lain guna kelancaran proses produksi
- Bertanggung jawab atas hasil produk yang telah diproduksi

2. Kepala Bagian Utilitas

Tugas dan wewenangnya :

- Memimpin dan mengkoordinir pelaksanaan operasional dalam pengadaan utilitas, tenaga dan instrumentasi

- Bertanggung jawab kepada manajer operasional atas hal-hal yang dilakukan bawahannya dalam menjalankan tugasnya masing-masing.
 - Mengkoordinir *supervisor* yang menjadi bawahannya
3. Kepala Bagian *Maintenance* membawahi :
- *Supervisor* pemeliharaan peralatan
Tugas *supervisor* pemeliharaan peralatan antara lain :
 - 1) Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
 - 2) Memperbaiki peralatan pabrik
 - *Supervisor* pengadaan Peralatan
Tugas *supervisor* pemeliharaan peralatan antara lain :
 - 1) Merencanakan penggantian peralatan
 - 2) Menentukan spesifikasi peralatan pengganti atau peralatan baru yang akan digunakan
4. Kepala Bagian *Quality Assurance*(QA)
Tugas dan wewenangnya :
- Menetapkan standar kualitas dari produk yang dihasilkan perusahaan
 - Penghubung antara konsumen dengan pihak perusahaan untuk masalah komplain produk
 - Merencanakan perbaikan produk yang mengalami kerusakan



- Melaksanakan pengawasan dan mengkoordinir proses quality control

Kepala Bagian *Quality Assurance* (QA) membawahi :

- *Supervisor* Laboratorium
 1. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
 2. Mengawasi dan Menganalisa produk
 3. Mengawasi kualitas buangan pabrik
- 5. Kepala bagian Keuangan dan Pemasaran

Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Keuangan dan Umum dalam bidang keuangan dan pemasaran.

- *Supervisor* Pembelian

Tugas *Supervisor* Pembelian antara lain :

3) Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli.

4) Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan

5) Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

- *Supervisor* Pemasaran

Tugas *Supervisor* Pemasaran antara lain :

1) Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.



2) Mengatur distribusi barang dari gudang.

- *Supervisor* Keuangan

Tugas *Supervisor* Keuangan antara lain :

1) Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.

2) Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan.

6. Kepala Bagian Personalia dan Umum

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

Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi :

- *Supervisor* Personalia

Tugas *Supervisor* Personalia antara lain :

1) Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.

2) Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.

3) Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

- *Supervisor* Humas

Tugas *Supervisor* Humas antara lain :

1) Mengatur hubungan dengan masyarakat luar lingkungan

perusahaan.

- Supervisor Keamanan

Tugas *Supervisor* Keamanan antara lain :

- 1) Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- 2) Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun selain karyawan kedalam lingkungan perusahaan
- 3) Menjaga dan memelihara keberhasilan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

g. Supervisor

Supervisor adalah pelaksana dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Supervisor akan membawahi staf. Setiap supervisor bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

Tugas dan wewenangnya :

1. Merencanakan rekrutmen dan pembinaan karyawan guna pengembangan Sumber Daya Manusia (SDM) perusahaan.
2. Mengarahkan staf dan karyawan secara langsung untuk mencapai sasaran perusahaan.
3. Mengadakan pertemuan perorangan maupun kelompok untuk menciptakan hubungan yang baik, sehingga menimbulkan suasana



yang menyenangkan dengan tidak meninggalkan peraturan-peraturan yang telah ditetapkan perusahaan.

4. Memberikan motivasi kepada seluruh staff dan karyawan agar bekerja dengan kesadaran dan tanggung jawab serta mematuhi peraturan yang telah ditetapkan.
5. Memberikan teguran dan peringatan apabila terjadi pelanggaran.
6. Mengadakan pembinaan disiplin kerja
7. Melaksanakan absensi staf dan karyawan
8. Bertanggung jawab atas pengawasan, kebersihan, keamanan dan ketertiban perusahaan.
9. Melaksanakan kerja sama dan hubungan yang baik dengan perusahaan lain atau masyarakat sekitar.
10. Bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan dengan karyawan, perusahaan lain dan masyarakat sekitar.

3.6.4. 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 produktivitas kerjanya, yang pada akhirnya akan meningkatkan produktivitas 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.

Pabrik ini direncanakan beroperasi setiap hari, dengan jam efektif selama 24 jam/hari.

Adapun karyawan yang bekerja dibagi menjadi dua kelompok, yaitu :

a. *Karyawan non shift*

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan harian adalah: Direktur, Staf Ahli, Manajer, Kepala bagian serta staff yang berada dikantor. Karyawan non shift dalam seminggu bekerja 6 hari, dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

- Hari senin – jum'at : jam 08.00 – 16.00 WIB
- Hari 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 – 13.00 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. Karyawan shift dibagi menjadi 4 group (Group I, Group II, Group III, Group IV) yang bekerja dalam 3 shift.

Pembagian jam kerja shift sebagai berikut :

- Shift I : jam 07.00 – 15.00 WIB
- Shift II : jam 15.00 – 23.00 WIB
- Shift III : jam 23.00 – 07.00 WIB

Adapun pengaturan kerja setiap group, yaitu masing-masing group bekerja selama tiga hari pada jam kerja yang berbeda-beda setiap group mendapat



libur 2 hari setelah mereka bekerja selama tiga hari kerja yang berbeda dalam seminggu.

Tabel 3.22. Rencana Pengaturan Jadwal Kerja Group

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

3.6.5. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

3.6.5.1. Penggolongan Jabatan

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SMP. Perinciannya sebagai berikut :

Tabel 3.23. Penggolongan jabatan

No.	Jabatan	Keahlian
1	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2	Manajer Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Manajer Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Sekretaris	Akademi Sekretaris
5	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Personalia dan Umum	Sarjana Psikologi
7	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	Sarjana Ekonomi
9	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
10	Kepala Bagian K3	Sarjana Teknik Lingkungan



Lanjutan Tabel 3.23.

11	Kepala Bagian Litbang	Sarjana Teknik Kimia
12	Kepala Seksi Personalia	Sarjana Psikologi
13	Kepala Seksi Humas	Sarjana Komunikasi
14	Kepala Seksi Keamanan	Sarjana Muda / DIII
15	Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi
16	Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Administrasi Negara
17	Kepala Seksi Kas	Sarjana Ekonomi
18	Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia
19	Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
20	Kepala Seksi Pengadaan	Sarjana Teknik Kimia
21	Kepala Seksi K3	Sarjana Teknik Lingkungan
22	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	Sarjana Teknik Lingkungan
23	Kepala Seksi Penelitian	Sarjana Kimia
24	Kepala Seksi Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
25	Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Teknik Kimia
26	Kepala Seksi Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
27	Kepala Seksi Produksi	Sarjana Teknik Kimia
28	Karyawan Personalia	Sarjana Muda / DIII
29	Karyawan Humas	Sarjana Muda / DIII
30	Karyawan Keuangan/Kas	Sarjana Muda / DIII
31	Karyawan Administrasi	Sarjana Muda / DIII
32	Karyawan Pemasaran	Sarjana Muda / DIII
33	Karyawan Pembelian	Sarjana Muda / DIII
34	Karyawan Pengembangan	Sarjana Muda / DIII
35	Karyawan Penelitian	Sarjana Muda / DIII
36	Karyawan Pengolahan Limbah	Sarjana Muda / DIII
37	Karyawan K3	Sarjana Muda / DIII
38	Karyawan Pengadaan Alat	Sarjana Muda / DIII
39	Karyawan Pemeliharaan Alat	Sarjana Muda / DIII



Lanjutan Tabel 3.23.

40	Karyawan Laboratorium	Sarjana Muda / DIII
41	Medis	Dokter
42	Paramedis	Akademi Keperawatan
43	Satpam	SMU Sederajat
44	Sopir	SMP / SMU
45	Pesuruh	SMP / SMU
46	Cleaning Service	SMP / SMU

3.6.5.2. Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada.

Penentuan jumlah karyawan proses sebagai berikut :

Jumlah Karyawan Alat Proses :

- Shift proses pabrik : 7 orang / shift
- Shift proses utilitas : 6 orang / shift

Jumlah karyawan / shift : 13 orang

Jumlah shift : 4 Shift

Jumlah operator : 52 orang

Tabel 3.24. Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

No.	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Manajer Produksi	1
3	Manajer Umum	1

Lanjutan Tabel 3.24.

4	Sekretaris	1
5	Kepala Bagian Produksi	1
6	Kepala Bagian Personalia dan Umum	1
7	Kepala Bagian Pemasaran	1
8	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	1
9	Kepala Bagian Teknik	1
10	Kepala Bagian K3	1
11	Kepala Bagian Litbang	1
12	Kepala Seksi Personalia	1
13	Kepala Seksi Humas	1
15	Kepala Seksi Keamanan	1
16	Kepala Seksi Pemasaran	1
17	Kepala Seksi Administrasi	1
18	Kepala Seksi Kas	1
19	Kepala Seksi Laboratorium	1
20	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
21	Kepala Seksi Pengadaan	1
22	Kepala Seksi K3	1
23	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	1
24	Kepala Seksi Penelitian	1
25	Kepala Seksi Pengembangan	1
26	Kepala Seksi Pembelian	1
27	Kepala Seksi Utilitas	1
28	Kepala Seksi Produksi	1
29	Karyawan Personalia	4
30	Karyawan Humas	4
31	Karyawan Keuangan/Kas	2
32	Karyawan Administrasi	2
33	Karyawan Pemasaran	4



Lanjutan Tabel 3.24.

34	Karyawan Pembelian	2
35	Karyawan Pengembangan	4
36	Karyawan Penelitian	3
37	Karyawan Pengolahan Limbah	4
38	Karyawan K3	6
39	Karyawan Pengadaan Alat	3
40	Karyawan Pemeliharaan Alat	4
41	Karyawan Laboratorium	10
42	Medis	2
43	Paramedis	2
44	Satpam	8
45	Sopir	4
46	Pesuruh	2
47	Cleaning Service	4
48	Operator lapangan	52
	Total	155

3.6.5.3. Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu :

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



Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi kerja

3.6.7. 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 minum 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 pertanggungan jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan kerohanian

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

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktivitas 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



3.6.9. Perencanaan Produksi

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

3.6.10. 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. Penyimpanagn 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.

3.6.11. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat kerja peralatan dan tempat penyimpanan bahan yang ditinjau dari segi hubungan antara satu dengan yang lainnya.

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 perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

1) Perluasan pabrik

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

2) Keamanan

Faktor terberat dalam menentukan tata letak pabrik adalah faktor keamanan, yaitu keamanan terhadap bahaya kebakaran, ledakan asap ataupun 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 areal khusus, juga pemberian jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat rawan.

3) Luas areal yang tersedia

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

4) Bangunan

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

5) 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*.

6) 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.

Areal ini terdiri dari :

- Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan 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 di atas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

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

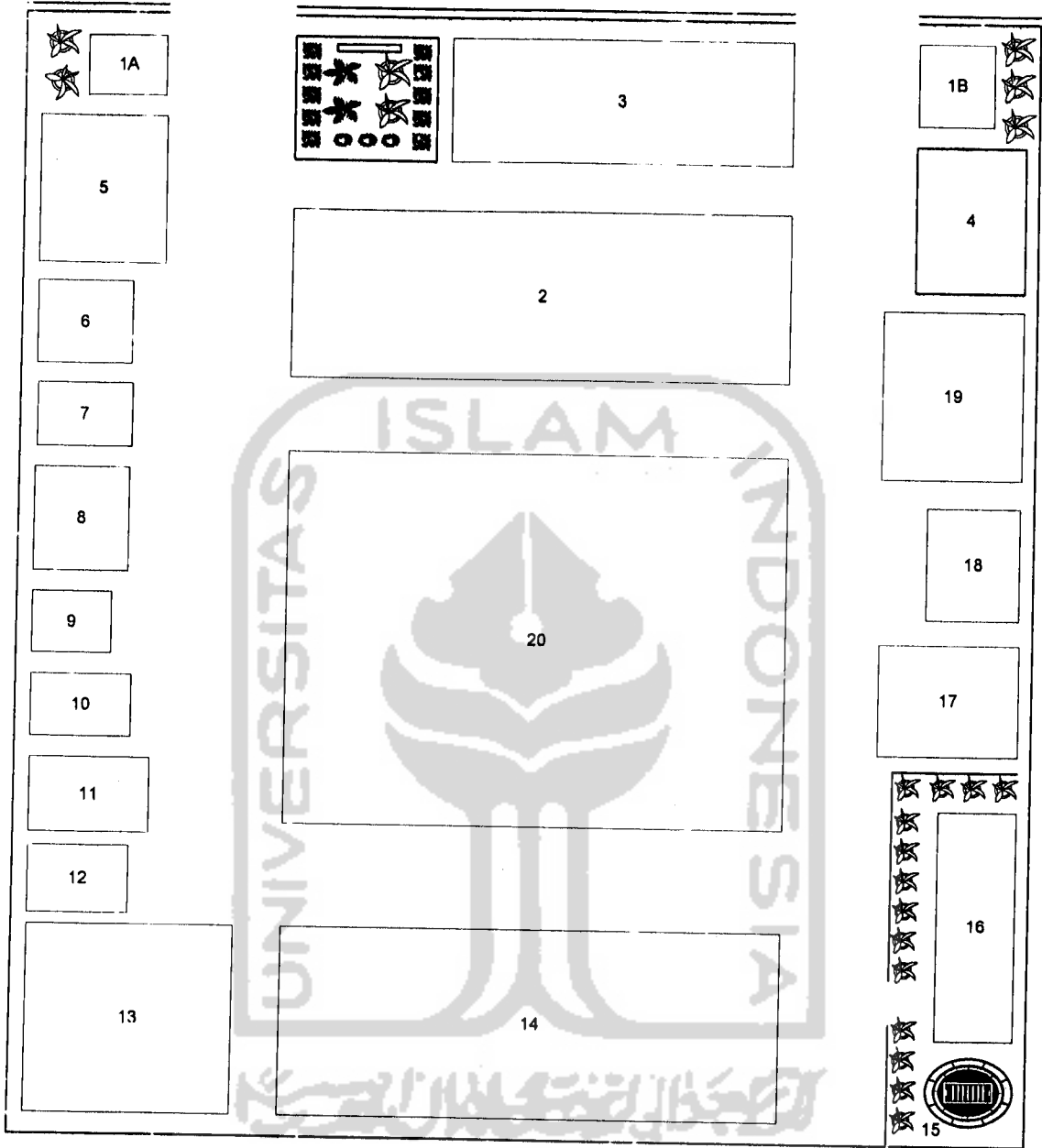
Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel 3.26.

Tabel 3.26. Perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik.

No	Lokasi	Luas, m ²
1	Pos Kemanan	60
2	Taman dan Jalan	2000
3	Parkir	500
4	Perkantoran	500
5	Masjid	200
6	Kantin	100
7	Ruang Serba Guna	300
8	Poliklinik	100
9	Bengkel	200
10	Unit Pemadam Kebakaran	200
11	Gudang	300
12	Koperasi	100
13	Laboratorium	300
14	Daerah Proses	1.800
15	Utilitas	800
16	Control Room Proses	200
17	Control Room Utility	150
19	Perumahan	750
20	Sport Center	500
Luas area terpakai		14.420

Gambar peta situasi pabrik dapat dilihat dalam gambar 3.6. tata letak pabrik (*plant lay out*) Sirup Glukosa dari Pati Singkong dengan kapasitas 10.000 ton/tahun.

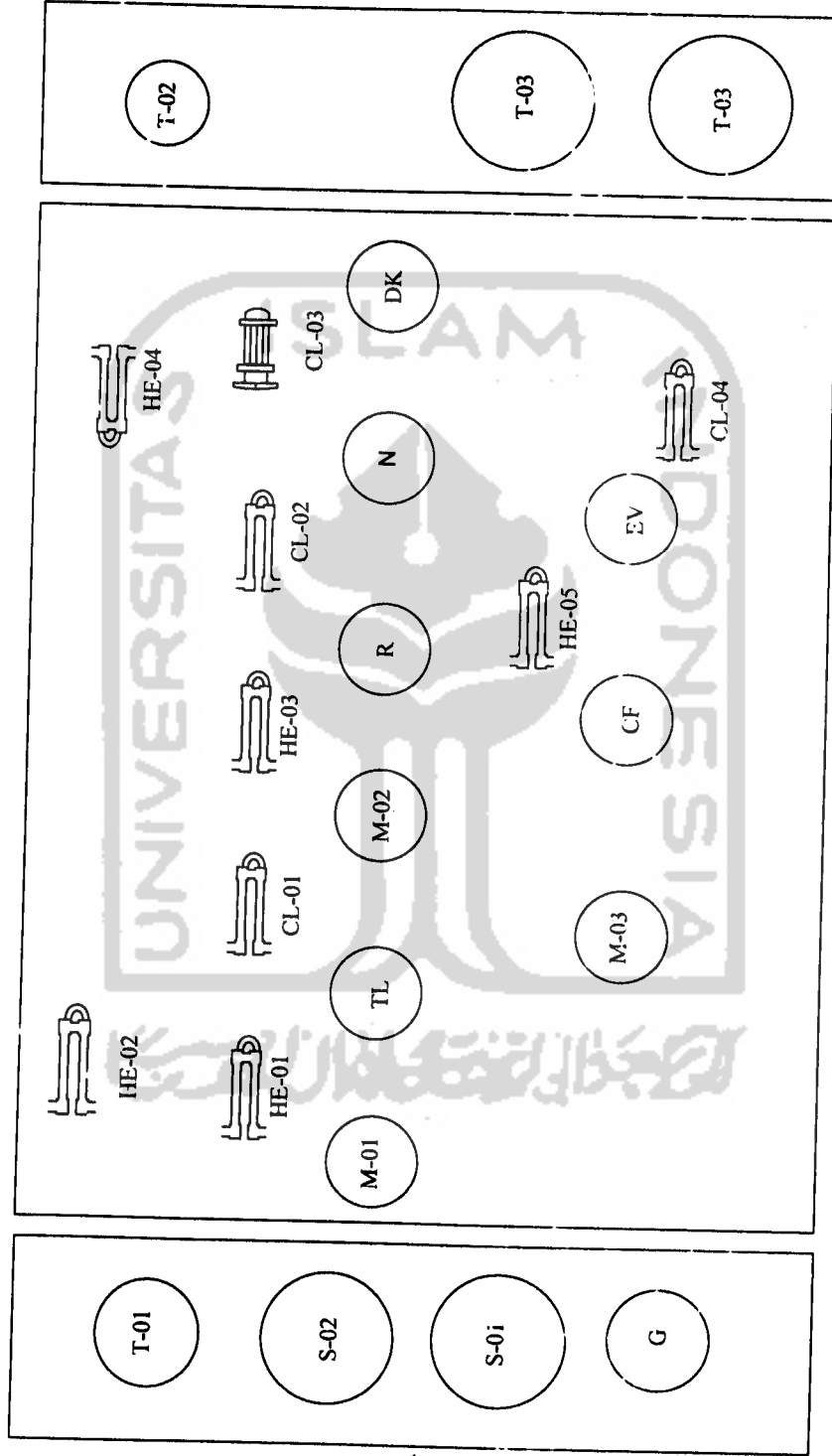
Jalan Raya



- | | |
|----------------------------|----------------------|
| 1. Pos Keamanan | 12. Control Utilitas |
| 2. Kantor Pusat Perusahaan | 13. Utilitas |
| 3. Area Parkir | 14. Areal Perluasan |
| 4. Ruang Serba Guna | 15. Sport Center |
| 5. Masjid | 16. Perumahan/Mess |
| 6. Koperasi | 17. Laboratorium |
| 7. Poliklinik | 18. Control Process |
| 8. Kantin | 19. Kantor Produksi |
| 9. Unit Pemadam Kebakaran | 20. Area Proses |
| 10. Gudang | |
| 11. Bengkel | |

Skala 1 : 1000

Gambar 3.5. Tatá Letak Pabrik



Skala : 1 : 200

Gambar 3.6. Tata letak alat proses



Gambar peta situasi pabrik dapat dilihat dalam gambar 3.7. tata letak pabrik (*plant lay out*) Sirup Glukosa dari Pati Singkong dengan kapasitas 10.000 ton/tahun.





BAB IV

EVALUASI EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik Sirup Glukosa ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

1. *Return Of Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow rate Of Return*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Cost*) yang terdiri atas:
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan.



4.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan teknik kimia pada tahun tersebut.

Harga indeks tahun 2010 diperkirakan secara garis dengan menggunakan data indeks dari tahun 1954 sampai 2001 :

CEP Indeks 1954 = 86,1 (Aries & Newton,1955)

CEP Indeks April 1993 = 359,2

CEP Indeks April 1999 = 390,6

CEP Indeks April 2000 = 391,4

CEP Indeks April 2001 = 394,3

Harga pada tahun 2010 dapat dicari sebagai berikut:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries \& Newton,1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex = harga alat pada tahun X

Ey = harga alat pada tahun Y

Nx = nilai indeks tahun X

Ny = nilai indeks tahun Y

Untuk jenis alat yang sama tapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

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

Dimana:

E_a = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

E_b = Harga alat dengan kapasitas dicari.

C_a = Kapasitas alat A.

C_b = Kapasitas alat B.

x = Eksponen.

Indeks harga alat pada tahun 2010 dengan ekstrapolasi diperoleh sebesar 441,329.

4.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi = 10.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan = 2010

Harga Sirup Glukosa = Rp 4.750/kg

Harga Pati Singkong = Rp 1.500/kg

4.3. Perhitungan Biaya

1. Capital Investment

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya.

Capital investment meliputi:



- a. *Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.
- b. *Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

2. Manufacturing Cost

Manufacturing cost adalah biaya yang diperlukan untuk produksi suatu bahan, merupakan jumlah direct, indirect dan fixed manufacturing cost yang berkaitan dengan produk.

- a. *Direct Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
- b. *Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- c. *Fixed Cost* adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

3. General Expense

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk manufacturing cost.



4.4. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

1. Percent Return of Investment (ROI)

Return of Investment adalah biaya *fixed capital* yang kembali pertahun atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

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

FCI = Fixed Capital Investment

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan sebuah penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

3. Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat sales value sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi diatas BEP.





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

Dengan:

Fa = Annual Fixed Manufacturing Cost pada produksi minimum

Ra = Annual Regulated Expense pada produksi minimum

Va = Annual Variabel Value pada produksi minimum

Sa = Annual Sales Value pada produksi minimum

4. Shut Down Point (SDP)

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

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

5. Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

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

Dihitung dengan persamaan :

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

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)

4.5. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Sirup Glukosa memerlukan rencana PPC, FC, MC, General Expense. Hasil rancangan masing-masing, disajikan dalam bentuk tabel.

Tabel 4.19. Physical plant cost (PPC)

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Alat sampai ditempat	560.079,41	-
2	Instalasi	56.456,00	408.633.939,88
3	Pemipaan	227.840,31	472.482.992,99
4	Instrumentasi	54.439,72	38.309.431,86
5	Isolasi	14.562,06	63.849.053,11
6	Listrik	36.741,21	51.079.242,49
7	Bangunan	-	5.181.000.000,00
8	Tanah dan Perbaikan	-	2.500.000.000,00
9	Utilitas	513.675,66	62.348.794,89
Total		1.463.794,37	8.777.703.455,21



Tabel 4.20. Direct plant cost (DPC)

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	PPC	1.463.794,37	8.777.703.455,21
2	Engineering dan Construction	292.758,87	1.755.540.691,04
Total		1.756.553,25	10.533.244.146,26

Tabel 4.21. Fixed capital investment (FCI)

No	Komponen	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	DPC	1.756.553,25	10.533.244.146,26
2	Constactor's fee	87.827,66	526.662.207,31
3	Contingency	175.655,32	1.053.324.414,63
Total		2.020.036,24	12.113.230.768,20

Tabel 4.22. Direct manufacturing cost (DMC)

No	Jenis Biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Raw Material	-	15.377.761.594,80
2	Labour Cost	-	3.889.200.000,00
3	Supervisor/pengawas	-	194.460.000,00
4	Maintenance/pemeliharaan	-	1.565.178.750,81
5	Plant supplies	-	782.589.375,41
6	Royalties and patents	-	475.000.000,00
7	Utilitas	-	785.867.441,83
Total			23.070.057.162,85



Tabel 4.23. Indirect manufacturing cost (IMC)

No	Jenis biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Payroll overhead	-	583.380.000,00
2	Laboratory	-	777.840.000,00
3	Plant overhead	-	1.944.600.000,00
4	Packaging and shipping	-	2.375.000.000,00
Total			5.680.820.000,00

Tabel 4.24. Fixed manufacturing cost (FMC)

No	Jenis biaya	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Depresiasi	-	3.130.357.501,63
2	Property taxes	-	626.071.500,33
3	Asuransi	-	313.035.750,16
Total			4.069.464.752,11

Tabel 4.25. Total manufacturing cost (MC)

No	Komponen	Rp
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	23.070.057.162,85
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	5.680.820.000,00
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	4.069.464.752,11
Total MC		32.820.341.914,96



Tabel 4.29. Fixed cost (Fa)

No	Fixed Capital (Fa)	Rp
1	Depreciation	3.130.357.501,63
2	Property taxes	626.071.500,33
3	Insurance	313.035.750,16
Jumlah		4.069.464.752,11

Tabel 4.30. Variable cost (Va)

No	Komponen	Rp
1	Biaya bahan baku	15.377.761.594,80
2	Utilitas	785.867.441,83
3	Royalties and Patents	475.000.000,00
Total		16.638.629.036,63

Tabel 4.31. Regulated cost (Ra)

No	Komponen	Rp
1	Labor	3.889.200.000,00
2	Payroll Overhead	583.380.000,00
3	Plant Overhead	1.944.600.000,00
4	Supervisi	194.460.000,00
5	Laboratorium	777.840.000,00
6	General Expense	5.885.681.757,77
7	Maintenance	1.565.178.750,81



4.5.3. Break Even Point (BEP)

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

$$\text{BEP} = 43.95 \%$$

4.5.4. Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 23.52 \%$$

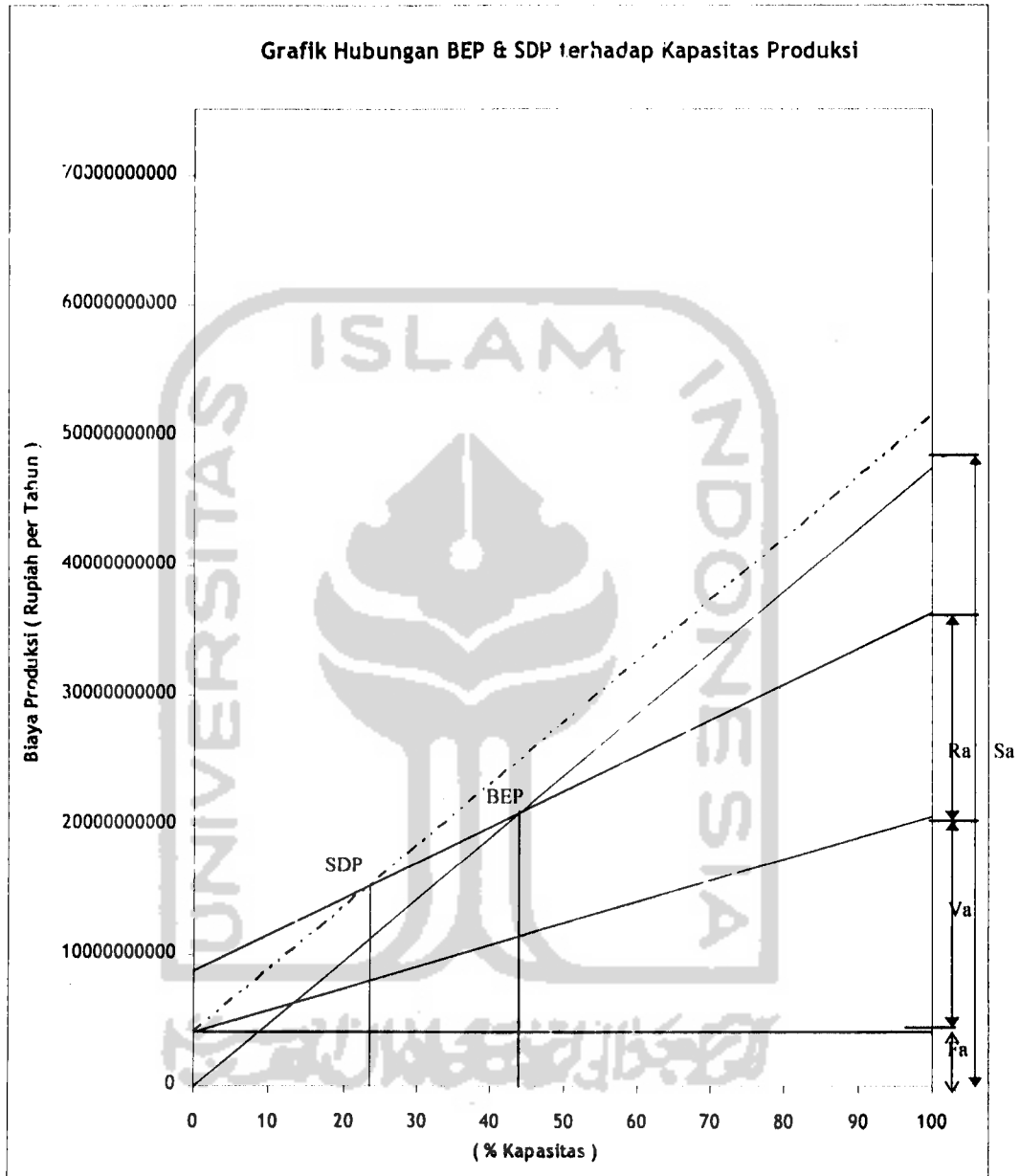
4.5.5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted cash flow dihitung dengan persamaan :

$$(WC+FCI)(1+i)^{10} = CF [(1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i) + 1] + (WC+SV)$$

$$R = S$$

Dengan cara trial dan error untuk mencari harga i , diperoleh DCFR (i) sebesar : 26.76 %.





BAB V

KESIMPULAN

Dalam perancangan Pabrik Sirup Glukosa dari Pati Singkong dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dapat disimpulkan :

- 1) Pendirian pabrik Sirup Glukosa dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dilatarbelakangi oleh pengurangan nilai import, dan juga sebagai penyedia bahan baku bagi pabrik-pabrik lainnya, sekaligus sebagai wujud pemulihan ekonomi Indonesia dan untuk menghadapi era globalisasi.
- 2) Pabrik Sirup Glukosa berbentuk Perseroan terbatas (PT) didirikan di Purwakarta, Jawa Barat di atas tanah seluas 14420 m², dengan jumlah karyawan 155 orang dan beroperasi selama 330 hari/tahun.
- 3) Ditinjau dari segi proses, sifat-sifat bahan baku dan kondisi operasinya, maka pabrik Sirup Glukosa ini tergolong pabrik beresiko rendah.
- 4) Hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
 - ▶▶ Keuntungan yang diperoleh :
Keuntungan sebelum pajak Rp 8.793.976.327,26 /tahun, dan
Keuntungan setelah pajak Rp 4.396.988.163,63 /tahun
 - ▶▶ Return of Investment (ROI) :
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 28.09 %, dan
ROI setelah pajak sebesar 14.05 %



Syarat ROI untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11 %.

►► Pay Out Time (POT) :

POT sebelum pajak selama 2.63 tahun dan

POT setelah pajak selama 4.16 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

►► Break Event Point (BEP) pada 43.95 %, dan Shut Down Point (SDP) pada 23.52 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%

►► Discounted Cash Flow (DCF) sebesar 26.76 %

Syarat minimum DCF adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga pinjaman bank.

Dari hasil analisa ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik Sirup Glukosa dari Pati Singkong dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Austin, G.T., 1984, *Shreve's Chemical Process Industries*, 5th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Biro Pusat Statistik, 2004, "Statistik Perdagangan Luar Negeri". Jakarta
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Butt, J.B., H. Bliss, and C.A. Walker, 1962, *AIChE Journal*, New York
- Chopey, N.P., 1984, *Handbook of Chemical Engineering Calculations*, 2nd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., Singapore
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Evans, F.L., 1979, *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, Gulf Publishing Company, Book Division, Houston
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York

- Foust, A.S., Wenzel, L.A., Clump, C.W., Maus, L., Andersen, L.B., 1959, *Principles of Unit Operations*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York
- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Groggins, P.H., 1958, *Unit Processes in Organics Synthesis*, 5th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- King, C.J., 1982, *Separation Process*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1983, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York
- Laidler, K.J., 1980, *Chemical Kinetics*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reactor Engineering*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston
- Mc Adams, W.H., 195, *Heat Transmission*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

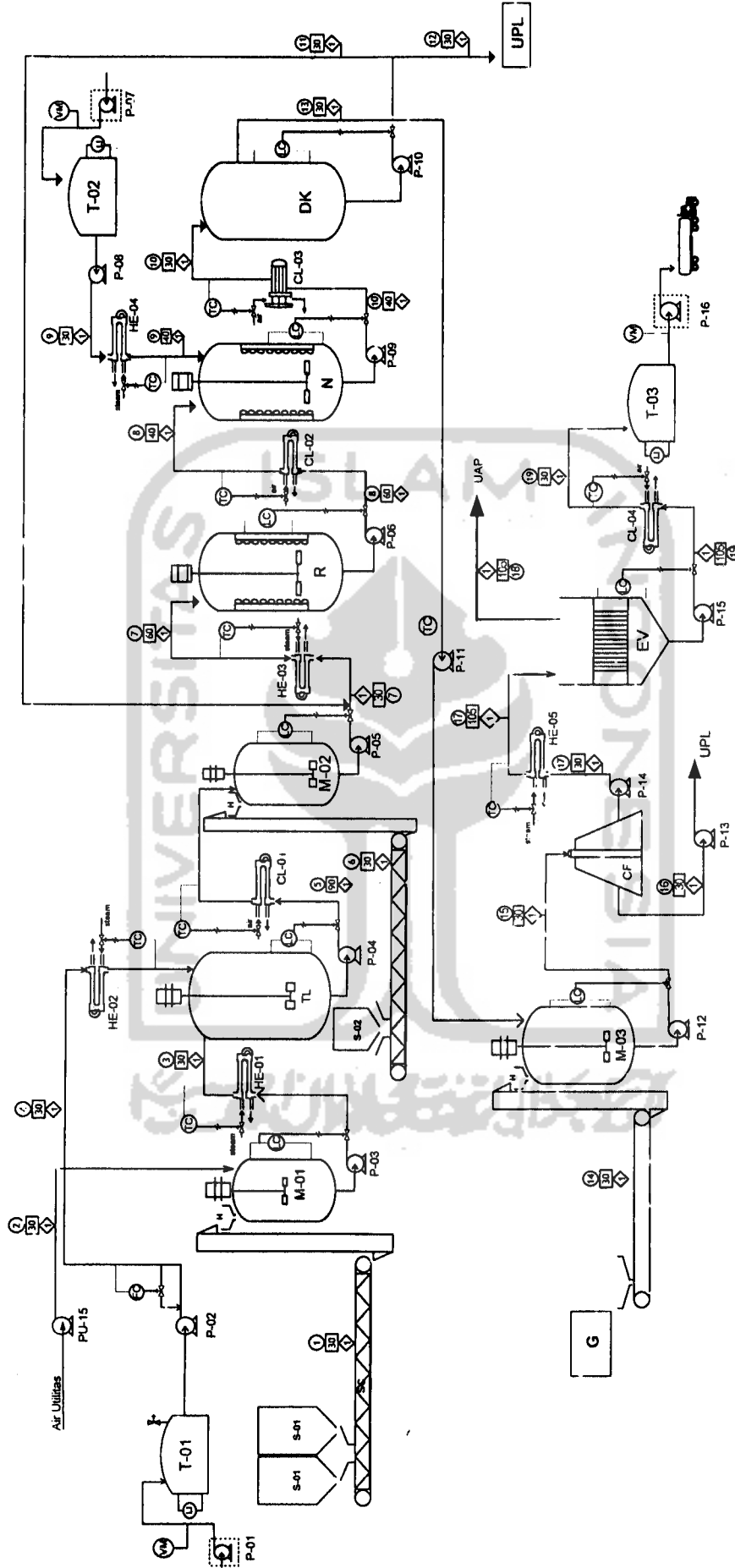
- Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1994, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Powell, S.P., 1954, *Water Conditioning for Industry*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Rase, F.H., 1977, *Chemical Reactor Design for Process Plants*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- R.K.Sinnot, "An Introduction to Chemical Engineering Design", Pergamon Press, 1983
- Ryan, W.J., 1949, *Water Treatment and Purification*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Schwietzer, P.A., 1979, *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Sularso dan Tahara, H., 1985, *Pompa dan Kompresor*, PT. Pradnya Paramita, Jakarta
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, Mc Graw Hill Book co., Inc., New York



Warnijati, S., 1988, *Perpindahan Panas*, bagian I & II, Fakultas Teknik,
Universitas Gadjah Mada, Yogyakarta



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI PATI SINGKONG
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 JOGJAKARTA

GAMBAR :
 DIAGRAM ALIR PROSES PABRIK SIRUP GLUKOSA
 DARI PATI SINGKONG
 KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN
 BERBUAH TUGAS :

DESEN PEMBUATAN :
 DR. H. SUHARNO RUSDI
 (02 511 084)
 (02 511 222)

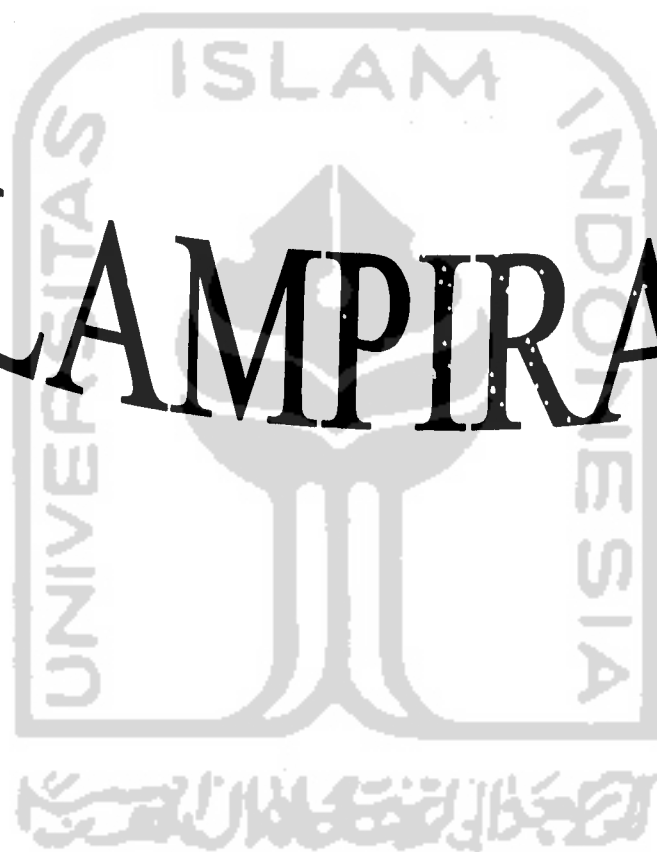
IL. PRATYNO, MT

ALAT	KETERANGAN
TL	Tangki Liquifikasi
R	Reaktor
M	Mixer
EV	Evaporator
HE	Heater
CL	Cooler
N	Neutralisator
CF	Centrifuge
T	Tangki
P	Pompa
PU	Pompa Utilitas
DK	Delanter

ALAT	KETERANGAN
○	Nomor Arus
◇	Tekanan, atm
△	Temperatur, °C
□	Kontrol Valve
—	Arus Utama
---	Suplai Listrik
~	Udara Telen
VM	Volumeter
LC	Level Control
TC	Temperatur Control
LI	Level Indicator
FC	Flow Control

No	KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	
1	(C6H10O5)n	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	918.2736	
2	C6H12O6																				
3	H2O	0.0918	1337.3186	1377.4102	8.0240	3.385.4454	3.385.4454	3.385.4454	1619.7327	15.0949	6336.5258	316.3177	8.7786	1791.9294	1791.9294	12.9193	1279.0101	1026.4849	252.5253	1010.1010	
4	HCl 30%																				
5	Antilogikostidase																				
6	NaOH 20 %																				
7	Carbon Active																				
8	NaCl																				
	JUMLAH	918.3655	1337.4105	2295.6641	11.4784	17.0237	162.5	3.2140	23.10.3765	2884.5271	18.8666	2903.3957	574.1506	17.0116	2804.3189	23.1223	23.3558	46.2447	3289.1111	1026.4849	1762.6263

LAMPIRAN



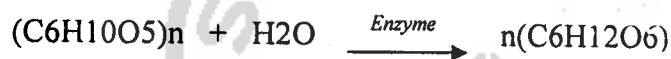


REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan Pati Singkong sebanyak kg/jam dengan Air sebanyak kg/jam untuk menghasilkan Glukosa sebanyak kg/jam

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Persamaan reaksi analog :



Kondisi operasi :

Suhu : 60 °C

Tekanan : 1 atm

Konversi : 80%

Menentukan Harga Konstanta Kecepatan Reaksi (k)

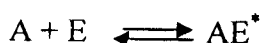
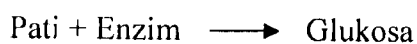
Reaksi :



Reaksi antara pati singkong dengan air merupakan reaksi padat cair harga

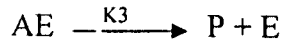
kecepatan konstanta reaksi dapat dicari dengan persamaan Michaelis-Menten :

$$-r_A = \frac{K_3 \cdot C_A \cdot C_{E0}}{C_A + M} \quad \text{dengan } M = \text{Michaelis Konstan}$$





$$\frac{-d(CAE^*)}{dt} = k_1 CA \cdot CE - k_2 CAE^* \dots\dots\dots(1)$$



$$\frac{-d(CAE^*)}{dt} = -k_3 CAE^* \dots\dots\dots(2)$$

Persamaan (1) dan (2)

$$k_1 CA \cdot CE - k_2 CAE^* = -k_3 CAE^*$$

$$k_1 CA \cdot CE - k_2 CAE^* + k_3 CAE^* = 0$$

$$k_1 CA \cdot CE - (k_2 - k_3) CAE^* = 0 \dots\dots\dots(3)$$

$$CE_o = CE + CAE^*$$

$$CE = CE_o - CAE^* \dots\dots\dots(4)$$

Persamaan (4) disubstitusi ke (3)

$$k_1 (CE_o - CAE^*) CA - (k_2 - k_3) CAE^* = 0$$

$$k_1 (CE_o - CA) - \{(k_2 - k_3)\} CAE^* = 0$$

$$CAE^* = \frac{k_1 \cdot CA \cdot CE_o}{k_1 \cdot CA + (k_2 - k_3)}$$

$$\begin{aligned} \frac{dp}{dt} &= k_3 CAE^* \\ &= k_3 \frac{k_1 \cdot CA \cdot CE_o}{k_1 \cdot CA + (k_2 - k_3)} \end{aligned}$$

$$\frac{dp}{dt} = \frac{CA \cdot CE_o}{CA + \left[\frac{k_2 - k_3}{k_1} \right]}$$

$$-r_A = \frac{dp}{dt} = k_3 \frac{CA \cdot CE_o}{CA + M}$$



$$\text{dengan } M = \frac{k_2 - k_3}{k_1}$$

$$-r_A = -\frac{dCA}{dt} = k_3 \frac{CA \cdot CE_o}{CA + M}$$

$$-\frac{dCA}{dt} = k_3 \frac{CA \cdot CE_o}{CA + M}$$

$$-\frac{dCA}{CA} (CA + M) = k_3 \cdot CE_o \, dt$$

$$-\int_{CA_o}^{CA} \frac{dCA}{CA} - M \int_{CA_o}^{CA} \frac{dCA}{CA} = k_3 CE_o \int_0^t dt$$

$$CA_o - CA - M \ln \frac{CA}{CA_o} = k_3 CE_o \, t$$

$$CA_o - CA + M \ln \frac{CA_o}{CA} = k_3 CE_o \, t$$

$$\ln \frac{CA_o}{CA} + \frac{1}{M} = \frac{k_3 CE_o \cdot t}{M(CA_o - CA)}$$

Misal :

$$X = \frac{t}{(CA_o - CA)}$$

$$Y = \ln \frac{CA_o}{CA_o - CA}$$

$$a = \frac{k_3 \cdot CE_o}{M}$$

$$b = -\frac{1}{M}$$

Sehingga diperoleh :



$$\ln \frac{\frac{CA_0}{CA}}{(CA_0 - CA)} = \frac{k_3 \cdot CE_0}{M} \times \frac{t}{CA_0 - CA} - \frac{1}{M}$$

$$Y = a \cdot x + b$$

Dengan menggunakan metode *least square* maka harga 'k' dapat diperoleh.

Dari data laboratorium (Levenspiel, hal 89,1976) diperoleh :

C , mmol/L	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
t, (jam)	0.84	0.68	0.53	0.38	0.27	0.16	0.09	0.04	0.018	0.006	0.0025

CA₀ = 1 mmol/L, CE₀ = 0,01 mmol/L

T (jam)	CA(mmol/L)	CA ₀ - CA	Y	X	XY	X ²
1	0.84	0.16	2.0069	6.25	12.5433	39.0625
2	0.68	0.32	1.5251	6.25	9.5319	39.0625
3	0.53	0.47	1.3899	6.3830	8.8717	40.7424
4	0.38	0.62	1.4456	6.4516	9.3266	41.6233
5	0.27	0.73	1.6240	6.8493	11.1236	46.9131
6	0.16	0.84	2.0069	7.1429	14.3352	51.0204
7	0.09	0.91	2.5023	7.6923	19.2481	59.1716
8	0.04	0.96	3.2597	8.3333	27.1641	69.4444
9	0.018	0.982	4.0355	9.1650	36.9857	83.9967
10	0.006	0.994	5.1220	10.0604	51.5293	101.2109
11	0.0025	0.9975	5.9940	11.0276	66.0989	121.6073
Jumlah			30.9120	85.6053	266.7585	693.8551



$$a = \frac{n \sum XY - \sum X \sum Y}{nX^2 - (\sum X)^2}$$
$$= \frac{11(266,7585) - (85,6053 \times 30,9120)}{11(693,8551) - (85,6053)^2}$$

$$= \frac{288,11076}{304,13802}$$
$$= 0,9473$$

$$b = \frac{\sum X^2 \sum Y - \sum X \sum XY}{n \sum X^2 - (\sum X)^2}$$
$$= \frac{(693,8551 \times 30,912) - (85,6053 \times 266,7585)}{11(693,8551) - (85,6053)^2}$$

$$= \frac{-1387,48103}{304,138027}$$

$$= -4,562$$

$$b = -\frac{1}{M}$$

$$M = -\frac{1}{b} = \frac{1}{(-4,562)}$$

$$M = 0,21920$$

$$a = \frac{k_3 \cdot CE_0}{M}; k_3 = \frac{a \cdot M}{CE_0}$$

$$k_3 = \frac{0,9473 \times 0,21920}{0,01}$$

$$= 20,76501$$

Menentukan waktu reaksi

$$-r_A = - \frac{dCA}{dt} = k \frac{CA \cdot CE_o}{CA + M}, \text{ karena konsentrasi enzim sangat kecil maka } CE_o$$

dianggap konstanta, maka persamaan menjadi :

$$-r_A = - \frac{dCA}{dt} = \frac{kCA}{CA + M}$$

$$- \frac{dCA}{CA} (CA + M) = k \cdot dt$$

$$- \int_{CA_o}^{CA} dCA - M \int_{CA_o}^{CA} \frac{dCA}{CA} = k \int_0^t dt$$

$$CA_o - CA - M \ln \frac{CA}{CA_o} = k \cdot t$$

$$\begin{aligned} CA &= CA_o (1 - X_A) \\ &= 0,00276 \text{ Kgmol/L } (1 - 0,8) \\ &= 0,00055 \text{ Kgmol/L} \end{aligned}$$

$$0,00276 \text{ Kgmol/L} - 0,00055 \text{ Kgmol/L} - 13,5 \ln \frac{0,00055}{0,00276} = 20,76501 \cdot t$$

$$t = 1,046 \text{ jam}$$

Untuk penentuan jumlah reaktor maka harus diperhatikan waktu yang diperlukan untuk masing-masing tahap, yaitu :

Waktu pengisian	: 1 jam
Waktu reaksi	: 1,046 jam
Waktu pengosongan dan pembersihan	: 1 jam
Total	: 3,046



Jumlah reaktor yang digunakan berjumlah 3 buah yang dipasang paralel, dengan mengikuti jadwal operasi.

Rancangan dimensi reaktor

$$V = \tau \times F_v$$

$$V = 2564.6946 \text{ L/jam} \times 1,046 \text{ jam}$$

$$\text{Volume reaktor} = 2683.8336 \text{ L}$$

Over design 20%, jadi :

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 2683.8336 \text{ L}$$

$$= 3220.600401 \text{ L}$$

$$= 3,2206 \text{ m}^3 \times \left(\frac{1 \text{ in}}{2,54 \cdot 10^{-2} \text{ m}} \right)^3$$

$$= 196533 \text{ in}^3$$

Ratio tinggi : diameter = 1.5 : 1

(H : D = 1.5 : 1),

Rase p.342 tabel 2.3

Jenis head : Flanged and Dished Head Torispherical

Volume head : 0,000049 di³ (Brownell and Young, p.88, 5-11)

Dimana : D = Diameter, inchi

VH = Volume head, ft³

Volume reaktor dihitung berdasarkan persamaan :

$$VR = \frac{\pi D^2 H}{4} + 2 VH$$

$$= \frac{\pi D^2 H}{4} + 2 \times 0,000049 \text{ ft}^3 \times \frac{D^3 \text{ in}^3}{12 \text{ ft}^3}$$

$$= 0,785 D^3 + 0,5671 \cdot 10^{-7} \cdot D^3$$



$$196533 \text{ in}^3 = 0,7850000567 D^3$$

$$D^3 = 250360.492 \text{ in}^3$$

$$D = 63.0156 \text{ in}$$

Dari table 5.7 Brownell and Young diperoleh : $D = 66 \text{ in}$

$$D = 1.6764 \text{ m}$$

$$H = 1,5 D$$

$$H = 1,5 \times 1.6764 \text{ m}$$

$$H = 2,5146 \text{ m}$$

$$ID = OD - 2 \text{ th}$$

$$\text{th} = 0,1875$$

$$ID = 66 \text{ in} - 2 \times 0,1875$$

$$= 65,625 \text{ in}$$

$$\text{Volume head} = 0,000049 ID^3$$

(Brownell & Young P.88 fig.5.11)

Volume sebuah head = volume head tanpa sf + volume head dengan sf

$$V = (0,000049 ID^3) + (\pi/4 \times ID^2 \times sf)$$

$$V = (0,000049 \times 65,625^3) + (3.14/4 \times 65,625^2 \times 2)$$

$$V = 6778.703816 \text{ in}^3$$

$$V = 0,111083 \text{ m}^3$$

Bahan untuk RATB dipilih Stainless Steel SA 167 Grade C (tabel 23-3, perry)

$$f = \text{maximum allowable stress} = 18750$$

$$C = \text{Corrosion factor} = 0.125 \text{ in}$$

$$E = \text{Welded Joint Efficiency} = 0,8$$

Jenis sambungan = "double Welded Butt Joint"

(App. D Brownell and Young)

Tekanan Perancangan

$$P = 1,2 \times P_{\text{operasi}}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{design}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{design}} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= \frac{\sum \rho_i \cdot F_{vi}}{\sum F_{vi}} \\ &= \frac{2884,5271 \text{ kg/jam}}{2564,6946 \text{ L/jam}} \\ &= 1,12470 \text{ kg/L} \end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho_{\text{campuran}} (\text{kg/m}^3) \times g (\text{m/s}^2) \times \text{Tinggi cairan (m)}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \rho_m \cdot g \cdot h \\ &= 1124.7059 \frac{\text{kg}}{\text{L}} \times 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1.3529 \text{ m} = 14926.5798 \text{ Pa} \\ &= 2,1648 \text{ psia} \end{aligned}$$

Tebal shell

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,4P} + C \\ &= \frac{5,5378 \text{ psi} \times 33 \text{ in}}{18750 \times 0,8 - 0,4 \times 5,5378 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0.137181 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka digunakan ketebalan plat 3/16 in (Brownell & Young p.88, table 5-6)

Menentukan tebal head

Dipilih bentuk head "Torispherical flanged & dished head" (Brownell and Young, p.138)

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + C$$



Dari tabel 5.7 Brownell and Young ; p.90, OD = 66 in sehingga diperoleh :

$$icr = 4 \text{ in}$$

$$r = 66 \text{ in}$$

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

$$= 1.765504$$

$$th = \frac{5,5378 \text{ psi} \times 1,765504}{2 \times 18750 \times 0,8 - 0,2 \times 5,5378 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,14651 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar 3/16 in (Brownell and Young ; p.88, table 5-6)

Penentuan jarak puncak dengan straight flange

Dari tabel 5-6 Brownell and Young ; p.88

Straight flange antara 1½ - 3½ in

Diambil sf = 2 in

$$ID = OD - 2 \text{ th}$$

$$ID = 66 \text{ in} - 2 \times 0,1875$$

$$= 65,625 \text{ in}$$

(Brownell & Young 1959, p.87)

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr \right)^2}$$

$$b = 11,101549 \text{ in}$$



$$\begin{aligned} OA &= b + sf + t \text{ head} \\ &= 11,101549 \text{ in} + 2 \text{ in} + 0,1875 \text{ in} \\ &= 13,289049 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi tinggi head = 13,289049 in = 0,3375 m

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor} &= \text{tinggi shell} + 2 (\text{tinggi head}) \\ &= 2,5146 \text{ m} + 2 (0,3375 \text{ m}) \\ &= 3,1896 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi larutan dalam reaktor

Luas penampang reaktor (A) :

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi}{4} ID^2 \\ &= \frac{\pi}{4} (65,625)^2 \text{ in} \\ &= 3382,4276 \text{ in}^2 \\ &= 2,1822 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Volume larutan pada bagian shell reaktor

$$\begin{aligned} &= \text{volume larutan dalam reaktor} - \text{volume head bawah} \\ &= 2,6838 \text{ m}^3 - 0,1110 \text{ m}^3 \\ &= 2,5728 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi larutan dalam bagian shell reaktor

$$\begin{aligned} &= \text{volume larutan} / \text{Luas penampang} \\ &= \frac{2,5728 \text{ m}^3}{2,1822 \text{ m}^2} = 4.86250137 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 1,1789 \text{ m}$$

Tinggi larutan dalam shell dan head bawah

$$= \text{Tinggi larutan dalam shell} + \text{Tinggi head bawah}$$

$$= 1,1789 \text{ m} + 1,6668 \text{ m}$$

$$= 2,8457 \text{ m}$$

Volume shell = A x tinggi shell

$$= 2,1822 \text{ m}^2 \times 2,5146 \text{ m}$$

$$= 5,4873 \text{ m}^3$$

Volume reaktor = volume shell + volume head

$$= 5,4873 \text{ m}^3 + 0,1110 \text{ m}^3$$

$$= 5,5983 \text{ m}^3$$

PENGADUK REAKTOR

Dipilih jenis flat blade turbine impeller, karena turbin memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan yang cukup tinggi.

Data pengaduk :

- a. Pengaduk : flat blade turbine
- b. Jumlah sudu (blade) : 6
- c. Jumlah baffle : 4 (terpisah 90^0 satu sama lainnya)
- d. $w_i / D_i = 1/5$
- e. $D_i / D_t = 1/3$
- f. $Z_i / D_i = 3/4$
- g. lebar baffle = $1/10 \text{ ID}$



h. lebar pengaduk = $1/4 D_i$

(tabel 8.2 & Rase, 1977)

Dimana : D_i = diameter pengaduk

D_t = diameter tangki/reaktor

Z_i = jarak pengaduk dari dasar reaktor

w_i = tinggi pengaduk

a). perbandingan diameter pengaduk dengan diameter reactor (D_t)

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

$$D_i = \frac{D_t}{3} = \frac{1,6668m}{3} = 0,5556m$$

b). Perbandingan posisi sudu impeller dengan diameter impeller

$$\frac{Z_i}{D_i} = \frac{3}{4}$$

$$Z_i = \frac{3D_i}{4}$$

$$Z_i = \frac{3 \times 0,5556}{4} = 0,4167 \text{ m}$$

c). Perbandingan tinggi impeller dengan diameter impeller

$$\frac{w}{D_i} = \frac{1}{5}$$

$$w = \frac{1}{5} D_i = \frac{1}{5} \times 0,5556 \text{ m} = 0,111 \text{ m}$$

Jadi tinggi impeller (pengaduk) = 0,3886 m

d). Perbandingan panjang impeller dengan diameter impeller

$$\frac{L}{Di} = \frac{1}{4}$$

$$L = \frac{1}{4} Di = \frac{1}{4} \cdot 0,5556 m = 0,1389 m$$

e). Lebar baffle (w)

$$\begin{aligned} \text{lebar baffle} &= 1/10 ID = 1/10 \times 0,5556 m \\ &= 0,0556 m \end{aligned}$$

Menentukan jumlah pengaduk, kecepatan putaran dan power pengadukan

$$1. \text{ Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID} \quad (\text{Rase, 1977})$$

$$WELH = Zl \times Sg$$

WELH = Water Equivalent Liquid Height

Sg = Specific gravity (fig.8.9. P.345 Rase)

Zl = tinggi cairan pada bagian shell + tinggi head + sf

$$Zl = 1,1790 m + 0,3375 m + 0,0508 m$$

$$Zl = 1,5673 m$$

Densitas air pada suhu 4°C = 998,714 kg/m³

$$Sg = \frac{\text{Densitas campuran}}{\text{Densitas air}}$$

$$= \frac{1124,7059 \text{ kg/m}^3}{998,714 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,1261$$

$$WELH = 1,5673 m \times 1,1261$$



$$= 1,7649 \text{ m} = 69,4843 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{WELH}{D_i} \\ &= \frac{1,7649 \text{ m}}{1,6668 \text{ m}} \\ &= 1,0588 \\ &= 2 \text{ pengaduk} \end{aligned}$$

2. Kecepatan pengaduk

$$\begin{aligned} N &= \frac{600}{\pi * D_i(\text{ft})} \sqrt{\frac{WELH}{2 * D_i(\text{in})}} \\ &= \frac{600}{3,14 * 1,8225 \text{ ft}} \sqrt{\frac{69,4843 \text{ m}}{2 * 21,8750 \text{ in}}} \\ &= 132,0687 \text{ rpm} \\ &= 2,2011 \text{ rps} \end{aligned}$$

Dipakai motor *fixed speed belt (single reduction gear with V belt)* dengan kecepatan putaran standart $N = 130 \text{ rpm}$ (tabel 8.9 Rase). Keuntungan memakai motor jenis ini adalah harganya murah dan mudah mengganti bagian bagian yang rusak.

3. Power pengaduk

$$g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2 \quad (\text{Mc.Cabe.P.253(9-23)})$$

$$\rho = 70,2131 \text{ lb/ft}^3$$

$$N_p = \text{konstanta}$$

$$\mu \text{ campuran} = 1,3354 \text{ cp} = 0,0009 \text{ lb/ft.dtk}$$



H2O	1721.7631	1	60-25	1721.7631	- 60261.7085
HCl	3.4435	1.268	60-25	4.366358	-152.82253
AMG	11.4784	0.504	60-25	5.7851136	- 202.478976
Total	2884.5270			2428.6547	85002.9133

Menghitung panas reaksi 298°K

$$\Delta H_R = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

Komponen	ΔH_f (kkal/gmol)
(C6H10O5)n	-235.51
H2O	-68.3875
C6H12O6	-304.26

$$\Delta H_R = -365,5 \text{ kkal/Kgmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^{0} 298 &= \Delta H_R \cdot X_A \cdot F_{AO} \\ &= -365,5 \times 0,8 \times 7,0854 \\ &= -2054,766 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

menghitung ΔH_1 yang berasal dari umpan keluar dari reaktor

Komponen	Massa, kg/jam	C_p , kkal/kg °C	T2-T1	M * Cp	ΔH_1
C6H12O6	1020.3040	0.275	60-25	280.5836	9820.426
(C6H10O5)n	229.5684	0.607	60-25	139.3480188	4877.180658
H2O	1619.7327	1	60-25	1619.7327	56690.6445
HCl	3.4435	1.268	60-25	4.366358	152.82253
AMG	11.4784	0.504	60-25	5.7851136	202.478976
Total	2884.5270			2049.8158	71743.5527



H2O	1721.7631	1	60-25	1721.7631	60261.7085
HCl	3.4435	1.268	60-25	4.366358	-152.82253
AMG	11.4784	0.504	60-25	5.7851136	-
Total	2884.5270			2428.6547	85002.9133

Menghitung panas reaksi 298°K

$$\Delta H_R = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

Komponen	ΔH_f (kkal/gmol)
(C6H10O5)n	-235.51
H2O	-68.3875
C6H12O6	-304.26

$$\Delta H_R = -365,5 \text{ kkal/Kgmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^{0} 298 &= \Delta H_R \cdot X_A \cdot F_{AO} \\ &= -365,5 \times 0,8 \times 7,0854 \\ &= -2054,766 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

menghitung $\Delta H1$ yang berasal dari umpan keluar dari reaktor

Komponen	Massa, kg/jam	Cp, kkal/kg °C	T2-T1	M * Cp	$\Delta H1$
C6H12O6	1020.3040	0.275	60-25	280.5836	9820.426
(C6H10O5)n	229.5684	0.607	60-25	139.3480188	4877.180658
H2O	1619.7327	1	60-25	1619.7327	56690.6445
HCl	3.4435	1.268	60-25	4.366358	152.82253
AMG	11.4784	0.504	60-25	5.7851136	202.478976
Total	2884.5270			2049.8158	71743.5527

$$\begin{aligned} Q &= \Delta H_r = \Delta H_{298} + \Delta H_R + \Delta H_P \\ &= -85002.9133 + -2054,766 + 71743.5527 \\ &= -15314,1266 \quad (\text{reaksi eksotermis}) \end{aligned}$$

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
Umpan masuk	85002.9133	Produk keluar	71743.5527
Panas reaksi	2054,766	Panas pendinginan	15314,1266
Total	87057,6793	Total	87057,6793

DESAIN COIL PENDINGIN REAKTOR

Panas total yang terjadi di dalam reactor :

$$\begin{aligned} \Delta H_T &= \text{panas reaksi} + \text{panas yang hilang ke udara} \\ &= -1.5314,12663 \text{ kkal/jam} + 0 \\ &= -1.5314,12663 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Reaksi berjalan eksotermis, ΔH_T adalah merupakan beban panas yang harus diserap oleh pendingin. Pendingin yang digunakan adalah "Coil Pendingin" dengan media pendingin adalah air. (Faith Keyes, p.563)

(Groggins) (us patent 2856419)

Suhu air pendingin masuk = 30°C

Suhu air pendingin keluar = 50°C

$$\Delta T = (50 - 30) \text{ °C} = 20\text{°C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ kkal/kg °C}$$

$$\rho \text{ air} = 998 \text{ kg/m}^3$$

W = jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$W = \frac{Q(\text{Beban Panas})}{C_p \cdot \Delta T}$$



$$\begin{aligned} &= \frac{1.5314,12663 \text{ kcal / jam}}{1 \text{ kcal / kg}^\circ\text{C} \cdot 20^\circ\text{C}} \\ &= 765,7063316 \text{ kg/jam} \\ &= 1688,382461 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Kecepatan volumetric air pendingin (Q_v)

$$\begin{aligned} Q_v &= \frac{w}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{765,7063316 \text{ kg / jam}}{998 \text{ kg / m}^3} \\ &= 0.767240813 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.000213122 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Menentukan diameter minimum coil

Aliran dalam tube, untuk air kecepatannya sekitar (1,5 s/d 2,5)m/s. Dipilih 2,5 m/s

(Coulson, 1983 P.534)

Luas penampang aliran :

$$A = \frac{Q}{V} = \frac{\pi}{4} ID^2$$

$$ID = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot V}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0,00021 \text{ m}^3 / \text{s}}{3,14 \times 2,5 \text{ m / s}}}$$

$$= 0,0104 \text{ m}$$

$$= 0,4101 \text{ in}$$

Dari table 11 Kern, diperoleh



Sch No = 40

IPS = 0,5 in

OD = 0,84 in

ID = 0,622 in

$A' = 0,304 \text{ in}^2 = 0,0021 \text{ ft}^2$

Surface per in ft OD = $0,22 \text{ ft}^2/\text{ft}$

ID = $0,163 \text{ ft}^2/\text{ft}$

Luas perpindahan panas (A)



Suhu masuk reaktor = $60 \text{ }^\circ\text{C}$ $T1 = 140^\circ\text{F}$

Suhu keluar reaktor = $60 \text{ }^\circ\text{C}$ $T2 = 140^\circ\text{F}$

Suhu pendingin masuk = $30 \text{ }^\circ\text{C}$ $t1 = 86^\circ\text{F}$

Suhu pendingin keluar = $50 \text{ }^\circ\text{C}$ $t2 = 122^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 LMTD &= \frac{(T2 - t1) - (T1 - t2)}{\ln \frac{(T2 - t1)}{(T1 - t2)}} \\
 &= \frac{(140 - 86) - (140 - 122)}{\ln \frac{(140 - 86)}{(140 - 122)}} \\
 &= 32,7686^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Perhitungan pada pendingin



Diambil $D_{\text{spiral koil}} = 80\%$ (Diameter tangki)

Diambil $D_{\text{spiral koil}} = 52,5$ in

$$hio_{\text{koil}} = hio_{\text{pipa}} \left(1 + 3.5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiral koil}}} \right)$$

$hio_{\text{koil}} = 1789,829099$ Btu/ft²jF

Menentukan harga ho :

$$ho = 0.87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{Lp^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

$ho = 675,1261$ Btu/jft²F

Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Overall

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

$$Uc = \frac{675,1261 \text{ Btu} / \text{J} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot 1789,829099 \text{ Btu} / \text{J} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}{(675,1261 \text{ Btu} / \text{J} \cdot \text{ft}^2 + 1789,829099 \text{ Btu} / \text{J} \cdot \text{ft}^2)}$$

$Uc = 490,2159421$ Btu/jft²F

Kecepatan air 2,5 m/s = 8,2 ft/s dari table 12 Kern diambil harga

$Rd_{\text{min}} = 0,001$ ft².J.°F/Btu

$$hd = \frac{1}{Rd_{\text{min}}} = 1000 \text{ Btu/jft}^2\text{F}$$

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

$Ud = 328.9563132$ Btu/jft²F

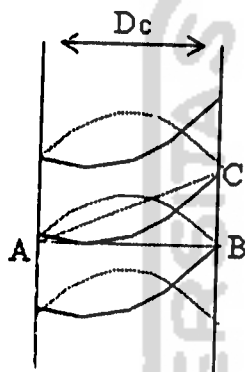
Menghitung luas bidang transfer

$$A = \frac{Q}{Ud \cdot LMTD}$$

$$A = 1,42067 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa koil} &= \frac{A}{a''} \\ &= 6,4576 \text{ ft}^2 \\ &= 1,9683 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan jumlah lengkungan koil



$$D_c = 0.80 * (\text{ID tangki reaktor})$$

$$D_c = 52,5 \text{ in} = 4,375 \text{ ft}$$

$$AB = D_c \quad BC = x$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

$$AC = \sqrt{(D_c)^2 + x^2}$$

$$\text{busur AB} = \frac{1}{2}\pi D_c$$

$$\text{busur AC} = \frac{1}{2}\pi AC$$

$$\text{Diambil : } x = 0.5 \text{ OD}$$

$$x = 0.42 \text{ in}$$

Keliling dua lingkaran lengkungan koil, K_{lilitan} adalah :

$$K_{\text{lilitan}} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi(AC)$$



$$K_{\text{lilitan}} = \frac{1}{2}\pi(Dc) + \frac{1}{2}\pi((Dc^2+x^2)^{1/2})$$

$$K_{\text{lilitan}} = 13.74468 \text{ ft}$$

Jumlah lengkungan koil :

$$N = \frac{L}{KL} = \frac{6,4576 \text{ ft}^2}{13,74468 \text{ ft}}$$

$$= 0,4698$$

$$= 1 \text{ lilitan}$$

Menentukan diameter pipa optimum

Untuk aliran turbulen, $Re > 2100$

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \cdot F_v^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhause, p.496})$$

Untuk aliran viscous, $Re < 2100$

$$D_{i \text{ opt}} = 3,0 \cdot F_v^{0,36} \cdot \mu^{0,18} \quad (\text{Timmerhause, p.496})$$

Dimana ;

$D_{i \text{ opt}}$ = diameter pipa optimum, in

F_v = kecepatan aliran massa fluida, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

m = viscositas fluida, cP