

PRA RENCANA PABRIK

**SYRUP GLUKOSA DARI TEPUNG TAPIOKA
DENGAN PROSES HIDROLISA ENZIM
KAPASITAS PRODUKSI 25.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN ALAT UTAMA EVAPORATOR

SKRIPSI

Disusun Oleh :

ALVA BRILLIANA ROHIMAWATI

1014922



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2012**

0113

RECEIVED
RECEIVED
RECEIVED
RECEIVED

RECEIVED
RECEIVED
RECEIVED
RECEIVED

RECEIVED

RECEIVED

RECEIVED

RECEIVED

RECEIVED
RECEIVED
RECEIVED
RECEIVED
RECEIVED

RECEIVED

HC + kantong Box

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

SYRUP GLUKOSA DARI TEPUNG TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISA ENZIM KAPASITAS PRODUKSI 25.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UTAMA EVAPORATOR

SKRIPSI

**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

Disusun Oleh :

ALVA BRILLLIANA ROHIMAWATI 1014922

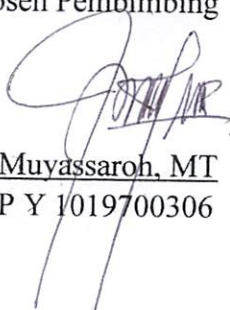
Malang, Pebruari 2012



Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

Menyetujui,
Dosen Pembimbing

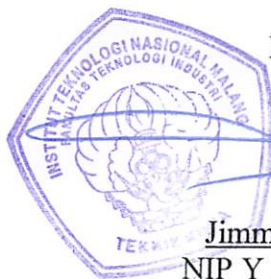

Ir. Muyassaroh, MT
NIP Y 1019700306

BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama : ALVA BRILLIANA ROHIMAWATI
NIM : 1014922
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA
Judul Skripsi : PRA RENCANA PABRIK SYRUP GLUKOSA DARI
TEPUNG TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISA
ENZIM KAPASITAS PRODUKSI 25.000 TON/TAHUN

Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :

Hari : Sabtu
Tanggal : 18 Februari 2012
Nilai : B+



Ketua,

Jimmy, ST, MT
NIP Y 1039900330

Sekretaris,

M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

Anggota Penguji,

Penguji Pertama,

M. Istnaeny Hudha, ST, MT
NIP Y 1030400400

Penguji Kedua,

Rini Kartika Dewi, ST, MT
NIP Y 1030100370

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : ALVA BRILLIANA ROHIMAWATI

NIM : 1014922

Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

PRA RENCANA PABRIK

SYRUP GLUKOSA DARI TEPUNG TAPIOKA DENGAN PROSES HIDROLISA ENZIM KAPASITAS PRODUKSI 25.000 TON/TAHUN PERANCANGAN ALAT UTAMA EVAPORATOR

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Pebruari 2012

Yang membuat pernyataan,

ALVA BRILLIANA ROHIMAWATI

ABSTRAKSI

Sirup glukosa (*Glucose syrup*) adalah sejenis gula termasuk monosakarida dengan rumus molekul $C_6H_{12}O_6$. Sirup glukosa kebanyakan digunakan sebagai bahan baku industri farmasi, industri monosodium glutamat, industri makanan, dan lain-lain. Bahan baku yang digunakan untuk memproduksi sirup glukosa adalah tepung tapioka dari singkong. Tepung tapioka mempunyai banyak kegunaan, antara lain sebagai bahan pembantu dalam berbagai industri. Dibandingkan dengan tepung jagung, kentang, dan gandum atau terigu, komposisi zat gizi tepung tapioka dari singkong cukup baik, karena memiliki kandungan pati paling tinggi diantaranya tepung jagung, kentang, serta sorghum. Proses yang digunakan pada pembuatan sirup glukosa ini adalah proses hidrolisa enzim dengan penambahan enzim α -amylase dan enzim glukoamilase.

Pabrik Sirup glukosa ini direncanakan didirikan di Labuhan Maringgai, Kabupaten Lampung Timur dengan kapasitas produksi sebesar 25.000 ton/tahun dan mulai beroperasi pada tahun 2015. Model operasi yang diterapkan adalah sistem semi batch dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Utilitas yang digunakan meliputi air, steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staf. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan $TCI = \text{Rp. } 381.123.948.887$; $ROI_{AT} = 31 \%$; $IRR = 31 \%$; $POT = 3.27$ tahun; $BEP = 49.60 \%$. Dari hasil ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik Sirup glukosa ini layak untuk didirikan.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah S.W.T., karena hanya dengan nikmat dan karuniaNYA akhirnya kami dapat menyelesaikan Laporan “ Pra Rancang Pabrik Syrup Glukosa Dengan Proses Hidrolisa Enzim Kapasitas 25.000 Ton/Tahun “ dengan baik. Laporan ini merupakan satu syarat dalam menyelesaikan studi tingkat sarjana di lingkungan Institut Teknologi Nasional Malang.

Dalam kesempatan ini, kami ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, MT selaku Rektor ITN Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Nurtjahjono, MT selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri ITN Malang.
3. Bapak Jimmy,ST, MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang
4. Ibu Ir. Muyassaroh, MT selaku dosen pembimbing kami
5. Bapak M. Istnaeny Hudha, ST, MT selaku Dosen Penguji kami.
6. Ibu Rini Kartika Dewi, ST, MT selaku Dosen Penguji kami.
7. Rekan-rekan Teknik Kimia ITN Malang

Penyusun menyadari bahwa laporan yang telah disusun ini masih jauh dari sempurna, karena itu saran dan kritik yang membangun sangat kami harapkan dari pembaca untuk perbaikan di masa mendatang. Akhirnya penyusun berharap semoga laporan pra rancang pabrik ini dapat menambah pengetahuan bagi pembaca.

Malang, Pebruari 2012

Penyusun

DAFTAR ISI

	Hlm
LEMBAR PERSETUJUAN.....	i
BERITA ACARA	ii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR.....	iii
ABSTRAKSI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL	viii
DAFTAR GAMBAR	ix
BAB I PENDAHULUAN	I – 1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	II – 1
BAB III NERACA MASSA	III – 1
BAB IV NERACA PANAS	IV – 1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V – 1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA	VI – 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII – 1
BAB VIII UTILITAS	VIII – 1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	IX – 1
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	X – 1
BAB XI ANALISA EKONOMI	XI – 1
BAB XII KESIMPULAN	XII – 1
DAFTAR PUSTAKA	

APPENDIKS A	APP.A – 1
APPENDIKS B	APP.B – 1
APPENDIKS C	APP.C – 1
APPENDIKS D	APP.D – 1
APPENDIKS E	APP.E – 1

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Tabel Perbandingan kandungan pati berbagai tanaman	I – 3
Tabel 1.2	Tabel Perkembangan impor sirup glukosa di indonesia ..	I – 8
Tabel 1.3	Tabel Perkembangan sirup glukosa di Indonesia	I – 8
Tabel 2.1	Tabel Perbandingan bahan baku	II – 8
Tabel 2.2	Perbandingan kondisi operasi pada proses hidrolisa	II – 8
Tabel 7.1.	Alat-alat Kontrol Pada Peralatan Proses	VII – 2
Tabel 7.2.	Alat-alat Keselamatan Kerja pada pabrik Bioethanol	VII – 6
Tabel 9.1	Perkiraan Luas pabrik sirup glukosa	IX – 14
Tabel 10.4.1.	Jadwal Kerja Karyawan	X – 12
Tabel 10.5.1.	Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja	X – 13
Tabel 10.9.1.	Daftar Gaji Karyawan Pabrik Bioethanol	X – 19
Tabel D.1.	Kebutuhan Steam pada Peralatan	APP D – 2
Tabel D.2.	Kebutuhan Air Pendingin pada Peralatan	APP D – 7
Tabel D.3.	Kebutuhan Air Proses pada Peralatan	APP D – 8
Tabel D.4.	Kebutuhan Total Air	APP D – 8
Tabel D.5.	Pemakaian Listrik pada Peralatan Proses	APP D – 70
Tabel D.6.	Pemakaian Listrik pada Daerah Pengolahan Air	APP D – 71
Tabel D.7.	Pemakaian Listrik untuk Penerangan	APP D – 72
Tabel E.1.	Tabel Indeks Harga Alat	APP E – 2
Tabel E.2.	Harga Peralatan Proses	APP E – 4
Tabel E.3.	Harga Peralatan Utilitas	APP E – 6
Tabel E.4.	Daftar Gaji Pegawai	APP E – 7

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Proses umum pembuatan sirup glukosa dari tepung tapioka.....	I I– 1
Gambar 2.2	Diagram Alir Proses Pembuatan Sirup Glukosa Dengan Hidrolisa Asam	II – 3
Gambar 2.3	Diagram Alir Proses Pembuatan Sirup Glukosa Dengan Hidrolisa Asam - Enzim	II – 5
Gambar 2.4	Diagram Alir Proses Pembuatan Sirup Glukosa Dengan Hidrolisa Enzim	II – 7
Gambar 9.1	Peta Lokasi Pabrik Bioethanol	IX – 7
Gambar 9.2	Denah Pabrik Bioethanol	IX – 9
Gambar 9.3	<i>Lay Out Pilot Plant</i> Peralatan Proses	IX – 12
Gambar 10.3.1.	Struktur Organisasi Pabrik Syrup Glukosa	X – 21
Gambar 11.6.1.	<i>Break Event Point</i> Pabrik Syrup Glukosa	XI – 7
Gambar E.1.	Grafik Hubungan Indeks Harga Alat	APP E – 2

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Salah satu kebutuhan pokok masyarakat dunia adalah gula. Peningkatan kebutuhan gula di dunia pada umumnya dan di Indonesia pada khususnya dipengaruhi oleh bertambahnya jumlah penduduk dan berkembangnya industri makanan dan minuman yang membutuhkan gula sebagai bahan pemanis. Selain itu gula juga digunakan sebagai bahan baku di industri farmasi. Berdasarkan bahan baku, salah satu gula yang banyak diproduksi adalah gula tebu.

Sirup glukosa (*Glucose syrup*) adalah sejenis gula termasuk monosakarida dengan rumus molekul $C_6H_{12}O_6$. Di Indonesia sampai saat ini sudah banyak yang memproduksi sirup glukosa. Namun demikian seiring berjalannya waktu, perkembangan industri makanan dan farmasi begitu pesat. Kebutuhan akan sirup glukosa juga semakin meningkat. Hingga saat ini untuk menutupi kebutuhan dalam negeri Indonesia masih mengimpor dari beberapa negara tetangga seperti, Jepang, Singapura, Zimbabwe, Amerika Serikat, Belanda, Perancis, Jerman dan lain-lain. Sehubungan dengan hal tersebut sangat tepat jika pemerintah mengambil kebijaksanaan yang pada hakekatnya bertujuan untuk mengurangi ketergantungan terhadap negara lain dalam memenuhi kebutuhan masyarakat yaitu dengan membangun industri-industri yang dapat mengganti peranan bahan import.

Untuk mengatasi hal tersebut, maka produksi gula dalam negeri perlu ditingkatkan dengan mencari alternatif bahan baku lain untuk menggantikan tebu. Gula alternatif yang diproduksi antara lain dapat berupa gula sintetis seperti sakarin, stearin, dan siklambat. Akan tetapi saat ini gula sintetis telah dilarang untuk diproduksi karena dapat mengganggu kesehatan, sehingga pemanis yang berasal dari bahan alami sangat diperlukan. Gula yang berasal dari bahan alami yang terbuat dari bahan organik seperti sirup glukosa, fruktosa, maltosa, sorbitol, xilitol, dan sebagainya. Bahan baku yang banyak digunakan untuk pembuatan pemanis alami, antara lain ubi jalar, ubi kayu, sagu, pati jagung dan lain sebagainya (Liu, 2005 dalam Cui, 2005).

Salah satu langkah yang diambil dalam rangka peningkatan produksi gula adalah dengan memproduksi sirup glukosa dari tepung tapioka. Indonesia mampu menghasilkan rata-rata 15 sampai 16 juta ton tapioka dari industri tapioka yang berlokasi di Sumatra, Jawa, dan

Sulawesi. Tepung tapioka mempunyai banyak kegunaan, antara lain sebagai bahan pembantu dalam berbagai industri. Dibandingkan dengan tepung jagung, kentang, dan gandum atau terigu, komposisi zat gizi tepung tapioka dari singkong cukup baik, karena memiliki kandungan pati paling tinggi diantaranya tepung jagung, kentang, serta sorghum. Pati singkong mengandung 83% amilopektin (Friedman, 1950; Gliksman, 1969 dikutip Odigboh, 1983 dalam Chan, 1983). Tapioka yang diolah menjadi sirup glukosa dan destrin sangat diperlukan oleh berbagai industri, antara lain industri kembang gula, penggalangan buah-buahan, pengolahan es krim, minuman dan industri peragian. Tapioka juga banyak digunakan sebagai bahan pengental, bahan pengisi dan bahan pengikat dalam industri makanan, seperti dalam pembuatan puding, sop, makanan bayi, es krim, pengolahan sosis daging, industri farmasi, dan lain-lain.

Glukosa (khususnya dalam bentuk sirup) sangat diperlukan dalam proses produksi bahan makanan, misalnya dalam pembuatan permen, biskuit, es krim, bumbu masak, sirup, kecap dan sebagainya. Di Indonesia, industri glukosa mulai berkembang pada tahun 1980-an. Beberapa perusahaan glukosa yang memiliki kapasitas produksi cukup besar adalah PT. Raya Sugarindo Inti, Tasikmalaya (30.000 ton/tahun), PT. Sorini Agro Asia, Pasuruan (30.000 ton/tahun), PT. Bangun Chemindo Perkasa, Serang (96.000 ton/tahun), PT. Puncak Gunung Mas (Jakarta), PT. Sama Satya Pasifik (Sidoarjo), PT. Gunung Madu Plantition (Lampung), *Indonesian Maltose Industry* (Bogor), PT. Prima Karsa Utama (Surabaya), dan PT. Trebor Indonesia, Jakarta (17.500 ton/tahun). Namun kapasitas produksi beberapa perusahaan glukosa tersebut masih relatif kecil jika dibandingkan dengan impor glukosa ke Indonesia pada beberapa tahun terakhir. Atau dengan kata lain, kebutuhan glukosa negeri ini masih belum dapat dipenuhi oleh perusahaan dalam negeri.

1.2. Pati (*starch*)

Bahan utama dalam proses pembuatan gula atau pemanis yang aman bagi kesehatan adalah pati (*starch*). Pati merupakan salah satu bentuk dari polisakarida yang merupakan suatu polimer yang tersusun dari monomer-monomer monosakarida, seperti glukosa, fruktosa dan galaktosa. Rumus molekul dari pati (*starch*) dapat dituliskan sebagai $-[C_6H_{10}O_5]_n-$. Beberapa jenis tumbuhan mengandung starch, antara lain singkong (*cassava*), jagung, kentang, gandum, sorghum dan lain sebagainya. Kandungan pati yang terdapat didalam tumbuhan tersebut memiliki karakteristik yang berbeda-beda satu sama lain.

Pati umumnya terdiri dari dua polisakarida yaitu *Amylopectine* dan *Amylosa*. *Amylopectine* adalah suatu polisakarida dengan rantai bercabang yang terdiri dari ikatan rantai

pendek $\alpha(1 - 4)$ D – glukosa dan cabang berupa ikatan $\alpha(1 - 6)$ D – glukosa. Amilopektin merupakan fraksi yang larut dalam air (*soluble starch*) serta memberikan warna violet pada tes dengan iodine. Berat molekul amilopektin antara 50.000 sampai 10.000.000. Sedangkan *Amylosa* merupakan suatu polisakarida dengan ikatan lurus tanpa cabang yang tersusun dari ikatan $\alpha(1 - 4)$ D – glukosa. Amilosa merupakan fraksi yang tidak larut (*insoluble starch*) dan memberikan warna biru dengan iodine. Berat molekul amilosa bervariasi antara 10.000 sampai 1.000.000.

Pati dari beberapa tanaman dibedakan berdasarkan kandungan *Amylopectine* dan *Amylosa* yang ada didalamnya. Berikut ini adalah tabel perbandingan pati yang dihasilkan oleh beberapa tanaman.

Tabel 1.1. Tabel perbandingan kandungan pati pada beberapa Tanaman

Sumber	Kandungan Pati
Biji gandum	67 %
Beras	89 %
Jagung	57 %
Biji sorghum	72 %
Kentang	75 %
Ubi jalar	90 %
Singkong	87 %

Sumber : Liu (2005) dalam Cui (2005)

1.3. Glukosa

Glukosa merupakan unit terkecil dalam rantai pati yang merupakan hasil proses fotosintesis. Glukosa adalah satuan terkecil dari polisakarida yang termasuk dalam golongan monosakarida. Glukosa memiliki rumus molekul $C_6H_{12}O_6$ yang merupakan jenis monosakarida yang mengandung gugus aldehyd. Sering dijumpai dalam bentuk D–glukosa, karena memutar bidang polarisasi cahaya kearah kanan.

Glukosa biasa dijumpai sebagai monomer bebas pada buah – buahan dan darah, glukosa juga dapat diperoleh dari hidrolisa pati (*starch*) dengan menggunakan asam ataupun biokatalisator berupa enzim.

1.4. Karakteristik Bahan Baku dan Produk

1.4.1. Karakteristik Bahan Baku

Tepung tapioka

Tepung tapioka adalah pati yang diperoleh dari ekstraksi ubi kayu melalui proses pamarutan, pemerasan, penyaringan, pengendapan pati, dan pengeringan.

Komposisi (berdasarkan 100 gram tepung tapioka) :

- Pati : 86,9%
- Protein : 0,4%
- Lemak : 0,3%
- Air : 12%
- Serat : 0,4%^m

Sifat-sifat fisika dan kimia :

- Fase : padat
- Kecerahan : 98.2 %
- Kelembaban : 12.67 %
- pH : 4.4
- pati : 86.45 %
- serat : 0.09 %
- abu : 0.17 %

(Parlindungan, 2005)

- Berbentuk padatan (bubuk)
- Berwarna putih
- Daya rekatnya tinggi

Salah satu jenis polisakarida yang terkandung di dalam tepung tapioka adalah pati sebesar 86.9 %. Pati merupakan butiran atau granula yang berwarna putih mengkilat, tidak berbau, dan tidak mempunyai rasa. Granula pati mempunyai bentuk dan ukuran yang beranekaragam, tetapi pada umumnya berbentuk bola atau elips. Perbandingan jumlah amilosa dan amilopektin berbeda-beda dalam setiap jenis pati. Apabila kadar amilosa tinggi maka akan bersifat kering, kurang lekat, dan cenderung menyerap air lebih banyak (higroskopik). Sifat pati tidak larut dalam air, namun bila suspensi pati dipanaskan akan terjadi gelatinasi setelah mencapai suhu tertentu (90° – 105°). Hal ini disebabkan oleh

pemanasan energi kinetik molekul-molekul air yang menjadi lebih kuat daripada daya tarik menarik antara molekul pati dalam granula, sehingga air dapat masuk ke dalam pati dan akan mengembang, dan dapat pecah. Perubahan inilah yang disebut dengan gelatinasi.

1.4.2. Karakteristik Bahan Penunjang

1. Enzim liquifikasi

- Jenis : α -amylase
- Suhu optimal : 90-95 °C
- Lama operasi : 2-3 jam
- pH operasi : 6

2. Enzim sakarifikasi

- Jenis : glukoamylase
- Fase : padat
- Sumber : *Rhizopus sp.*
- Konsentrasi : > 30 U/mg padatan
- x-amylase : < 0,00003 %

(www.genzdiagnostic.com)

- Suhu optimal : 60 °C
- Lama operasi : 48-72 jam
- pH operasi : 4 - 4,5

3. CaCl₂ konsentrasi 10 %

Sifat –sifat Fisika :

- Berwarna putih atau putih keabu-abuan
- Tidak berbau
- Titik leleh : 772 °C
- Berat molekul : 110,98
- Densitas larutan bergantung pada suhu

Sifat-sifat Kimia :

- Larut dalam air

Fungsi :

- Digunakan sebagai activator

4. HCl 32 %

Sifat- sifat fisika :

- Tidak berwarna
- Tidak berbau
- Titik leleh : -74°C
- Titik didih : 53°C
- Berat molekul : 36,46
- *Specific gravity* : 1,18

Sifat Kimia :

- Larut dalam air, alkohol, dan benzene

Fungsi :

- Digunakan untuk menurunkan pH

5. Karbon aktif

- Memiliki daya adsorptivitas yang tinggi
- *Internal surface area* rata – rata sebesar 10000 ft² per gram
- Densitas berkisar antara 0,08 – 0,5

Fungsi :

- Digunakan untuk pemucatan

6. Air

- Fase : cair
- Rumus molekul : H_2O
- Densitas : 1 kg/liter
- Titik didih : 100 C pada 1 atm
- Titik leleh : 0 C pada 1 atm
- Kapasitas panas : 0.99 kkal/kg C

(Yaws, 1999)

I.4.3. Karakteristik Produk

Sirup glukosa

Sifat- sifat Fisika:

- Rumus molekul : $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$
- Berat Molekul : 180 kg/ kgmol
- Densitas : 1,54 g/mL

(Wikipedia,2008)

- Fase : cair
- Kadar zat padat : 40 %

(Thai Foods Product International Co., Ltd, 2008)

- *Melting point* : 146 °C
- *Specific gravity* : 1,381-1,387

Sifat-sifat Kimia:

- Larut dalam alkohol
- Larut dalam air
- Reduktor kuat
- Bereaksi dengan larutan Fehling dan Tollens

1.5. Pemanfaatan Glukosa

Pemanfaatan glukosa di dalam industri (khususnya dalam bentuk sirup) sangat diperlukan dalam proses produksi bahan makanan, misalnya dalam pembuatan permen, biskuit, es krim, bumbu masak, sirup, kecap dan sebagainya. Dalam industri permen, glukosa selain digunakan sebagai pelindung agar kembang gula yang dihasilkan tidak mudah meleleh sehingga dapat dibentuk, juga sebagai bahan pengawet dan untuk memberikan rasa manis. Begitu juga dalam industri selai, fondan dan produk fermentasi lainnya, glukosa dimanfaatkan sebagai bahan pengawet dan pemanis. Glukosa juga digunakan sebagai substituen, karena produk ini mengandung karbohidrat atau gula pereduksi, misalnya dalam industri fermentasi (alkohol). Dalam industri farmasi, glukosa juga sangat dibutuhkan, khususnya dalam pembuatan larutan infus. Selain itu hidrogenasi dekstrosa di bawah pengaruh katalisator tertentu dapat menghasilkan sorbitol yang diperlukan sebagai formulasi makanan penderita kencing manis dan digunakan juga sebagai bahan campuran pasta gigi.

1.6. Perkiraan Kebutuhan Glukosa dan Penentuan Kapasitas Pabrik

Salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian pabrik sirup glukosa adalah kapasitas pabrik. Pabrik Sirup Glukosa dengan bahan baku tepung tapioka ini direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2015, dengan mengacu pada memenuhi kebutuhan sirup glukosa di Indonesia agar tidak lagi impor dari negara lain dan memenuhi kebutuhan untuk ekspor sirup glukosa.

Berikut ini adalah data impor, ekspor, dan produksi Sirup Glukosa untuk tahun 2005 – 2009 :

Tabel 1.2. Perkembangan impor Sirup Glukosa di Indonesia

Tahun	Berat Bersih (kg)	Perkembangan
2005	4814153	0
2006	2317741	-0.518556847
2007	3218220	0.388515801
2008	2834765	-0.11915127
2009	3578520	0.262369191
Perkembangan rata-rata (i)		0.2935375

(Sumber : BPS, 2010)

Tabel diatas memperlihatkan besarnya impor sirup glukosa di Indonesia selama 5 tahun terakhir yaitu dari tahun 2005-2009. Dari data di atas terlihat bahwa perkembangan impor sirup glukosa di Indonesia 5 tahun terakhir ini cukup fluktuatif. Dan didapatkan nilai rata-rata sebesar 3352679 kg/tahun atau 3352,679 ton/tahun. Dapat dikatakan impor Indonesia untuk sirup glukosa dari negara lain masih cukup tinggi.

Perhitungan perkiraan perkembangan import syrup glukosa di tahun 2015 :

$$\begin{aligned} F_{2015} &= F_0 (1 + i)^n \\ &= 3578,520 (1 + 0.2935375)^6 \\ &= 3,578.524685 \text{ ton} \end{aligned}$$

Tabel 1.3. Perkembangan produksi Sirup Glukosa di Indonesia

Tahun	Berat Bersih (kg)	Perkembangan
2005	35424952	0
2006	36685653	0.035587938
2007	24045622	-0.344549707
2008	35756437	0.487024831
2009	23677458	-0.337812713
Perkembangan rata-rata (i)		0.113984055

(Sumber : BPS, 2010)

Tabel diatas memperlihatkan besarnya produksi sirup glukosa di Indonesia selama 5 tahun terakhir yaitu dari tahun 2005-2009. Dari data di atas terlihat bahwa perkembangan produksi sirup glukosa di Indonesia 5 tahun terakhir ini juga cukup fluktuatif. Dan didapatkan nilai rata-rata sebesar 31118024 kg/tahun atau 31118,024 ton/tahun. Produksi sirup glukosa di Indonesia sebenarnya sudah cukup besar, tetapi ternyata belum bisa menutupi kebutuhan di Indonesia. Terlihat dari impor Indonesia untuk sirup glukosa masih cukup tinggi.

Perhitungan perkiraan perkembangan produksi sirup glukosa di tahun 2015 :

$$\begin{aligned} F_{2015} &= F_0 (1 + i)^n \\ &= 23,677,458 (1 + 0.113984055)^6 \\ &= 23,677.45991 \text{ ton} \end{aligned}$$

Penentuan kapasitas pabrik didasarkan pada pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan akan sirup glukosa dalam negeri dan meningkatkan ekspor. Peningkatan ekspor akan meningkatkan perolehan devisa negara. Berdasarkan perhitungan diasumsikan bahwa kebutuhan sirup glukosa sampai tahun 2015 = 27,255.9846 ton. Sehingga diputuskan bahwa akan dibangun pabrik sirup glukosa pada tahun 2013 dan akan mulai beroperasi dan berproduksi pada tahun 2015 dengan kapasitas produksi 25000 ton/tahun. Pabrik beroperasi secara kontinyu selama 24 jam per hari dan 330 hari per tahun.

1.7 Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi perusahaan merupakan hal yang penting dalam menentukan kelancaran usaha. Hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam penentuan lokasi suatu pabrik meliputi biaya operasional, ketersediaan bahan baku dan penunjang, sarana dan prasarana, dampak sosial, dan studi lingkungan.

Lokasi yang dipilih untuk pendirian Pabrik Sirup Glukosa adalah wilayah Sumatra, tepatnya yaitu Provinsi Lampung. Pertimbangan alasan pemilihan lokasi ini antara lain :

1. Sumber bahan baku

Sebagian besar produksi tepung tapioka terdapat di beberapa wilayah di Indonesia, antara lain Surabaya, Bogor, Indramayu dan Tasikmalaya. Tetapi 70% produksi tepung tapioka dihasilkan dari Pulau Sumatra, sedangkan 30% merupakan produksi Pulau Jawa dan Sulawesi. Salah satunya wilayah di Sumatra yang berpotensi memproduksi tepung tapioca adalah Lampung.

2. Pemasaran

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

3. Penyediaan listrik

Penyediaan kebutuhan listrik direncanakan akan disuplai secara eksternal dari PLN Lampung.

4. Penyediaan Air

Didalam perencanaan pabrik ini, air diperlukan untuk memenuhi kebutuhan-kebutuhan selama berlangsungnya proses produksi. Air tersebut dipergunakan sebagai air proses, air sanitasi dan air umpan *boiler*. Kebutuhan akan air ini diperoleh dari Sungai Wai Seputih .

5. Fasilitas transportasi

Di Kabupaten Lampung, sistem transportasi untuk mengangkut bahan baku dan produk telah tersedia dengan baik. Lampung merupakan wilayah yang strategis karena terletak di Sumatera bagian paling selatan dan merupakan wilayah pelabuhan (berbatasan dengan Selat Sunda). Lokasi pabrik direncanakan pula dekat dengan jalan raya. Hal ini memudahkan dalam proses distribusi bahan baku maupun produk.

6. Tenaga Kerja

Tenaga kerja sebagian besar akan diambil dari penduduk sekitar. Karena lokasinya cukup dekat dengan pemukiman penduduk, selain dapat memenuhi kebutuhan tenaga kerja juga dapat membantu meningkatkan taraf hidup penduduk sekitarnya.

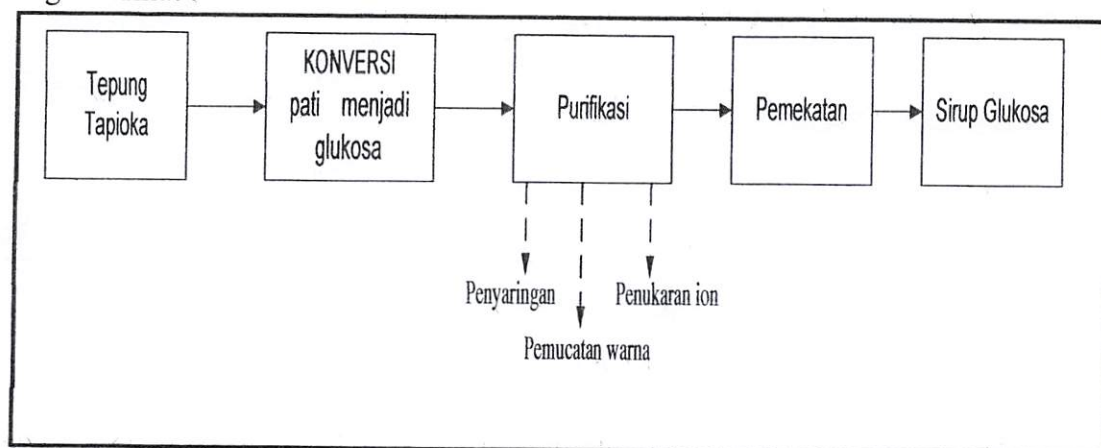
BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Produksi sirup glukosa dari tepung tapioka melalui tiga tahapan pokok sebagai berikut:

- Tahap persiapan bahan baku tepung tapioka.
- Tahap hidrolisa pati (gugus polisakarida) menjadi monosakarida (dekstrin, glukosa, maltosa).
- Tahap pemurnian produk, meliputi penyaringan, pemucatan warna, penukaran ion, dan pemekatan.

Diagram blok proses produksi sirup glukosa dari tepung tapioka secara umum adalah sebagai berikut :



Gambar 2.1. Proses Umum Pembuatan Glukosa dari tepung tapioca

2.1. Macam-macam Proses

Dalam pembuatan sirup glukosa, prinsip yang paling utama adalah hidrolisa pati menjadi glukosa. Dalam perkembangannya, dikenal beberapa metode untuk menghidrolisa pati menjadi glukosa, yaitu :

1. Hidrolisa dengan asam
2. Hidrolisa dengan asam-enzim
3. Hidrolisa dengan enzim

2.1.1. Hidrolisa dengan asam

Proses hidrolisa pati dengan katalis asam adalah suatu proses hidrolisa pati dengan penambahan asam klorida (HCl), asam sulfat (H_2SO_4) atau asam oksalat ($\text{H}_2\text{C}_2\text{O}_4$) untuk menghasilkan sirup glukosa yang kemudian dikristalisasi menjadi dextrosa monohidrat (D-glukosa). Pada prinsipnya, jika suatu polisakarida direaksikan dengan asam encer pada

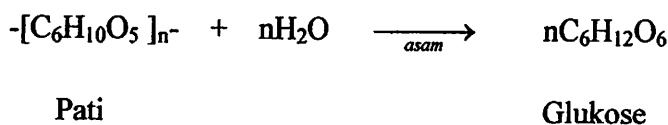
temperatur tinggi, maka molekul polisakarida akan mengalami hidrolisa. Fungsi dari penambahan asam adalah sebagai katalisator.

Adapun mekanisme dari proses hidrolisa dengan katalis asam adalah sebagai berikut :

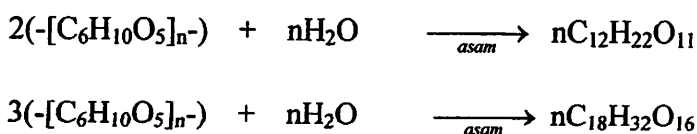
- Pati diliquifikasi dengan air panas dalam suatu tangki pengaduk dengan kandungan bahan kering sekitar 35-45%.
- Menambahkan katalis asam (dapat menggunakan asam klorida(HCl), asam sulfat(H₂SO₄) atau asam oksalat(H₂C₂O₄)) kedalam tangki penampung sampai dengan pH sekitar 1,8-1,9. Hidrolisis ini terjadi pada suhu 160° C dengan tekanan 30-45 psi.
- Setelah proses hidrolisis selesai ditambahkan karbon aktif sebesar 60% dari berat kering bahan. Hidrolisa yang telah jernih dipisahkan antara filtrat dan sludge.
- Filtrat hasil pemisahan dimasukkan dalam alat penukar kation dan anion untuk demineralisasi.
- Hasil dari demineralisasi diuapkan pada evaporator single effect sampai mencapai sekitar 75-85% dari bahan kering.
- Kemudian dikristalkan pada tahap kristalisasi dan disentrifugasi untuk memisahkan mother liquor dan kristal glukosa yang telah terbentuk. Harga DE (Dextrosa Equivalent) pada sirup yang terbentuk kurang lebih 55 %. Pada proses ini diperoleh yield maksimal sekitar 86%.

Reaksi yang terjadi:

1. Reaksi utama



2. Reaksi samping



(Riegel's, , 1979)

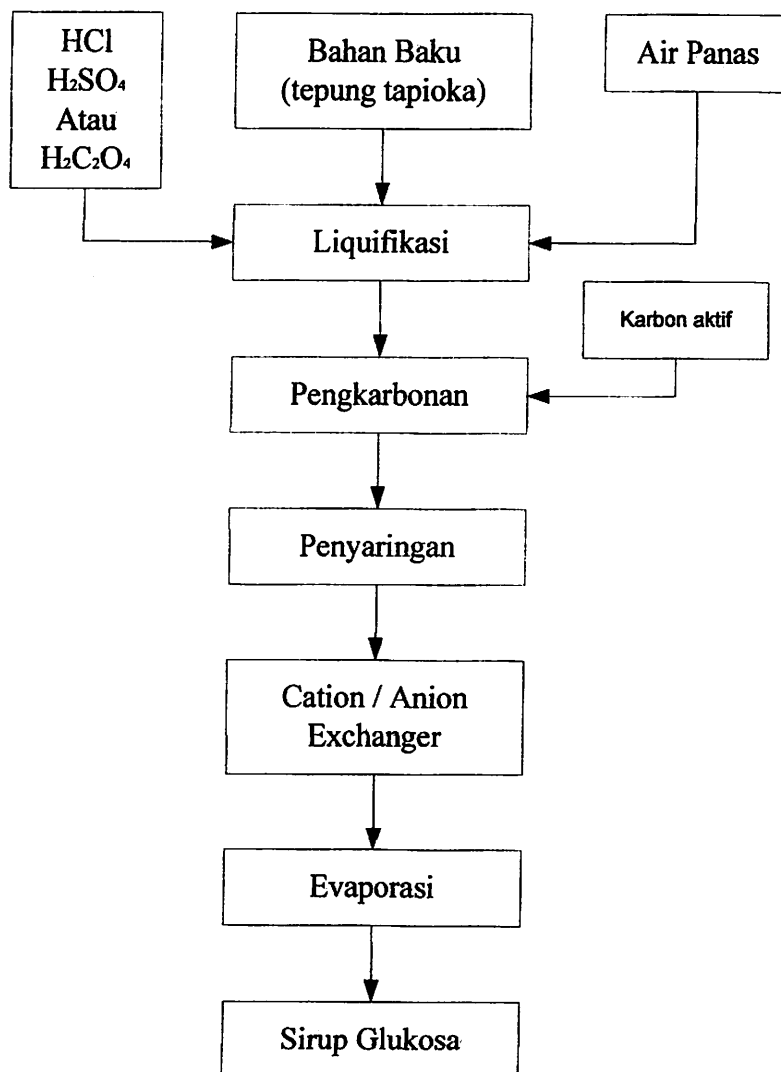
Keuntungan memakai Hidrolisa Asam :

- Murah karena bahan pembantu terutama asam sebagai katalisator mudah didapat.
- Proses operasi yang singkat dan sederhana.

Kerugian dalam memakai Hidrolisa Asam :

- Biaya investasi tinggi karena peralatan yang digunakan harus tahan korosi.

- Penanganan asam sebagai bahan pembantu utama sangat sulit karena sifatnya yang eksplosif, berbahaya bagi pekerja dan lingkungan. Selain itu, uap dari asam bisa mengganggu pernapasan.
- Berpengaruh terhadap warna produk serta menghasilkan garam - garam sebagai hasil reaksi netralisasi yang merupakan impurities.
- Lebih sulit dalam pemisahan katalis dan produk.



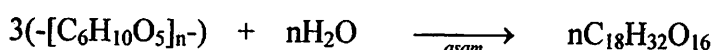
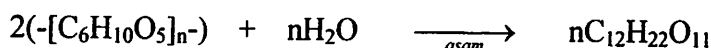
Gambar 2.2. Diagram Alir Proses Pembuatan Sirup Glukosa Dengan Hidrolisa Asam

2.1.2 Hidrolisa Asam – Enzim

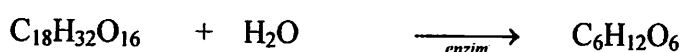
Hidrolisis dengan katalis gabungan ini diperkenalkan pertama kali oleh Langlois & Dale tahun 1940. Dalam proses ini, awalnya dilakukan hidrolisa parsial dengan menggunakan asam, kemudian dilanjutkan dengan proses sakarifikasi dengan menggunakan enzim *amilolitik*. (Tjokroadikoesomo, 1993)

Konversi enzim biasanya dilakukan pada 30-35% padatan, pH 4,5 - 7 dan temperatur 50-60°C. Waktu sakarifikasi tergantung pada hidrolisa asam mula-mula, tipe dan kemampuan enzim serta tingkat sakarifikasi. Komposisi akhir dalam hubungannya dengan perbandingan masing-masing sakarida diatur dalam hidrolisa asam mula-mula, tipe enzim dan tingkat sakarifikasi enzim. (Kirk Orthmer, 1960)

- Reaksi yang terjadi dengan katalis asam:



- Reaksi yang terjadi dengan katalis enzim:

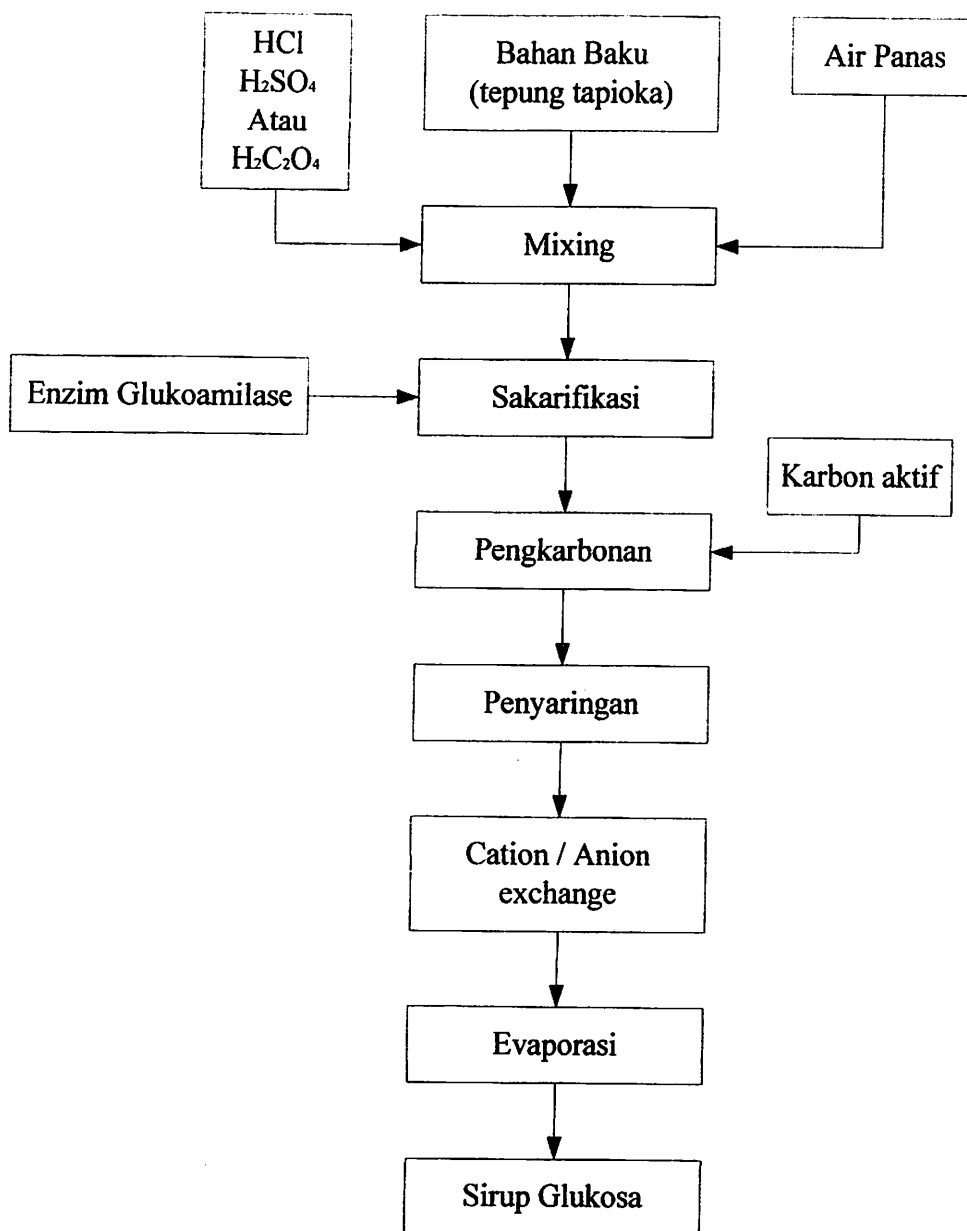


Keuntungan dengan menggunakan hidrolisa asam enzim :

- Dextrose yields mencapai 92–94 %
- Hidrolisa lebih sempurna karena menggunakan dua katalis

Kerugian dengan menggunakan hidrolisa asam enzim :

- Biaya investasi tinggi untuk peralatan yang tahan korosi, karena digunakan asam sebagai salah satu katalis utama yang bersifat sangat korosif.
- Biaya produksi tinggi terutama penggunaan asam dan enzim sebagai bahan pembantu utama.
- Kondisi operasi sulit karena penyesuaian pH dan temperatur yang optimum bagi masing masing katalis berbeda.

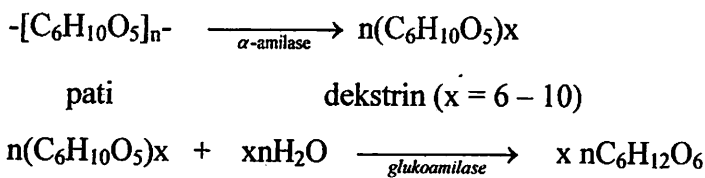


Gambar 2.3. Diagram Alir Proses Pembuatan Sirup Glukosa Dengan Hidrolisa Asam - Enzim

2.1.3. Hidrolisa Enzim

Proses hidrolisa asam yang cenderung merugikan membuat manusia terus berusaha untuk mencari metode lain yang lebih menguntungkan dan lebih efisien. Kemudian ditemukan cara hidrolisa dengan sistem enzim. Enzim bekerja dengan lebih spesifik, sehingga kandungan sirup yang dihasilkan dapat diatur perbandingannya sesuai spesifikasi yang ditetapkan. Penggunaan enzim dalam industri sirup glukosa dari pati ini mulai dirintis sejak penemuan enzim *α-amylase* dari *Bacillus subtilis* oleh Fukumoto pada tahun 1940. Sedangkan, proses hidrolisis pati dengan bantuan enzim *glukoamilase* mulai diperkenalkan ke pasaran pada tahun 1950-an. (Tjokroadikoesoemo, 1993)

Dalam hidrolisa dengan sistem enzim-enzim, terdapat dua tahapan yaitu tahap liquifikasi dan sakarifikasi. Liquifikasi merupakan tahapan terjadinya proses pemutusan rantai polisakarida menjadi dekstrin dengan bantuan enzim *α-amylase* yang menggunakan katalisator CaCl_2 . Sedangkan tahap sakarifikasi merupakan proses hidrolisa dekstrin menjadi glukosa dengan bantuan enzim *glukoamilase* yang menggunakan katalisator HCl . Berikut adalah reaksi yang terjadi :

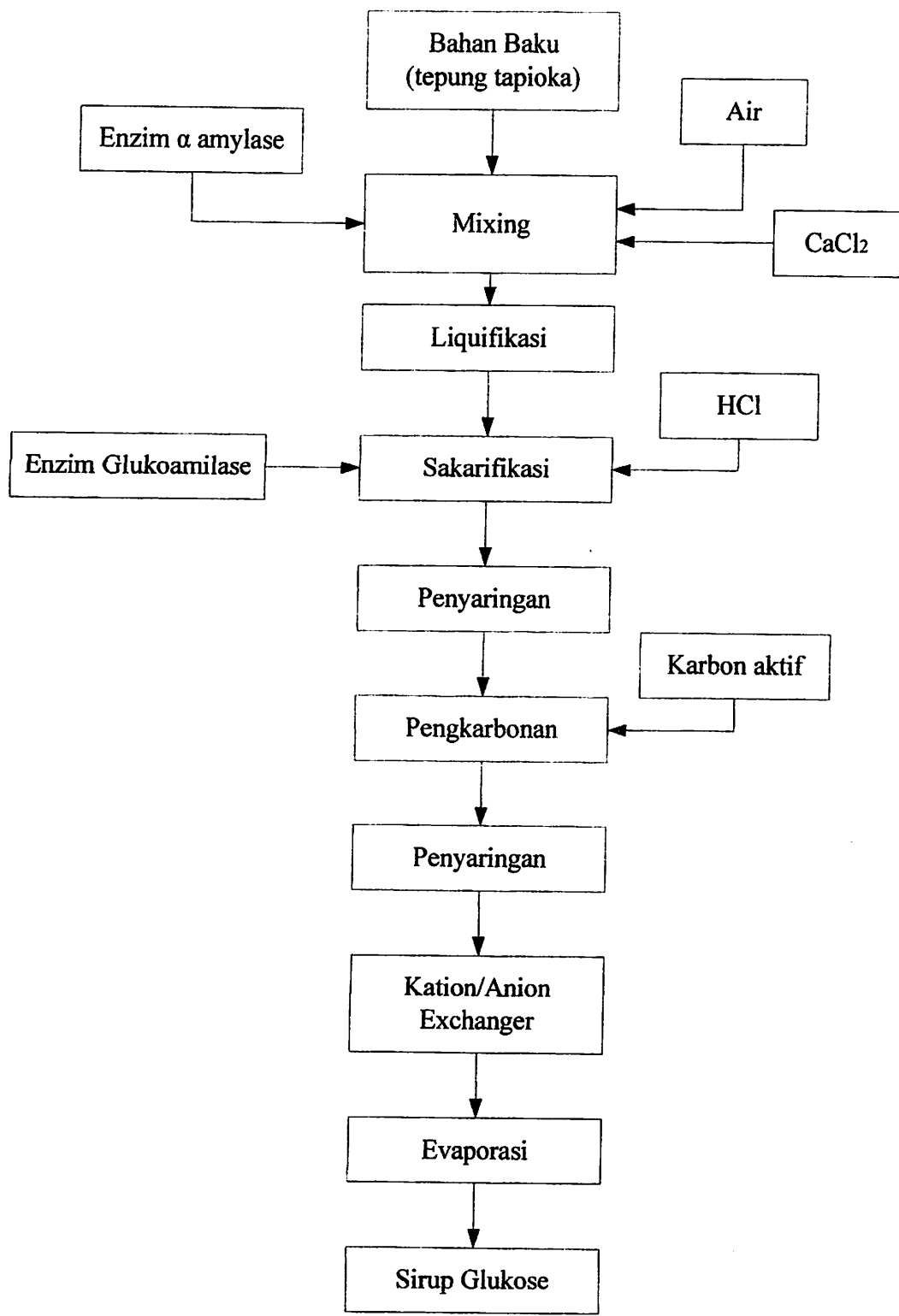


Keuntungan menggunakan hidrolisa enzim :

- Dextrosa ekivalen mencapai 98 % lebih tinggi daripada hidrolisa asam.
- Proses pemurnian produknya lebih mudah.
- Kemurnian produk yang dihasilkan lebih tinggi daripada hidrolisa asam.
- Sirup yang dihasilkan mempunyai komposisi yang lebih stabil.
- Tidak menyebabkan korosi pada peralatan yang digunakan.

Kerugian menggunakan hidrolisa enzim :

- Membutuhkan kondisi operasi yang berbeda untuk setiap enzim.
- Enzim yang dibutuhkan harus diimpor karena produsennya berasal dari Jepang, Amerika, Jerman, Denmark, Inggris, Australia, dan lainnya.



Gambar 2.5. Diagram Alir Proses Pembuatan Sirup Glukosa Dengan Hidrolisa Enzim

2.2. Seleksi Bahan Baku

Tabel 2.1. Perbandingan Bahan Baku

	Tepung tapioka dari ubi kayu	Tepung Cassava	Tepung Sorghum	Tepung Talas
Komposisi	<ul style="list-style-type: none">• Pati 86,9%• Protein 0,4%• Lemak 0,3%• Air 12%• Kalori 0,4%	<ul style="list-style-type: none">• Pati 82%• Protein 0,4%• Lemak 0,3%• Air 9%• Serat 8,3%	<ul style="list-style-type: none">• Pati 70%• Protein 13%• Lemak 3%• Air 11%• Serat 2%	<ul style="list-style-type: none">• Pati 71%• Protein 14%• Lemak 2%• Air 11%• Serat 2%

Berdasarkan tabel di atas, dari segi kandungan karbohidrat tepung tapioka adalah yang paling besar. Karena dalam pembuatan sirup glukosa yang lebih dibutuhkan adalah kandungan karbohidratnya maka tepung tapioka bisa menjadi salah satu bahan yang cocok untuk pembuatan sirup glukosa.(Sumardi & Rumiati,1990)

2.3. Seleksi Proses

Berikut ini adalah uraian singkat tentang aspek teknis dan ekonomi dari ketiga proses hidrolisa pati di atas.

Tabel 2.2 Perbandingan kondisi operasi pada proses hidrolisa

Uraian	Hidrolisa		
	Asam	Asam-enzim	Enzim
Aspek Teknis			
1. Operasi			
• Tekanan (kg/cm ²)	3	1 – 3	1
• Suhu (°C)	140 – 160	60 – 140	60 – 105
• PH	2,3	1,8 – 2	4,5 – 6
2. Proses			
• Dextrosa Ekivalen	30 – 55 %	63 – 30%	95 – 98%
• Reaksi samping	ada	ada	-
Aspek Ekonomi			
1. Kebutuhan asam	Banyak	Banyak	Sedikit
2. Biaya peralatan	Mahal	Mahal	Murah
3. Energi	Besar	Besar	Kecil
4. Investasi	Tinggi	Tinggi	Rendah

(Ijokroadikoesoemo, 1993)

Keuntungan proses hidrolisa enzim dibandingkan dengan hidrolisa lain :

- Nilai DE sangat tinggi yaitu sekitar 95-98%.
- Biaya energi lebih rendah karena suhu operasi lebih rendah.
- Terhindar dari korosi, sehingga harga peralatan lebih murah.
- Tidak terjadi reaksi samping.
- Sedikit sekali produk yang kembali sebagai reaktan sebagai akibat reaksi bolak-balik (konversi reaksi mendekati sempurna).

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan diatas, maka proses yang dipilih yaitu proses hidrolisa pati dengan katalis enzim-enzim

2.4. Uraian Proses

Proses pembuatan glukosa dari pati dengan hidrolisis enzim pada dasarnya dapat digolongkan menjadi tiga bagian besar, yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi yang terdiri dari proses Liquifikasi dan sakarifikasi

3. Tahap pemurnian produk

Berikut ini adalah penjelasan yang lebih lengkap tentang proses tersebut :

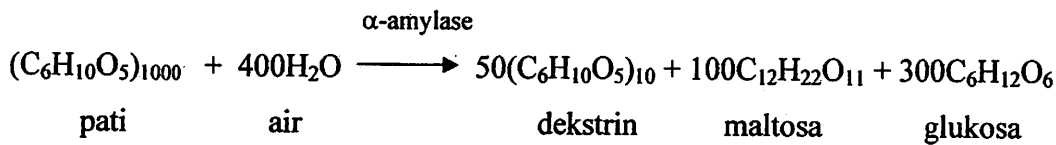
2.4.1 Tahap persiapan bahan baku

Tepung tapioka dari tapioka storage (F-111) diangkut menggunakan *screw conveyor* (J-112) menuju Tangki Pencampur (M-110). Di dalam tangki pencampur ditambahkan dengan air proses dengan perbandingan air dan tepung tapioka yaitu 65% : 35% berat dan CaCl_2 sebesar 60 ppm (F-113) untuk menaikkan pH menjadi 6.5. Penambahan CaCl_2 ini berfungsi sebagai stabilitas enzim. Tangki pencampur ini berlangsung selama 5-8 menit.

2.4.2 Tahap reaksi

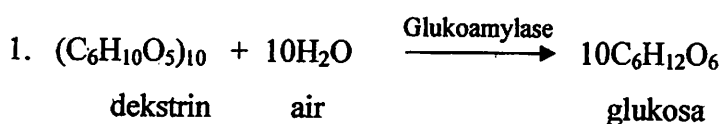
Dari tangki pencampur, pati digelatinasi dalam jet cooker (E-211) dengan bantuan steam saturated 133.5°C dengan tekanan 300 kPa selama 7.5 menit. Bubur pati keluar dari jet cooker dengan suhu 105°C . Bubur pati kemudian didinginkan sampai suhu 95°C menggunakan cooler (E-221). Selanjutnya bubur pati masuk dalam dua tahapan reaksi dalam reaktor Liquifikasi (R-210) dan Sakarifikasi (R-220). Liquifikasi merupakan tahapan pertama dalam proses hidrolisa pati menjadi glukosa dengan katalis enzim α -amylase. Dalam tahapan ini terjadi pemutusan rantai panjang polisakarida menjadi dekstrin dan sejumlah kecil karbohidrat. Suhu reaksi dijaga 95°C dan reaksi berlangsung selama 2 jam. Dosis α -amylase yang ditambahkan sebesar 0.1% dari berat pati yang masuk.

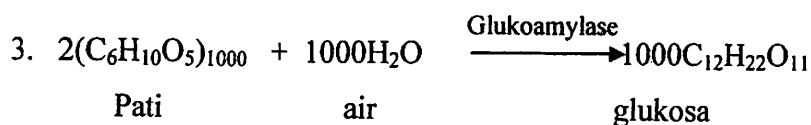
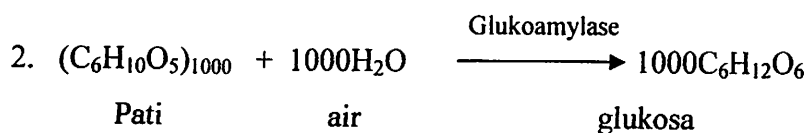
Berikut adalah reaksi yang terjadi dalam proses liquifikasi :



Konversi pati menjadi dekstrin yang terjadi pada reaktor Liquifikasi ini sebesar 66%. Sisanya terbentuk maltose dan glukosa. Dari reaktor sakarifikasi bubur tapioka didinginkan sampai suhu 60°C dalam cooler (E-221). Tahapan reaksi kedua pada reaktor sakarifikasi, terjadi hidrolisis dekstrin dan sisa pati yang tidak terkonversi di reaktor Liquifikasi menjadi glukosa dengan bantuan enzim glukamylase (F-223). Reaksi berlangsung selama 48 jam pada pH 4.5. Pengaturan pH ditambahkan dengan HCl 32% (F-222). Dosis enzim glukamylase yang ditambahkan sebesar 0.1% dari berat pati yang belum terkonversi di reaktor Liquifikasi.

Berikut adalah reaksi yang terjadi dalam proses sakarifikasi :





Reaksi pertama merubah dekstrin hasil dari reaktor Liquifikasi menjadi glukosa dengan konversi 98% sedangkan sisa dekstrin yang tidak bereaksi akan dipisahkan di rotary vacuum filter (H-310). Reaksi kedua mereaksikan sisa pati yang tidak bereaksi di reaktor Liquifikasi menjadi glukosa dengan konversi 98% menjadi glukosa dan 2% menjadi maltosa.

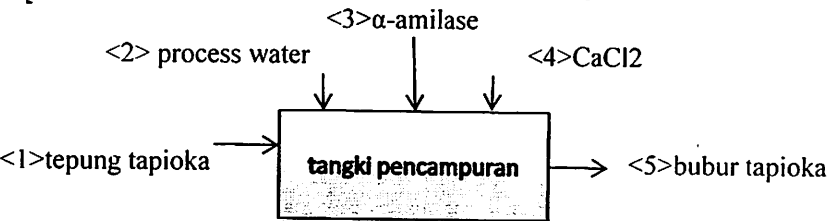
2.4.3 Tahap Pemurnian

Proses pemurnian produk yang berupa larutan glukosa, dibagi menjadi empat tahapan, yang pertama adalah filtrasi atau penyaringan, pemucatan atau penghilangan warna, penukaran ion dan pemekatan. Produk keluar dari reaktor sakarifikasi dipanaskan sampai suhu 80°C dengan heater (E-311) sebelum masuk rotary vacuum filter (H-310). Rotary vacuum filter digunakan untuk memisahkan kotoran (impurities) yang tidak larut seperti partikel-partikel kasar, serat, lemak dan protein yang terdapat dalam produk. Kemudian filtrat ditampung dalam tangki penampung (F-312) dan cake masuk ke solid waste. Dari tangki penampung sirup glukosa dipompa menuju tangki pengkarbonan (M-320) dengan ditambahkan karbon aktif (F-322) untuk pemucatan (penghilangan warna). Selanjutnya dilakukan penyaringan lagi dengan filter press (H-330) untuk memisahkan filtrat dengan karbon aktif. Filtrat yang berupa sirup glukosa kemudian dipompa menuju kation exchanger (D-340) dan anion exchanger (D-350) untuk menghilangkan ion Cl^- dan Na^+ . Selanjutnya sirup glukosa dipompa menuju evaporator (V-360) untuk dipekatkan sampai konsentrasi 75%. Keluar dari evaporator sirup glukosa dipompa untuk ditampung pada tangki penampung sirup glukosa (F-370).

BAB III
NERACA MASSA

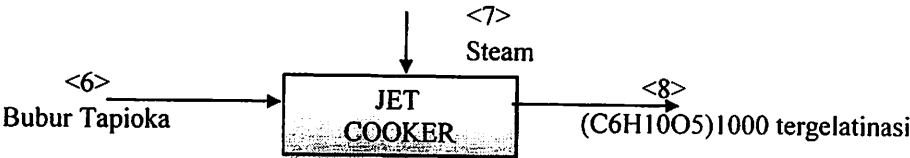
Kapasitas produksi = 25000 ton/thn
= 75,758 ton/hari
= 3156,57 kg/jam
(330 hari kerja, 24 jam operasi)

1) **tangki pencampuran (M-110)**
fungsi : mencampur dan menghomogenkan bubur tapioka



neraca massa tangki pencampuran										
komponen	masuk								keluar	
	<1>		<2>		<3>		<4>		<5>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
C6H10O5)1000	0,87	2237							0,3037	2237,4
Protein		10							0,0014	10,299
Lemak		8							0,001	7,7241
Serat		10							0,0014	10,299
Air	0,12	309	1	4781,59			0,89726	7,386	0,692	5098
α-amilase					1	2,23741			0,0003	2,2374
CaCl2							0,10274	0,846	0,0001	0,8458
total	1	2575	1	4781,59	1	2,23741	1	8,2322	1	7366,8
7366,755377									7366,755377	

2. **JET COOKER (E-212)**
Fungsi : Memanaskan bubur tapioka agar tergelatinasi



neraca massa jet cooker						
komponen	masuk				keluar	
	<6>		<7>		<8>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
C6H10O5)1000	0,3037177	2237,4143			0,27117	2237,4143
Protein	0,001398	10,2988			0,00125	10,2988
Lemak	0,0010485	7,7241			0,00094	7,7241
Serat	0,001398	10,2988			0,00125	10,2988
komponen	<6>		<7>		<8>	
Air	0,6920192	5097,936179			0,72502	5982,014
α-amilase	0,0003037	2,2374143			0,00027	2,2374143
CaCl2	0,0001148	0,845783093			0,0001	0,84578309
steam			1	884,078		
total	1	7366,755377	1	884,078	1	8250,83338
8250,833377					8250,833377	

3. REAKTOR LIKUIFIKASI (R-210)

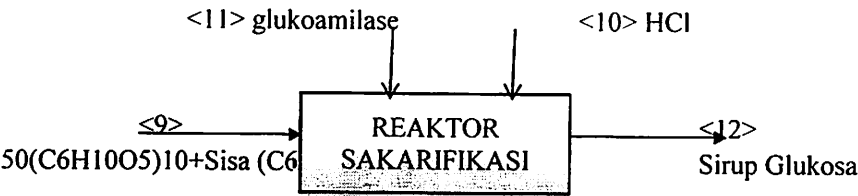
Fungsi : tempat konversi $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ menjadi $50(C_6H_{10}O_5)_{10}$ dengan bantuan enzim α -amylase



neraca massa reaktor likuifikasi				
komponen	masuk		keluar	
	<8>		<9>	
	x	m (kg)	x	m (kg)
$C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,2711743	2237,4143	0,0922	760,72
Protein	0,0012482	10,2988	0,00125	10,2988
Lemak	0,0009362	7,7241	0,00094	7,7241
Serat	0,0012482	10,2988	0,00125	10,2988
Air	0,7250194	5982,014	0,71706	5916,38336
α -amilase	0,0002712	2,2374143	0,00027	2,2374143
$CaCl_2$	0,0001025	0,845783093	0,0001	0,845783093
$50(C_6H_{10}O_5)_{10}$			0,08949	738,346719
$100C_{12}H_{22}O_{11}$			0,03778	311,7463925
$300C_6H_{12}O_6$			0,05966	492,231146
total	1	8250,83	1	8250,83
	8250,83		8250,83	

4. REAKTOR SAKARIFIKASI (R-220)

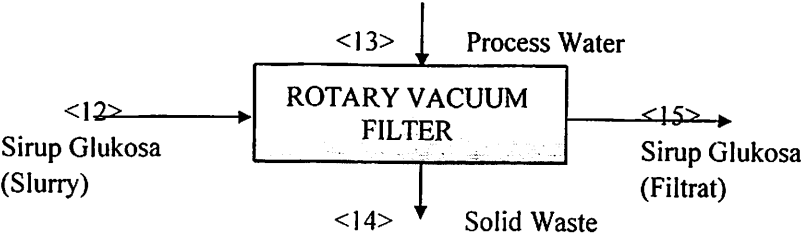
Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pemutusan ikatan α -1,4 dan α -1,6 pada sisa $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ dari reaksi 1 dengan hidrolisa enzim Amyloglukosidase.



neraca massa reaktor sakarifikasi								
komponen	masuk						keluar	
	<9>		<10>		<11>		<12>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
$C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0921993	760,72					0,0018	15,214
Protein	0,0012482	10					0,0012	10
Lemak	0,0009362	8					0,0009	8
Serat	0,0012482	10					0,0012	10
Air	0,7170649	5916,38	0,40476	18,9176			0,6957	5773,31
α -amilase	0,0002712	2,24					0,0003	2,24
$CaCl_2$	0,0001025	0,85					0,0001	0,85
$50(C_6H_{10}O_5)_{10}$	0,0894875	738,35					0,0018	14,77
$100C_{12}H_{22}O_{11}$	0,0377836	311,75					0,0404	335,354
$300C_6H_{12}O_6$	0,0596584	492,23					0,253	2099,70
glukoamilase					1	0,760720862	9E-05	0,76
HCl			0,59524	27,82006233			0,0034	27,820062
total	1	8250,83	1	46,73770471	1	0,760720862	1	8298,3318
	8298,33180						8298,33180	

5. ROTARY VACUUM FILTER (H-310)

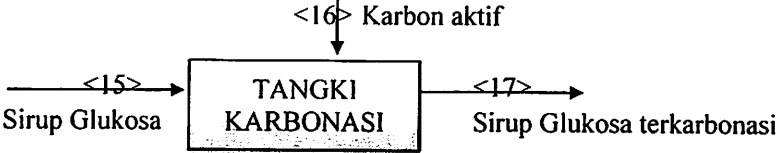
Fungsi : Memisahkan filtrat dari bahan yang tidak larut



Komponen	Masuk				Keluar			
	<12>		<13>		<14>		<15>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
C6H10O5)100	0,0018334	15,21			0,1101	15,06227307	2E-05	0,15
Protein	0,0012411	10,30			0,07453	10,1958	1E-05	0,10
Lemak	0,0009308	7,72			0,0559	7,6469	9E-06	0,08
Serat	0,0012411	10,30			0,07453	10,1958	1E-05	0,10
Air	0,6957196	5773,31	1	6,8438	0,05003	6,8438	0,7068	5773,31
α-amilase	0,0002696	2,24			0,01619	2,2150	3E-06	0,02
CaCl2	0,0001019	0,8458			0,00612	0,8373	1E-06	0,01
50(C6H10O5)10	0,0017795	14,7669			0,10686	14,6193	2E-05	0,15
100C12H22O11	0,0404122	335,3541			0,06812	9,3187	0,0399	326,04
300C6H12O6	0,2530266	2099,70			0,42648	58,3459	0,2499	2041,35
glukoamilase	9,167E-05	0,7607			0,0055	0,7531	9E-07	0,01
HCl	0,0033525	27,82			0,006	0,773	0,0033	27,05
Total	1,0000	8298,33	1,0000	6,8438	1,000	136,807	1	8168,37
	8305,1756				8305,1756			

6. TANGKI KARBONASI (M-320)

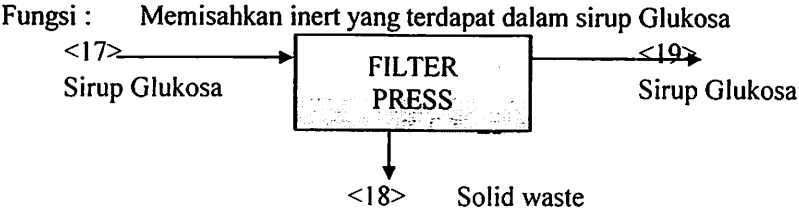
Fungsi : Menjernihkan warna sirup (pemucatan warna - *bleaching*)



neraca massa tangki karbonasi						
Komponen	Masuk				Keluar	
	<15>		<16>		<17>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
(C6H10O5)100	1,863E-05	0,1521			1,9E-05	0,1521
Protein	1,261E-05	0,1030			1,3E-05	0,1030
Lemak	9,456E-06	0,0772			9,5E-06	0,0772
Serat	1,261E-05	0,1030			1,3E-05	0,1030
Air	0,7067888	5773,31			0,70658	5773,31
α-amilase	2,739E-06	0,0224			2,7E-06	0,0224
CaCl2	1,035E-06	0,0085			1E-06	0,0085
50(C6H10O5)1	1,808E-05	0,1477			1,8E-05	0,1477
100C12H22O1	0,0399144	326,035			0,0399	326,0354
300C6H12O6	0,2499095	2041,35			0,24984	2041,35
glukoamilase	9,313E-07	0,0076			9,3E-07	0,0076
HCl	0,0033112	27,0470			0,00331	27,0470
Karbon aktif			1,0000	2,3674	0,00029	2,3674

Total	1,0000	8168,37	1,0000	2,3674	1,0000	8170,74
	8170,74				8170,74	

7. FILTER PRESS (H-330)



neraca massa filter press						
Komponen	Masuk		Keluar			
	<17>		<18>		<19>	
	x	m (kg)	x	m (kg)	x	m (kg)
(C6H10O5)100	1,862E-05	0,1521	0,0482	0,1521		
Protein	1,26E-05	0,1030	0,0326	0,1030		
Lemak	9,453E-06	0,0772	0,0245	0,0772		
Serat	1,26E-05	0,1030	0,0326	0,1030		
Air	0,706584	5773,31	0,0943	0,29804	0,7068	5773,014
α-amilase	2,738E-06	0,0224	0,0071	0,0224		
CaCl2	1,035E-06	0,0085				0,0085
50(C6H10O5)1	1,807E-05	0,1477	0,0071	0,0224		0,1253
100C12H22O1	0,0399028	326,035	0,0009	0,0030	0,0399	326,0324
300C6H12O6	0,2498371	2041,35	0,0009	0,0030	0,2499	2041,35
glukoamilase	9,31E-07	0,0076	0,0024	0,0076		
HCl	0,0033102	27,0470			0,0033	27,0470
Karbon aktif	0,0002897	2,3674	0,7494	2,3674		
Total	1,0000	8170,74	1,0000	3,1591	1,0000	8167,577
	8170,7360		8170,7360			

8. CATION EXCHANGER (D-340)

Fungsi : Menghilangkan ion Ca^{2+} yang terlarut



neraca massa kation exchanger			
Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <19>		Aliran <20>	
Air	5773,0137	Air	5773,0137
CaCl ₂	0,0085	HCl	27,0526
HCl	27,0470	Glukosa	2041,3501
Glukosa	2041,3501	100C12H22O1	326,0324
100C12H22	326,0324	Total <20>	8167,4487
Total <19>	8167,4516		
H ⁺ dari resin	0,000154	Ca ²⁺ dalam resin	0,00305
Total	8167,4517	Total	8167,4517

9. ANION EXCHANGER (D-350)

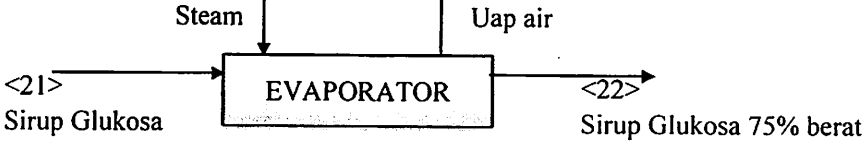
Fungsi : Menghilangkan ion Cl^- yang terlarut



neraca massa anion exchanger			
Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <20>		Aliran <21>	
Air	5773,0137	Air	5786,3819
HCl	27,0526	Glukosa	2041,3501
Glukosa	2041,3501	100C12H22O11	326,0324
100C12H22O11	326,0324	Total <21>	8153,7643
Total <20>	8167,4487		
OH ⁻ dari resin	12,6203	Cl ⁻ dalam resin	26,3046
Total	8180,0689	Total	8180,0689

10. EVAPORATOR (V-360,V-370)

Fungsi : Memekatkan sirup Glukosa sampai 75% bahan kering



neraca massa total evaporator			
Masuk		Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <21>		Aliran <22>	
Air	5786,3819	Air	789,1275
Glukosa	2041,3501	Glukosa	2041,3501
100C12H22O11	326,0324	100C12H22O11	326,0324
Total <21>	8153,7643	Total <22>	3156,5099
		Air diuapkan	4997,2544
Total	8153,7643	Total	8153,7643

produk = 8153,7643 kg/jam

= 3156,5099 * 24 * 330

= 24999558,65 kg/tahun

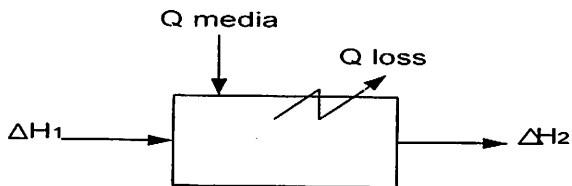
BAB IV

NERACA PANAS

Pabrik Sirup Glukose

Kapasitas Produksi	=	25.000 ton.tahun
Basis Perhitungan	=	1000 ton/tahun
Waktu Operasi	=	330 hari/th
Suhu Referensi	=	25°C

B.1 Jet cooker



Neraca panas total :

$$\Delta H_1 + Q_{\text{media}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

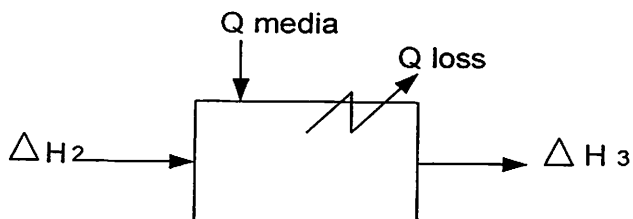
Dimana :

ΔH_1	:	Panas masuk dibawa oleh bubur tapioka pada suhu 30°C
ΔH_2	:	Panas keluar dibawa oleh bubur tapioka pada suhu 105°C
Q_{media}	:	Panas (steam) yang dibutuhkan
Q_{loss}	:	Panas yang hilang

NERACA PANAS JET COOKER

Panas Masuk (kkal/j)		Panas Keluar (kkal/j)	
ΔH_1	2,91E+04	ΔH_2	4,78E+05
Q_{media}	4,75E+05	Q_{loss}	2,52E+04
total	5,04E+05	total	5,04E+05

B.2 Cooler



Neraca panas total :

$$\Delta H_2 = \Delta H_3 + Q_{\text{loss}} + Q_{\text{media}}$$

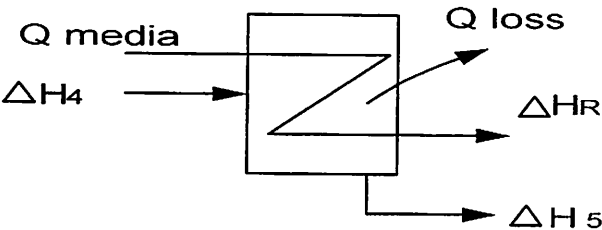
Dimana :

ΔH_2	=	panas yang terkandung dalam bahan masuk pada suhu 105°C
ΔH_3	=	panas yang terkandung dalam bahan keluar pada suhu 95°C
Q_{media}	=	panas yang dibawa pendingin
Q_{loss}	=	panas yang hilang

NERACA PANAS COOLER

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_2	4,78E+05	ΔH_3	2,24E+05
		Q loss	1,12E+04
		Q media	2,43E+05
total	4,78E+05	total	4,78E+05

B.3 REAKTOR LIKUIFIKASI



Neraca panas total

ΔH_4

+

Q media

=

ΔH_5

+

ΔH_R

+

Q loss

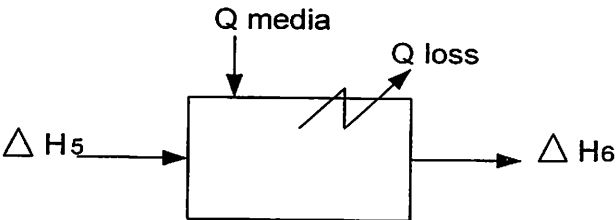
Dimana :

- ΔH_4
- =
- panas dalam feed dari cooler pada suhu 95°C
- ΔH_5
- =
- panas dalam produk keluar pada suhu 95°C
- Q media
- =
- panas yang diserap media pemanas
- ΔH_R
- =
- panas akibat reaktan
- Q loss
- =
- panas yang hilang di dalam reaktor

NERACA PANAS REAKTOR

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_4	2,24E+05	ΔH_5	4,78E+05
		Q loss	1,12E+04
Q media	1,94E+06	ΔH_R	1,67E+06
Total	2,16E+06	Total	2,16E+06

B.4 COOLER



Neraca panas total :

ΔH_5

=

ΔH_6

+

Q loss

+

Q media

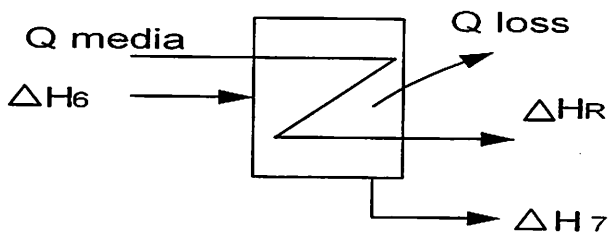
Dimana :

- ΔH_5 = panas yang terkandung dalam bahan masuk pada suhu 95°C
 ΔH_6 = panas yang terkandung dalam bahan keluar pada suhu 60°C
 Q_{media} = panas yang dibawa pendingin
 Q_{loss} = panas yang hilang

NERACA PANAS COOLER

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_5	4,78E+05	ΔH_6	2,17E+05
		Q_{media}	2,50E+05
		Q_{loss}	1,08E+04
total	4,78E+05	total	4,78E+05

B.5 REAKTOR SAKARIFIKASI



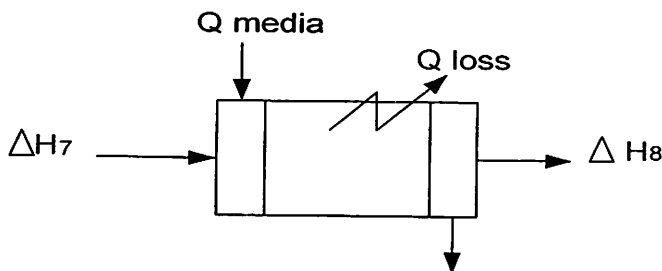
Neraca panas total

$$\Delta H_6 + Q_{media} = \Delta H_7 + \Delta H_R + Q_{loss}$$

Dimana :

- ΔH_6 = panas dalam feed dari cooler pada suhu 60°C
 ΔH_7 = panas dalam produk keluar pada suhu 60°C
 ΔH_R = panas akibat reaktan
 Q_{media} = panas yang diserap media pemanas
 Q_{loss} = panas yang hilang di dalam reaktor

B.6 HEATER



Neraca panas total

$$\Delta H_7 + Q_{media} = \Delta H_8 + Q_{loss}$$

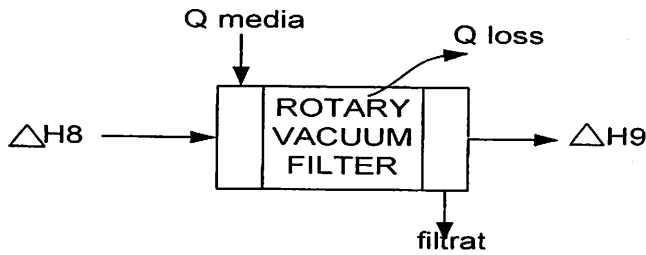
dimana :

- ΔH_7 = panas yang dibawa masuk oleh feed pada suhu 60°C
 ΔH_8 = panas keluar yang dibawa produk pada suhu 80°C
 Q_{media} = panas dari media pemanas
 Q_{loss} = panas yang hilang

NERACA PANAS HEATER

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_7	2,36E+05	ΔH_8	3,70E+05
Q media	1,61E+05	Q loss	2,65E+04
Total	3,96E+05	Total	3,96E+05

B.6 ROTARY VACUUM FILTER



Neraca panas total

ΔH_8	+	Q media	=	ΔH_9	+	Q loss
--------------	---	---------	---	--------------	---	--------

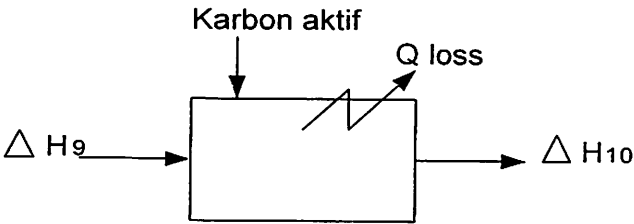
dimana :

- ΔH_8 = panas yang dibawa masuk oleh feed pada suhu 80°C
- ΔH_9 = panas keluar yang dibawa produk
- Q media = panas dari media pemanas
- Q loss = panas yang hilang

NERACA PANAS ROTARY VACUUM FILTER

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_8	3,70E+05	ΔH_9	3,51E+05
Q media	3,42E+01	Q loss	1,85E+04
Total	3,70E+05	Total	3,69E+05

B.7 TANGKI KARBONASI



Neraca panas total

ΔH_9	+	Q karbon aktif	=	ΔH_{10}	+	Q loss
--------------	---	----------------	---	-----------------	---	--------

dimana :

- ΔH_9 = panas yang dibawa masuk oleh feed pada suhu 77°C
- ΔH_{10} = panas keluar yang dibawa produk
- Q karbon aktif = panas dari media karbon aktif
- Q loss = panas yang hilang

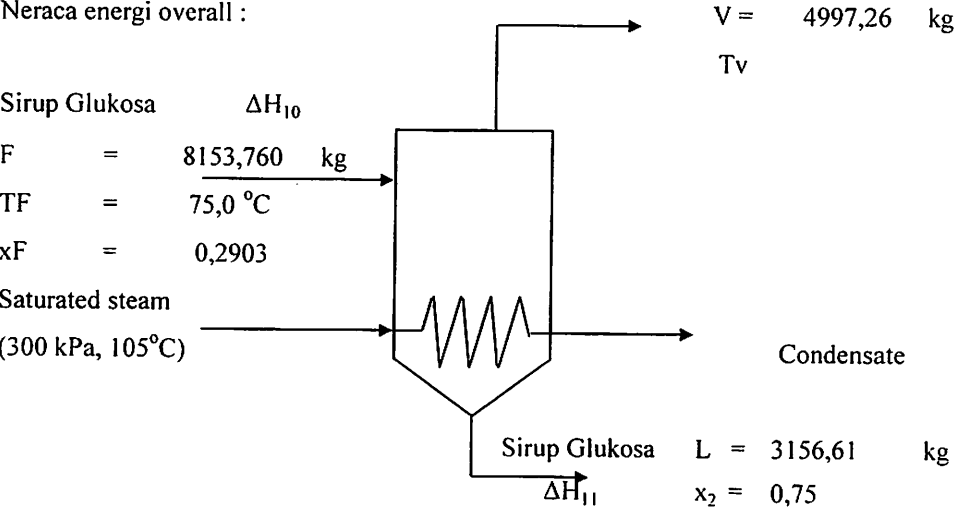
NERACA PANAS TANGKI KARBONASI

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
ΔH_9	3,51E+05	ΔH_{10}	3,34E+05
Q media	2,09E+00	Q loss	1,75E+04
Total	3,51E+05	Total	3,51E+05

10. EVAPORATOR

Fungsi : Memekatkan sirup Glukosa sampai 75% bahan kering

Neraca energi overall :



ΔH_{10}	+	Q media	=	ΔH_{11}	+	Q loss
-----------------	---	---------	---	-----------------	---	--------

dimana :

- ΔH_{10} = panas yang dibawa masuk oleh feed pada suhu 75°C
- ΔH_{11} = panas keluar yang dibawa produk
- Q media = panas dari media steam
- Q loss = panas yang hilang

NERACA ENERGI EVAPORATOR

Masuk		Keluar	
ΔH_{10}		ΔH_{11}	
Air	290215,98	Air	32541,3
Glukosa	37662,91	Glukosa	29697,0
Maltosa	5216,52	Maltosa	4298,4
Total	333095,41	Total	66536,7
Q media	2906564	Air teruapkan	3173091
		H loss	31,75
Total	3239660	Total	3239660

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

1. Tangki Pencampur (M-110)

Fungsi : Untuk mencampur tepung tapioka dengan air dan CaCl_2
Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Material : Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
Spesifikasi : Tipe pengelasan: Double welded butt joint
Vt : 293.873 ft^3
Di: 71.5 inch
OD : 72 inch
Ls : 108 inch
ts : $\frac{1}{4}$ inch
ha : 12.168 inch
tha: $\frac{1}{4}$ inch
hb: 12.168 inch
thb: $\frac{1}{4}$ inch
Pengaduk : six blade turbine
Jumlah : 1 buah

2. Storage Tapioka (F-111)

Fungsi : Menampung tepung tapioka selama 8 hari
Type : Silinder tegak dengan tutup atas flat dan tutup bawah konis $\alpha : 120^\circ$
Material : Carbon steel SA 283 grade C
Spesifikasi : Tipe pengelasan: Double welded butt joint
Volume tangki(Vt): 632.273 ft^3
Diameter tangki dalam (Di): 83.375 inch
Diameter tangki luar(OD): 84 inch
Tebal silinder(ts): $\frac{5}{16}$ inch

Tinggi tutup bawah(hb):42 inch

Tebal tutup bawah(thb):3/16 inch

Tebal tutup atas (tha):3/16

Jumlah : 1 buah

3. Screw Conveyor (J-112)

Fungsi : Menampung tepung tapioka selama 8 hari

Type : Plain spouts or chutes

Material : Stainless steel

Spesifikasi : Diameter : 10 inch

Panjang : 15 ft

Kecepatan putar : 52 rpm

Daya motor : 0.5 Hp

Jumlah : 1 buah

4. Tangki Penampung CaCl_2 (F-113)

Fungsi : Menampung tepung tapioka selama 7 hari

Type : Silinder tegak dengan tutup atas standard dished head dan tutup bawah konis $\alpha : 90^\circ$

Material : Stainless steel SA 167 grade C tipe 304

Spesifikasi : Tipe pengelasan: Double welded butt joint

Vt : 12.411 ft^3

Di: 21.625 inch

OD : 22 inch

Ls : 44 inch

ts : 3/16 inch

ha : 3.178 inch

tha: 11 inch

hb: 3/16 inch

thb: 3/16 inch

Jumlah : 1 buah

5. Tangki Penampung α -amylase (F-114)

Fungsi : Menampung α -amylase selama 3 hari
 Type : Silinder tegak dengan tutup atas standard dished head dan bagian bawah flat
 Material : Stainless steel SA 167 grade C tipe 304
 Spesifikasi : Tipe pengelasan: Double welded butt joint
 Vt : 64.008 ft³
 Di: 39.625 inch
 OD : 40 inch
 Ls : 80 inch
 ts : 3/16 inch
 ha : 6.76 inch
 tha: 3/16 inch
 thb: 3/16 inch
 Jumlah : 1 buah

6. Pompa Tangki Pencampur (L-115)

Fungsi : Untuk memompa dari tangki pencampur ke reaktor Liquifikasi
 Type : Rotary pump
 Material : Commercial steel
 Spesifikasi : Efisiensi: 55%
 Daya pompa: 0.5 Hp
 Diameter dalam pipa: 2.469 inch
 Diameter luar pipa: 2.875 inch
 Kapasitas pompa: 37.305 gpm
 Jumlah : 1 buah

7. Reaktor Liquifikasi (R-210)

Fungsi : Untuk memecah pati menjadi dekstrosa dengan bantuan enzim α -amylase pada suhu 95°C pada pH 6.5
 Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Material : High alloy steel SA 240 grade M tipe 316
 Spesifikasi : Tipe pengelasan: Double welded butt joint
 Vt : 532.84 ft³
 Di: 95.375 inch
 OD : 96 inch
 Ls : 144 inch
 ts : 5/16 inch
 ha : 16.224 inch
 tha: 5/16 inch
 hb: 16.224 inch
 thb: 5/16 inch
 Pengaduk : six blade turbine

Jumlah : 2 buah

8. Jet Cooker (E-211)

Fungsi : Untuk menggelatinasi tepung tapioka pada suhu 105°C
 Type : Double pipe
 Material : Carbon steel SA 212 Grade A
 Spesifikasi : Diameter dalam pipa: 6.065 inch (Steam)
 Diameter luar pipa: 6.63 inch
 Diameter dalam pipa: 2.067 inch (Slurry)
 Diameter luar pipa: 2.375 inch

Jumlah : 1 buah

9. Cooler (E-212)

Fungsi : Untuk menurunkan suhu dari Jet cooker 105°C sebelum
 masuk ke reactor liquifikasi menjadi 95°C
 Type : Shell and tube heat exchanger
 Material : Carbon steel SA 212 Grade A
 Spesifikasi : OD : 0.75 inch
 BWG : 12
 Panjang : 16 ft

Jumlah : 2 buah

10. Pompa Reaktor Liquifikasi (L-213)

Fungsi : Tempat untuk memecah pati menjadi dekstrosa dengan bantuan enzim α -amylase pada suhu 95°C

Type : Rotary pump

Material : Commercial steel

Spesifikasi : Efisiensi: 55%

Daya pompa: 0.5 Hp

Diameter dalam pipa: 2.469

Diameter luar pipa: 2.875

Kapasitas pompa: 37.939 gpm

Jumlah : 1 buah

11. Reaktor Sakarifikasi (R-220)

Fungsi : Tempat untuk memecah sisa pati dan dekstrosa menjadi glukosa dengan bantuan enzim AMG pada suhu 60°C pH 4.5

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Material : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Spesifikasi : Vt : 2508.7805 ft³

Di: 155.625 inch

OD : 156 inch

Ls : 233.438 inch

ts : 3/16 inch

ha : 26.301 inch

tha: ¼ inch

hb: 26.301 inch

thb: ¼ inch

Pengaduk : six blade turbine

Jumlah : 8 buah

12. Cooler (E-221)

Fungsi : Menampung tepung tapioka selama 8 hari
 Type : Shell and tube heat exchanger
 Material : Carbon steel SA 212 Grade A
 Spesifikasi : OD : 0.75 inch
 BWG : 12
 Panjang : 16 ft
 Jumlah : 2 buah

13. Tangki Penampung HCl (F-222)

Fungsi : Menampung HCl 32% selama 3 hari
 Type : Silinder tegak dengan tutup atas standard dishead dan bagian bawah flat
 Material : Stainless steel SA 167 grade M tipe 304
 Spesifikasi : Tipe pengelasan:Double welded butt joint
 Vt : 13.409 ft³
 Di: 53.625 inch
 OD : 54 inch
 Ls : 108 inch
 ts : 3/16 inch
 ha : 9.126 inch
 tha: 3/16 inch
 Jumlah : 1 buah

14. Tangki Penampung AMG (F-223)

Fungsi : Menampung AMG selama 7 hari
 Type : Silinder tegak dengan tutup atas standard dishead dan bagian bawah flat
 Material : Stainless steel SA 167 grade M tipe 304
 Spesifikasi : Tipe pengelasan:Double welded butt joint
 Vt : 5.425 ft³
 Di: 17.625 inch
 OD : 18 inch

Ls : 36 inch
 ts : 3/16 inch
 ha : 3.042 inch
 tha: 3/16 inch

Jumlah : 1 buah

15. Pompa Reaktor Sakarifikasi (L-224)

Fungsi : Untuk memompa dari reactor sakarifikasi menuju Rotary vacuum filter
 Type : Rotary pump
 Material : Commercial steel
 Spesifikasi : Daya pompa: 0.5 Hp
 Diameter dalam pipa: 2.469
 Diameter luar pipa: 2.875
 Kapasitas pompa: 36.126 gpm

Jumlah : 4 buah

16. Rotary vacuum Filter (H-310)

Fungsi : Untuk memisahkan filtrate syrup glukosa dengan cakenya
 Type : Rotary drum vacuum filter
 Material : Carbon steel
 Spesifikasi : L/D : 2
 Kecepatan putar : 4 rpm

Jumlah : 1 buah

17. Heater (E-311)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu syrup Glukosa sebelum masuk ke Rotary vacuum filter dari 60°C menjadi 80°C
 Type : Shell and tube heat exchanger
 Material : Carbon steel SA 212 Grade A
 Spesifikasi : OD : 0.75 inch
 BWG : 16
 Panjang : 12 ft

Jumlah : 2 buah

18. Tangki Penampung Syrup Glukosa (F-312)

Fungsi : Untuk menampung syrup Glukosa sebelum masuk Tangki pengkarbonan

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Material : Commercial steel SA 283 tipe C

Spesifikasi : Tipe pengelasan:Double welded butt joint

Vt : 365.178 ft³

Di: 71.5 inch

OD : 72 inch

Ls : 144 inch

ts : ¼ inch

ha : 12.168 inch

tha: ¼ inch

hb: 12.168 inch

thb: ¼ inch

Jumlah :1 buah

19. Tangki Pengkarbonan (M-320)

Fungsi : Tempat untuk menjernihkan syrup glukosa dengan menambahkan karbon aktif

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Material : Stainless steel SA 240 grade M tipe 316

Spesifikasi : Tipe pengelasan:Double welded butt joint

Vt : 365.236 ft³

Di: 71.5 inch

OD : 72 inch

Ls : 144 inch

ts : ¼ inch

ha : 12.168 inch

tha: ¼ inch

hb: 12.168 inch

thb: $\frac{1}{4}$ inch

Pengaduk : six flat blade dengan 4 baffle

Jumlah : 1 buah

20. Pompa Tangki Pengkarbonan (L-321)

Fungsi : Untuk memompa syrup glukosa dari tangki penampung
meuju ke tangki pengkarbonan

Type : Rotary pump

Material : Commercial steel

Spesifikasi : Efisiensi: 55%

Daya pompa: 0.5 Hp

Diameter dalam pipa: 2.067

Diameter luar pipa: 2.375

Kapasitas pompa: 35.534 gpm

Jumlah : 1 buah

21. Tangki Penampung Karbon aktif (F-322)

Fungsi : Menampung karbon aktif selama 7 hari

Type : Silinder tegak dengan tutup atas standard dished head dan
tutup bawah konis α : 90°

Material : SA 167 tipe 304 grade 3

Spesifikasi : Tipe pengelasan: Double welded butt joint

Vt : 7.803 ft^3

Di: 19.625 inch

OD : 20 inch

Ls : 40 inch

ts : $\frac{3}{16}$ inch

ha : 3.38 inch

tha: 0.063 inch

hb: 3.35 inch

thb: $\frac{3}{16}$ inch

Jumlah : 1 buah

22. Filter Press (H-330)

Fungsi : Memisahkan sirup glukosa dengan karbon aktif

Type : Horizontal plate and frame filter press

Material : Plate : Teflon

Frame : Polypropilene

Spesifikasi : Plate and frame : 12 inch

Luas filter : 1.74 ft²

Jumlah frame : 9

Jumlah plate : 8

Luas area filtrasi : 0.162 m²

Jumlah : 4 buah

23. Pompa Filter Press (L-331)

Fungsi : Memompa sirup glukosa dari tangki pengkarbonan menuju ke filter press

Type : Rotary pump

Material : Commercial Steel

Spesifikasi : Efisiensi: 55%

Daya pompa: 0.5 Hp

Diameter dalam pipa: 2.469

Diameter luar pipa: 2.875

Kapasitas pompa: 35.557 gpm

Jumlah : 1 buah

24. Tangki Penampung Sirup Glukosa (F-332)

Fungsi : Menampung filtrate sirup glukosa setelah keluar dari Filter press

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Material : SA 283 tipe C

Spesifikasi : Tipe pengelasan: Double welded butt joint

Vt : 365.143 ft³

Di: 71.5 inch

OD : 72 inch
 Ls : 144 inch
 ts : ¼ inch
 ha : 12.168 inch
 tha: ¼ inch
 hb: 12.168 inch
 thb: ¼ inch

Jumlah : 1 buah

25. Kation Exchanger (D-340)

Fungsi : Menghilangkan ion Ca^{2+} yang terkandung dalam syrup glukosa

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Material : High alloy steel grade 3 SA 167

Spesifikasi : OD : 54 inch

Di : 108 inch

ts : 3/16 inch

ha : 9.126 inch

tha : 3/16 inch

hb : 9.126 inch

thb : 3/16 inch

Spesifikasi resin : Sulfonated phenolic resin

Jumlah : 1 buah

26. Pompa Kation Anion Exchanger (L-341)

Fungsi : Memompa syrup glukosa menuju anion dan kation exchanger

Type : Rotary pump

Material : Commercial steel

Spesifikasi : Efisiensi: 55%

Daya pompa: 0.5 Hp

Diameter dalam pipa: 2.067

Diameter luar pipa: 2.375

Kapasitas pompa: 35.515 gpm

Jumlah : 1 buah

27. Anion Exchanger (D-350)

Fungsi : Menghilangkan ion Cl^- yang terkandung dalam syrup glukosa

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Material : High alloy steel grade 3 SA 167

Spesifikasi : OD : 54 inch

Di : 108 inch

ts : 3/16 inch

ha : 9.126 inch

tha : 3/16 inch

hb : 9.126 inch

thb : 3/16 inch

Spesifikasi resin : Trymetil benzyl ammonium

Jumlah : 1 buah

28. Evaporator (V-360)

Fungsi : Menampung tepung tapioka selama 8 hari

Type : Short tube vertical dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah konis dengan $\alpha : 120^\circ$

Material : High Alloy Steel SA-240 grade M type 316

Spesifikasi : Susunan pipa : Triangular pitch

Panjang pipa : 60 inch

Di : 1.36 inch

OD : 1.5 inch

Jumlah tube : 32 buah

Di silinder : 37.625 inch

OD silinder : 38 inch

Ts : 3/16 inch

ha : 6.3586 inch
 tha : 3/16 inch
 hb : 10.8614 inch
 thb : 3/16 inch
 Diameter downtake : 9.0463 inch
 Tinggi tangki : 156.546 inch

Jumlah : 1 buah

29. Pompa Evaporator (L-361)

Fungsi : Memompa sirup Glukosa menuju ke evaporator
 Type : Rotary pump
 Material : Commercial steel
 Spesifikasi : Efisiensi: 55%
 Daya pompa: 0.5 Hp
 Diameter dalam pipa: 2.067
 Diameter luar pipa: 2.375
 Kapasitas pompa: 10.081 gpm

Jumlah : 1 buah

30. Tangki Penampung Sirup Glukosa (F-370)

Fungsi : Menampung sirup glukosa selama 1 hari
 Type : Silinder tegak dengan tutup atas berupa standard dished head dan tutup bawah flat
 Material : Stainless steel SA-167 type 304 grade 3
 Spesifikasi : Vt : 1061. 640 ft³
 Di : 101.375 inch
 OD : 102 inch
 ts : 5/16 inch
 ha : 17.238 inch
 tha : 5/16 inch
 Jumlah : 3 buah

31. Pompa Tangki Penampung Syrup Glukosa (L-371)

Fungsi : Memompa sirup glukosa dari evaporator menuju ke tangki penampung sirup glukosa

Type : Rotary pump

Material : Commercial steel

Spesifikasi : Efisiensi: 57%

Daya pompa: 0.5 Hp

Diameter dalam pipa: 2.067

Diameter luar pipa: 2.375

Kapasitas pompa: 10.081 gpm

Jumlah : 1 buah

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat : Evaporator (V - 150)

Fungsi : Memekatkan larutan glukosa dari 15.73% berat menjadi 75% berat

Jenis : Calandria

Type : Short tube vertical dengan tutup atas berbentuk standard dish dan tutup bawah berbentuk conis dengan $\alpha = 120$

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

Perlengkapan : Shell and tube exchanger, dimana pada bagian tube mengalir fluida yang akan dipekatkan, sedangkan pada bagian shell mengalir steam yang berfungsi sebagai media pemanas

(Brownell and Young, hal 343)

Dasar Pemilihan : Biaya rendah (inexpensive) dan efisien

6.1 Kondisi Operasi

Jumlah larutan masuk (F)	:	8153,76	kg/jam	=	17976	lb/jam
Suhu larutan masuk	:	75	°C	=	167	°F
Suhu operasi	:	100	°C	=	212	°F
Suhu steam	:	134	°C	=	272	°F
Tekanan operasi	:	300	kPa	=	43,5113	psia
Suhu kondensat keluar	:	100,5747	°C	=	213,03	°F
Jumlah steam masuk (S)	:	5623,4000	kg/j	=	12397,5396	lb/j
Jumlah kondensat keluar (C)	:	5623,40000	kg/j	=	12397,5396	lb/j
Jumlah larutan keluar (L)	:	3156,6100	kg/j	=	6959,1702	lb/j
Jumlah uap keluar (V)	:	4997,2600	kg/	=	11017,1300	lb/j

Direncanakan :

Bagian pemanas dan bagian badan akan berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas berbentuk standard dished dan tutup bawah berbentuk conis

dengan $\alpha = 120^\circ$ dan harga $f = 18750$ (App. D, Brownell dan Young)

Effisiensi pengelasan jenis Double Welded Butt Joint dengan :

$$E = 0.80$$

$$C = 0.0625 \text{ in}$$

$$\alpha = 120$$

$$f = 18750$$

6.2 Perhitungan Luas Pemanas

Panas steam (Q) = massa steam (S) x λ

dimana telah diketahui bahwa :

$$Q = 3054014.14 \text{ kJ/jam} = 2894635.51 \text{ Btu/jam}$$

Menghitung ΔT :

$$\Delta T = T_s - T_v = 272^\circ\text{C} - 212^\circ\text{F} = 60^\circ\text{F}$$

Perhitungan Luas Pemanasan:

Karena fluida yang dipanaskan memiliki μ campuran = 0.00192 Pa.s maka nilai U_d dapat dicari dari Gb. 4 - 4 pada Ulrich, hal 102 yaitu :

$$U_d = 4395 \text{ J/s.m}^2.\text{K}$$

$$U_d = \frac{4395 \text{ J}}{\text{s.m}^2.\text{K}} \times \frac{1 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}}{5.6783 \text{ W/m}^2.\text{K}}$$

$$= 773.999 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \text{ trial} \times \Delta T} = \frac{2894635.51 \text{ Btu/jam}}{773.999 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F} \times 60^\circ\text{F}}$$

$$= 62.02061 \text{ ft}^2 = 5.7617 \text{ m}^2$$

Dari Ulrich tabel 4-7 hal.94, luas pemanas antara 30 - 300 m^2 memenuhi syarat untuk menggunakan evaporator jenis short tube, forced circulation.

6.3 Perhitungan dimensi bagian pemanas (tube)

Dari tabel 10, Kern hal. 843 dirancang dimensi pemanas dengan ukuran

1 1/2 in OD 15 BWG

- Panjang tube (L) : 5 ft
- Diameter luar (OD) : 1.5 in
- Diameter dalam (ID) : 1.36 in

- Susunan tube : triangular pitch (agar ruang kosong lebih kecil)
- Luas pemanasan per tube (a'') : $0.3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$
- Luas pemanasan (A) : $62.02061 \text{ ft}^2 = 5.7617 \text{ m}^2$

Volume liquid pada tiap pipa (V_1)

$$V_1 = 1/4 \pi (ID)^2 L$$

$$= 0.25 \times 3.14 \times (1.36/12)^2 \times 5 \text{ ft} = 0.050414 \text{ ft}^3$$

Massa liquid masuk tiap pipa (m_1)

$$\begin{aligned} m_1 &= V \times \rho_{\text{campuran}} = 0.050414 \text{ ft}^3 \times 96.13906 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 4.8468 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menentukan jumlah pipa :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{a'' \times L} = \frac{62.02061 \text{ ft}^2}{0.3925 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 5 \text{ ft}} = 31.6029 \text{ buah} \\ &= 32 \text{ buah} \end{aligned}$$

Massa total liquid masuk (m_2)

$$m_2 = N_t \times m_1 = 32 \times 4.8468 \text{ lb} = 153.1726 \text{ lb}$$

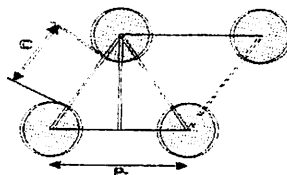
Menentukan volume liquid total di dalam tube (V_2)

$$V_2 = \frac{m_2}{\rho_{\text{campuran}}} = \frac{153.1726 \text{ lb}}{96.13906 \text{ lb/ft}^3} = 1.59324 \text{ ft}^3$$

Direncanakan susunan pipa berbentuk segitiga (triangular pitch) dengan sudut 60°

Dari tabel 9, Kern hal 842 dengan penggunaan tube OD = $1 \frac{1}{2}$ in, diperoleh :

$$P_t = 1 \frac{7}{8} \text{ in} = 1.88 \text{ in} = 0.16 \text{ ft}$$



Luas triangular pitch

$$A = 1/2 P_T^2 \sin 60 = 0.50 \times (0.16)^2 \times \sin 60 = 0.01 \text{ ft}^2$$

Jadi luas silinder yang dibutuhkan untuk penempatan 32 buah tube

adalah :

$$= Nt \times \text{luas triangular pitch} = 32 \times 0.01 = 0.33 \text{ ft}^2$$

6.4 Perhitungan dimensi evaporator

$$\text{Kapasitas larutan} = 17976.0577 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Suhu feed masuk} = 167.00 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\rho \text{ larutan masuk} = 96.1391 \text{ lb/ft}^3$$

Direncanakan lama pemisahan dengan liquidnya 38 detik sehingga :

$$\text{Vol. liquida} = \frac{17976.0577}{96.1391} \times \frac{38}{3600} \text{ jam} = 1.97 \text{ ft}^3$$

Dari Ulrich tabel 4-7 hal 94, range untuk kecepatan liquid di dalam tube adalah : 0.20 - 1.00 m/s

$$v = \frac{L}{t}$$

dimana :

v = kecepatan aliran fluida

$$\begin{aligned} L = \text{panjang total tube} &= 5 \text{ ft} \times 32 = 158.014 \text{ ft} \\ &= 48.1633 \text{ m} \end{aligned}$$

$$v = \frac{L}{t} = \frac{48.1633 \text{ m}}{3600 \text{ s}} = 0.0134 \text{ m/s}$$

1. Perhitungan diameter evaporator

Direncanakan :

$$\text{Ruang kosong dalam silinder} : 20 \% = 0.2$$

$$\text{faktor korosi} : 1 \frac{1}{16} = 1.0625$$

Faktor pengelasan : Double Welded

$$V_{rk} = 20 \% \times V_{total}$$

$$\text{Maka volume total} = \frac{100 \%}{80 \%} \times 1.97 = 2.47 \text{ ft}^3$$

A tangki = Luasan pipa + luasan downtake + luasan triangular

$$\frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 = 0.5789 \text{ ft}^2 + \frac{1}{64} \pi \cdot D_i^2 + \left\{ \left[\frac{1}{2} P t^2 \cdot \sin 60 - \frac{1}{2} \text{LuasTube} \right] \times (Nt - 2) \right\}$$

$$1/2 \text{ Luas tube} = 1/2 [1/4 \cdot \pi \cdot Di^2] = 1/2 [1/4 \times 3.14 \times (1.36)^2]$$

$$= 0.7260 \text{ ft}^2$$

$$1/2 Pt^2 \cdot \sin 60 = 0.0106 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luasan downtake} = 1/4 \cdot \pi \cdot (D_D)^2 \text{ dimana } D_D = 1/4 \cdot D_{\text{shell}}$$

$$= 1/4 \cdot \pi \cdot (1/4 \cdot D_{\text{shell}})^2 = 1/4 \cdot \pi \cdot 1/16 \cdot Di^2 = 1/64 \cdot \pi \cdot Di^2$$

maka :

$$A = \text{Luasan pipa} + \text{luasan downtake} = 80 \% \cdot \text{Luasan total}$$

$$\text{Luasan pipa} + \pi/64 \cdot di^2 = 0.8 \times 1/4 \times \pi \cdot di^2$$

$$\text{Luasan pipa} + 0.0491 \text{ di}^2 = 0.628 \text{ di}^2$$

$$\text{Luasan pipa} = 0.5789 \text{ di}^2$$

$$di = \sqrt{\frac{5.37}{0.5789}} = 0.7531 \text{ ft} = 9.0376 \text{ in} = 0.2296 \text{ m}$$

Menentukan volume larutan di dalam tutup bawah (V_{tb})

$$V_{tb} = \frac{\pi di^3}{24 \cdot \tan(1/2 \cdot \alpha)} = 0.0755 \cdot di^3 = 0.0323 \text{ ft}^3$$

Menentukan volume larutan dalam badan silinder (V_{Ls})

$$V_{Ls} = \frac{\pi}{4} di^2 \cdot L_s = 0.25 \times 3.14 \times (3.0190)^2 \times 12.5 = 5.5656 \text{ ft}^3$$

Menentukan V_{lls}

$$V_{lls} = V_{Ls} - V_{tb} = 5.5333 \text{ ft}^3$$

Menentukan tinggi larutan (lls)

$$V_{lls} = \frac{\pi}{4} di^2 \cdot lls$$

$$5.5333 = 0.25 \times 3.14 \times 0.5672 \times lls$$

$$lls = 12.4276 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi tutup bawah (hb)

$$hb = \frac{1/2 di}{\tan(1/2 \alpha)} = \frac{0.50 \times 0.7531}{\tan 60} = 0.2174 \text{ ft} = 2.609 \text{ in}$$

Menentukan tinggi tutup atas (ha)

$$ha = 0.169 \times di = 0.1273 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi evaporator (H)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= L_s + h_a + h_b \\ &= 12.5 + 0.1273 + 0.2174 = 12.8447 \text{ ft} \end{aligned}$$

a. Menentukan tekanan design

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

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho (H-1)}{144} = \frac{96.13906 \times 11.8447}{144} \\ &= 7.9079 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$P_{\text{design}} = 14.7 + 7.9079 - 14.7 = 7.9079 \text{ psig}$$

b. Menentukan tebal silinder

- Tinggi silinder (L_s)

$$\text{Tinggi silinder dibuat} = 2.5 \text{ kali dari tinggi tube}$$

$$L_s = 2.5 \text{ tinggi tube} = 2.5 \times 5 = 12.50 \text{ ft} = 150 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{p_i d_i}{2(fE - 0.6p_i)} + C$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{7.9079 \times 9.0376}{2(18750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079)} + \frac{1}{16} \\ &= 0.0649 \text{ in} \times \frac{16}{16} = \frac{1.0381}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Standardisasi d_o :

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + 2.t_s \\ &= 9.0376 + 2. (3/16) = 9.4126 \text{ in} = 0.7844 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel Brownell and Young hal 89 diperoleh :

$$d_o = 38 \text{ in} \quad (icr = 2 \frac{3}{8}, \text{ dan } r = 36)$$

$$d_{i_{baru}} = d_o - 2t_s = 38 - 2 \times (3/16) = 37.6250 \text{ in} = 3.135$$

2. Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

a. Menentukan tebal dan tinggi tutup atas standard dishes

- Menentukan tebal tutup atas (t_{ha})

Dimana : $r = d_i$ (Brownell and Young hal 258) maka :

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.0885 \times \pi \times r}{fE - 0.1\pi} + C \\
 &= \frac{0.0885 \times 7.9079 \times 37.6250}{(18750 \times 0.8 - 0.1 \times 7.9079)} + \frac{1}{16} = 0.0625 \text{ in} \\
 &= 0.0625 \times \frac{16}{16} = \frac{1}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi tutup atas (h_a)

$$h_a = 0.169 \times 37.625 = 6.3586 \text{ in}$$

b. Menentukan tinggi dan tebal tutup bawah conical

- Menentukan tebal tutup bawah (t_{hb})

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{\pi \cdot d_i}{2(fE - 0.6\pi) \cos 1/2 \alpha} + C \\
 t_{hb} &= \frac{7.9079 \times 37.625}{2(18750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079) \cos 60} + \frac{1}{16}
 \end{aligned}$$

$$t_{hb} = 0.08234 \text{ in} \times \frac{16}{16} = \frac{1.3175}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

- Menghitung tinggi tutup bawah (h_b)

$$h_b = \frac{1/2 d}{\tan 1/2 \alpha} = \frac{0.5 \times 37.6250}{\tan 60} = 10.8614 \text{ in}$$

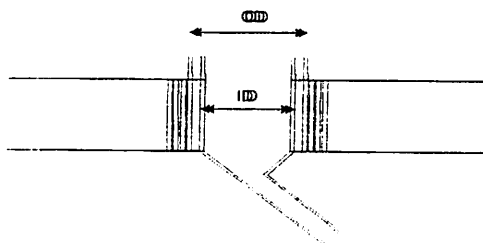
b. Menentukan tinggi larutan (l_s)

$$V_{ls} = \frac{\pi}{4} d_i^2 \cdot l_s$$

$$5.5656 = 0.25 \times 3.14 \times 9.8308 \times l_s$$

$$l_s = 0.7212 \text{ ft}$$

3. Perhitungan downtake



Direncanakan pan calandria dengan pipa downtake di tengah diameter tangki dan diameter downtake = 0.25 diameter shell (Alugot, hal. 664)

$$\begin{aligned} D_{DT} &= 0.25 \times D_{shell} \\ &= 0.25 \times 37.625 = 9.4063 \text{ in} \end{aligned}$$

4. Menghitung tinggi total evaporator ($H_{t\text{total}}$)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= h_a + h_b + h \text{ badan silinder} \\ &= 6.3586 + 10.8614 + 150 \\ &= 167.2200 \text{ in} = 13.9350 \text{ ft} \end{aligned}$$

6.5 Perhitungan diameter lubang

Ada 5 buah lubang pada perancangan evaporator ini, yaitu:

- Lubang steam masuk
- Lubang feed masuk (Larutan glukosa)
- Lubang produk keluar
- Lubang kondensat keluar
- Lubang uap keluar

Perancangannya :

a. Lubang steam masuk

$$\text{Suhu steam masuk} = 134 \text{ } ^\circ\text{C} = 272 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Jumlah steam masuk} = 12397.5396 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Sv pada suhu } 135 \text{ } ^\circ\text{C} = 0.018775 \text{ ft}^3/\text{lb} \quad (\text{Kam, hal 816})$$

$$\mu \text{ steam} = 0.015 \text{ cp} = 0.00001008 \text{ lb/ft.dik}$$

$$\rho \text{ steam} = \frac{1}{Sv} = \frac{1}{0.018775} = 53.2623 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Flow rate} &= \frac{12397.5396 \text{ lb/jam}}{1348 \times 53.2623 \text{ lb/ft}^3} = 0.1727 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.000048 \text{ ft}^3/\text{dik}\end{aligned}$$

Asumsi :: Aliran turbulen

Dari Peter dan Timmerhause, fig 14-2, hlm 496, didapat :

$$\begin{aligned}\text{Di optimum} &= 3.9 \cdot (\phi f)^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times ((0.000048))^{0.45} \times ((53.2623))^{0.13} \\ &= 0.07446 \text{ ft} = 0.8935 \text{ in}\end{aligned}$$

Standardisasi ukuran pipa dari tabel 11, hal 844 Kem diperoleh :

$$\text{Ukuran pipa nominal} = 1.5 \text{ in sch 40}$$

$$\text{ID} = 1.61 \text{ in} = 0.1342 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1.90 \text{ in}$$

Check terhadap asumsi

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan linear (v)} &= \frac{\phi}{A} = \frac{\phi}{\pi/4 \cdot \text{ID}^2} \\ &= \frac{0.000048 \text{ ft}^3/\text{dik}}{3.14/4 \cdot (0.134)^2} = 0.0034 \text{ ft/dik}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}N_{RE} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.134 \times 0.0034 \times 96.13906}{0.00001008} \\ &= 4343.7777 > 4000\end{aligned}$$

$N_{RE} > 4000$, maka asumsi bahwa aliran turbulen adalah benar.

b. Lubang feed masuk

$$\text{Suhu feed} = 75 \text{ } ^\circ\text{C} = 167 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Jumlah feed masuk} = 8153.7600 \text{ kg/jam} = 17976 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 96.13906 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 1.92 \text{ cp} = 0.0012902 \text{ lb/ft dik}$$

$$\begin{aligned}\text{Flow rate} &= \frac{17976 \text{ lb/jam}}{1348 \times 96.13906 \text{ lb/ft}^3} = 0.13871 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.00003853 \text{ ft}^3/\text{dik}\end{aligned}$$

Asumsi : Aliran turbulen

Dari Peter dan Timmerhause, fig. 14-2, hlm 496, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimum} &= 3.9 \cdot (\phi f)^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times (0.00003853)^{0.45} \times (96.1391)^{0.1} \\ &= 0.07285 \text{ ft} = 0.8742 \text{ in} \end{aligned}$$

Standardisasi ukuran pipa dari tabel 11, hal 844 Kern diperoleh :

$$\text{Ukuran pipa normal} = 1.5 \text{ in sch 40}$$

$$\text{ID} = 1.61 \text{ in} = 0.1342 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1.90 \text{ in}$$

Check terhadap asumsi

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (v)} &= \frac{\phi}{A} = \frac{\phi}{\pi/4 \cdot \text{ID}^2} \\ &= \frac{0.000038530}{3.14/4 \cdot (0.134)^2} = 0.002727 \text{ ft/dtk} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{\text{RE}} &= \frac{D \cdot v \cdot P}{\mu} = \frac{0.1342 \times 0.002727 \times 96.13906}{0.00129018} \\ &= 27.261 < 4000 \end{aligned}$$

$N_{\text{RE}} < 4000$, maka asumsi bahwa aliran turbulen tidak benar
(termasuk aliran laminar)

c. Lubang produk keluar

$$\text{Suhu produk} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Jumlah produk} = 6959.1702 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 96.13906 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 1.92 \text{ cp} = 0.0012902 \text{ lb/ft.dtk}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow rate} &= \frac{6959.1702 \text{ lb/jam}}{1348 \times 96.13906 \text{ lb/ft}^3} = 0.0536992 \text{ ft}^3/\text{ja} \\ &= 0.00001492 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Asumsi : Aliran turbulen

Dari Peter dan Timmerhause, fig. 14-2, hlm 496, didapat :

$$\text{Di optimum} = 3.9 \cdot (\phi f)^{0.45} \cdot \rho^{0.13}$$

$$= 3.9 \times (0.00001492)^{0.45} \times (96.1391)^{0.1}$$

$$= 0.04753 \text{ ft} = 0.5704 \text{ in}$$

Standardisasi ukuran pipa dari tabel 11, hal 844 Kern diperoleh :

$$\text{Ukuran pipa normal} = 1 \text{ in sch } 40$$

$$\text{ID} = 1.049 \text{ in} = 0.0874 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1.32 \text{ in}$$

Check terhadap asumsi

$$\text{Kecepatan linear (v)} = \frac{\dot{Q}}{A} = \frac{\dot{Q}}{\pi/4 \cdot \text{ID}^2}$$

$$= \frac{0.000014916}{3.14/4 (0.087)^2} = 0.002487 \text{ ft/dtk}$$

$$N_{RE} = \frac{D \cdot v \cdot P}{\mu} = \frac{0.0874 \times 0.002487 \times 96.13906}{0.00129018}$$

$$= 16.198 < 4000$$

$N_{RE} < 4000$, maka asumsi bahwa aliran turbulen tidak benar

(termasuk aliran laminar)

d. Lubang kondensat keluar

$$\text{Suhu steam masuk} = 134 \text{ } ^\circ\text{C} = 272 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Jumlah kondensat keluar} = 12397.5396 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Sv pada suhu } 135 \text{ } ^\circ\text{C} = 0.018775 \text{ ft}^3/\text{lb} \quad (\text{Kern, hal 816})$$

$$\mu_{\text{steam}} = 0.015 \text{ cp} = 0.00001008 \text{ lb/ft.dtk}$$

$$\rho_{\text{steam}} = \frac{1}{S_v} = \frac{1}{0.018775} = 53.2623 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Flow rate} = \frac{12397.5396 \text{ lb/jam}}{1348 \times 53.2623 \text{ lb/ft}^3} = 0.1727 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.000048 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Asumsi : Aliran turbulen

Dari Peter dan Timmerhause, fig. 14-2, hlm 496, didapat :

$$\text{Di optimum} = 3.9 \cdot (\dot{Q})^{0.45} \cdot \rho^{0.13}$$

$$= 3.9 \times (0.000048)^{0.45} \times (53.2623)^{0.1}$$

$$= 0.07446 \text{ ft} = 0.8935 \text{ in}$$

Standardisasi ukuran pipa dari tabel 11, hal 844 Kern diperoleh :

$$\text{Ukuran pipa normal} = 1.5 \text{ in sch } 40$$

$$\text{ID} = 1.61 \text{ in} = 0.1342 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 1.9 \text{ in}$$

Check terhadap asumsi

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (v)} &= \frac{\emptyset}{A} = \frac{\emptyset}{\pi/4 \cdot \text{ID}^2} \\ &= \frac{0.000048 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{3.14/4 (0.134)^2} = 0.0034 \text{ ft/dtk} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{\text{RE}} &= \frac{D \cdot v \cdot P}{\mu} = \frac{0.134 \times 0.0034 \times 53.26232}{0.00001008} \\ &= 2406.510 > 4000 \end{aligned}$$

$N_{\text{RE}} > 4000$, maka asumsi bahwa aliran turbulen adalah benar.

e. Lubang uap keluar

$$\text{Suhu uap keluar} = 100.57 \text{ } ^\circ\text{C} = 213 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Jumlah uap keluar} = 11017.1300 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 96.13906 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 1.92 \text{ cp} = 0.0012902 \text{ lb/ft.dtk}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow rate} &= \frac{11017.1300 \text{ lb/jam}}{1348 \times 96.13906 \text{ lb/ft}^3} = 0.0850 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0000236 \text{ ft}^3, \end{aligned}$$

Asumsi : Aliran turbulen

Dari Peter dan Timmerhause, fig. 14-2, hlm 496, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimum} &= 3.9 \cdot (\emptyset f)^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times (0.0000236)^{0.45} \times (96.1391)^{0.13} \\ &= 0.05845 \text{ ft} = 0.7014 \text{ in} \end{aligned}$$

Standardisasi ukuran pipa dari tabel 11, hal 844 Kern diperoleh :

$$\text{Ukuran pipa normal} = 1.25 \text{ in sch } 40$$

$$\text{ID} = 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft}$$

OD = 1.66 in

Check terhadap asumsi

Kecepatan linear (v) = $\frac{\dot{V}}{A} = \frac{\dot{V}}{\pi/4 \cdot ID^2}$

= $\frac{0.000023614}{3.14/4 \cdot (0.115)^2} = 0.00227 \text{ ft/dt}$

$N_{RE} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.1150 \times 0.00227 \times 96.13906}{0.00129018}$

= 19.4920 < 4000

$N_{RE} < 4000$, maka asumsi bahwa aliran turbulen tidak benar
(termasuk aliran laminar)

6.6 Menentukan flange pada lubang

Dari Brownell dan Young, fig. 12.2, hlm 221, ukuran flange pada lubang menggunakan standar 150 lb steel weeding-neek flanges (168) sehingga didapatkan :

Tabel 6.6.1. Dimensi Flange pada masing-masing Pipa

No	Lubang	NPS	A	T	R	E	K	L	F
1	Steam	1 1/2	5	1 1/16	2 7/8	2 9/16	1.9	2 7/16	1.6
2	Feed	1 1/2	5	1 1/16	2 7/8	2 9/16	1.9	2 7/16	1.6
3	Produk	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1.32	2 3/16	1.0
4	Kondensat	1 1/2	5	1 1/16	2 7/8	2 9/16	1.9	2 7/16	1.6
5	Uap	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	1.66	2 1/4	1.3

Dimana :

A = Diameter luar flange (in)

T = Tebal minimal flange (in)

R = Diameter luar dari raised face (in)

E = Diamater dari Hub pada dasar (in)

K = Diameter Hub pada titik pengelasan (in)

L = Panjang Hub (in)

B = Diameter dalam dari dinding pipa standard

Tabel 6.6.2. Diameter flange (in)

No	Nozzle	NPS	Diameter Lubang	Diameter baut	Sirkulasi baut	Jumlah baut
1	Steam	1 1/2	5/8	1/2	3 7/8	4
2	Feed	1 1/2	5/8	1/2	3 7/8	4
3	Produk	1	5/8	1/2	3 1/8	4
4	Kondensat	1 1/2	5/8	1/2	3 7/8	4
5	Uap	1 1/4	5/8	1/2	3 1/2	4

6.7 Menghitung dimensi hand hole

a. Dimensi hand hole

Sebuah hand hole direncanakan dengan diameter man hole 10 = 0.8333 ft = 0.2540 m. Flange untuk man hole digunakan type standard 150 lb forged slip on-flanges (168)

(Brownell and Young, hal 222)

- 1 Ukuran nominal pipa (NPS) = 10 in
- 2 Do flange (A) = 16 in
- 3 Ketebalan flange (T) = 1 3/16 in
- 4 Do dari pembesaran penukaan (R) = 12 3/4 in
- 5 D pusat dari dasar (E) = 12 in
- 6 Panjang (L) = 1 15/16 in
- 7 Jumlah lubang baut = 12 lubang
- 8 Diameter lubang = 1 in
- 9 Diameter baut = 7/8 in
- 10 Bolt circle = 14 1/4
- 11 Diameter luar bore (B) = 10.88 in

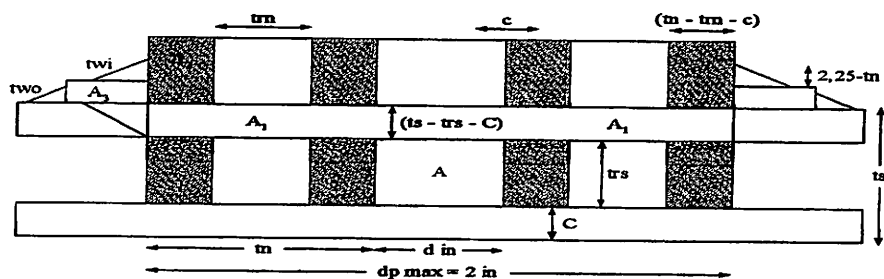
b. Tutup hand hole

Dipilih standard 150 lb flange (168)

- 1 Ukuran minimal pipa (NPS) = 10 in
- 2 Do flange (A) = 16 in
- 3 Tebal flange minimum (T) = 1 3/16 in

4 Do dari pembesaran permukaan (R)	= 12 3/4 in
5 Diameter lubang	= 1 in
6 Jumlah lubang baut	= 12 buah
7 D baut	= 7/8 in
8 Bolt circle	= 14 1/4

6.8 Perhitungan perlu tidaknya penguat pada lubang dan handhole



Ada 6 buah lubang,yaitu:

- Lubang steam masuk
- Lubang feed masuk (Larutan glukosa)
- Lubang produk keluar
- Lubang kondensat keluar
- Lubang uap keluar
- Lubang handhole

Perencanaannya adalah :

a. Lubang steam masuk

Diameter lubang	=	1.50 in
Diameter dalam	=	1.61 in = 0.13 ft
Diameter luar	=	1.90 in

Asumsi :

two	=	tebal pengelasan luar	=	7/16 in
twi	=	tebal pengelasan dalam	=	7/16 in
tp	=	1/2 in	=	0.50 in
ts	=	3/16 in		

Diketahui ::

$$t_{min} = ((t_{terkecil} \text{ diantara } t_{ts}, t_{tm}, \text{ dan } t_{tp}))$$

$$\begin{aligned} t_{tm} &= D_o \text{ lubang} - D_i \text{ lubang} \\ &= 1.90 - 1.61 \\ &= 0.29 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{two \text{ min}} &= 0.5 \times t_{min} \\ &= 0.5 \times 3/16 \\ &= 0.0938 \text{ in} \end{aligned}$$

$t_{two} > t_{two \text{ min}}$, maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

$$\begin{aligned} D_p &= 2 \times D_{im \text{ max}} \\ &= 2 \times 1.61 \\ &= 3.22 \text{ in} \end{aligned}$$

$$D_i \text{ tangki} = 37.625 \text{ in} = 3.1354 \text{ ft}$$

$$D_{im} = 1.61 \text{ in} = 0.1342 \text{ ft}$$

Maka dengan C lubang = 0

* Tebal silinder tasowitis ((t_{ts})) ::

$$\begin{aligned} t_{ts} &= \frac{P_i \times D_i}{2[fE - 0.6P_i]} = \frac{7.9079 \times 37.625}{2[118750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079]} \\ &= 0.0099 \text{ in} \end{aligned}$$

* Tebal lubang tasowitis ((t_{tm})) ::

$$\begin{aligned} t_{tm} &= \frac{P_i \times D_{im}}{2[fE - 0.6P_i]} = \frac{7.9079 \times 1.610}{2[118750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079]} \\ &= 0.000425 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung ::

$$A = t_{ts} \times d_{im} = 0.0099 \times 1.6 = 0.0160 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} A_1 &= (t_{ts} - t_{tm} - C) \times D_{im} = (3/16 - 0.0099 - 0) \times 1.61 \\ &= 0.2859 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 [(t_{tm} - t_{tm} - C) \times (2 \frac{1}{4} t_{tm} + t_{tp})] \\ &= 0.6675 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A1 + A2 = 0.95337 \text{ in}^2$$

$A < A1 + A2$, maka tidak perlu penguat

b. Lubang feed masuk

$$\text{Diameter lubang} = 1.50 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam} = 1.61 \text{ in} = 0.1342 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar} = 1.90 \text{ in}$$

Asumsi :

$$two = \text{tebal pengelasan luar} = 7/16 \text{ in}$$

$$twi = \text{tebal pengelasan dalam} = 7/16 \text{ in}$$

$$tp = 1/2 \text{ in} = 0.50 \text{ in}$$

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

Diketahui :

$$t_{min} = (\text{terkecil diantara } ts, tn, \text{ dan } tp)$$

$$tn = Do \text{ lubang} - Di \text{ lubang}$$

$$= 1.90 - 1.61$$

$$= 0.29 \text{ in}$$

$$two_{min} = 0.5 \times t_{min}$$

$$= 0.5 \times 3/16$$

$$= 0.0938 \text{ in}$$

$two > two_{min}$, maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

$$Dp = 2 \times D_{in \text{ max}}$$

$$= 2 \times 1.61$$

$$= 3.22 \text{ in}$$

$$Di \text{ tangki} = 37.625 \text{ in} = 3.1354 \text{ ft}$$

$$D_{in} = 1.61 \text{ in} = 0.1342 \text{ ft}$$

Maka dengan C lubang = 0

* **Tebal silinder teoritis (trs) :**

$$trs = \frac{Pi \times Di}{2[fE - 0.6Pi]} = \frac{7.9079 \times 37.625}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079]}$$

$$= 0.0099 \text{ in}$$

* Tebal lubang teoritis (t_m) :

$$t_m = \frac{P_i \times D_{in}}{2[f.E - 0.6P_i]} = \frac{7.9079 \times 1.610}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079]} \\ = 0.000425 \text{ in}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = t_{rs} \times d_{in} = 0.0099 \times 1.61 = 0.0160 \text{ in}^2$$

$$A1 = (t_s - t_{rs} - C) \times D_{in} = (3/16 - 0.0099 - 0) \times 1.61 \\ = 0.2859 \text{ in}^2$$

$$A2 = 2 [(t_n - t_m - C) \times (2 \frac{1}{4} t_n + t_p)] \\ = 0.6675 \text{ in}^2$$

$$A1 + A2 = 0.95337 \text{ in}^2$$

$A < A1 + A2$, maka tidak perlu penguat

c. Lubang produk keluar

$$\text{Diameter lubang} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam} = 1.049 \text{ in} = 0.0874 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar} = 1.32 \text{ in}$$

Asumsi :

$$t_{wo} = \text{tebal pengelasan luar} = 7/16 \text{ in}$$

$$t_{wi} = \text{tebal pengelasan dalam} = 7/16 \text{ in}$$

$$t_p = 1/2 \text{ in} = 0.50 \text{ in}$$

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

Diketahui :

$$t_{min} = (\text{terkecil diantara } t_s, t_n, \text{ dan } t_p)$$

$$t_n = D_o \text{ lubang} - D_i \text{ lubang}$$

$$= 1.32 - 1.049$$

$$= 0.27 \text{ in}$$

$$t_{wo \text{ min}} = 0.5 \times t_{min}$$

$$= 0.5 \times 3/16$$

$$= 0.0938 \text{ in}$$

$t_{wo} > t_{wo \text{ min}}$, maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

$$\begin{aligned} D_p &= 2 \times D_{in \text{ max}} \\ &= 2 \times 1.049 \\ &= 2.10 \text{ in} \end{aligned}$$

$$D_{itangki} = 37.625 \text{ in} = 3.1354 \text{ ft}$$

$$D_{in} = 1.05 \text{ in} = 0.0874 \text{ ft}$$

Maka dengan C lubang = 0

* Tebal silinder toronitis ((trs)) :

$$\begin{aligned} trs &= \frac{P_i \times D_i}{2[(FE - 0.6Pi)]} = \frac{7.9079 \times 37.625}{2[118750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079]} \\ &= 0.0099 \text{ in} \end{aligned}$$

* Tebal lubang toronitis ((tm)) :

$$\begin{aligned} tm &= \frac{P_i \times D_{in}}{2[(FE - 0.6Pi)]} = \frac{7.9079 \times 1.049}{2[118750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079]} \\ &= 0.000277 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = trs \times d_{in} = 0.0099 \times 1.05 = 0.0104 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} A_1 &= (ts - trs - C) \times D_{in} = (3/16 - 0.0099 - 0) \times 1.049 \\ &= 0.1863 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 [(tm - tm - C) \times (2 \frac{1}{4} tm + tp)] \\ &= 0.0009 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A_1 + A_2 = 0.18715 \text{ in}^2$$

$A < A_1 + A_2$, maka tidak perlu penguat

d. Lubang kondensat keluar

$$\text{Diameter lubang} = 1.5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam} = 1.61 \text{ in} = 0.1342 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar} = 1.90 \text{ in}$$

Asumsi :

$$t_{wo} = \text{tebal pengelasan luar} = 7/16 \text{ in}$$

$$t_{wi} = \text{tebal pengelasan dalam} = 7/16 \text{ in}$$

$$t_p = 1/2 \text{ in} = 0.50 \text{ in}$$

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

Diketahui :

$$t_{\min} = (\text{terkecil diantara } t_s, t_n, \text{ dan } t_p)$$

$$t_n = D_o \text{ lubang} - D_i \text{ lubang}$$

$$= 1.90 - 1.61$$

$$= 0.29 \text{ in}$$

$$t_{\text{two min}} = 0.5 \times t_{\min}$$

$$= 0.5 \times 3/16$$

$$= 0.0938 \text{ in}$$

$t_{\text{two}} > t_{\text{two min}}$, maka pengelasan memadai

Diameter penguat max

$$D_p = 2 \times D_{\text{in max}}$$

$$= 2 \times 1.61$$

$$= 3.22 \text{ in}$$

$$D_i \text{ tangki} = 37.625 \text{ in} = 3.1354 \text{ ft}$$

$$D_{\text{in}} = 1.61 \text{ in} = 0.1342 \text{ ft}$$

Maka dengan C lubang = 0

*** Tebal silinder teoritis (t_{rs}) :**

$$t_{rs} = \frac{P_i \times D_i}{2[fE - 0.6P_i]} = \frac{7.9079 \times 37.625}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079]} = 0.0099 \text{ in}$$

*** Tebal lubang teoritis (t_{rn}) :**

$$t_{rn} = \frac{P_i \times D_{\text{in}}}{2[fE - 0.6P_i]} = \frac{7.9079 \times 1.610}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079]} = 0.000425 \text{ in}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = t_{rs} \times d_{\text{in}} = 0.0099 \times 1.61 = 0.0160 \text{ in}^2$$

$$A_l = (t_s - t_{rs} - C) \times D_{\text{in}} = (3/16 - 0.0099 - 0) \times 1.610$$

$$= 0.2859 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} A2 &= 2 [(t_m - t_{m1} - C) \times (2 \frac{1}{4} t_m + t_p)] \\ &= 0.6675 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A1 + A2 = 0.95337 \text{ in}^2$$

$A < A1 + A2$, maka tidak perlu penguat

e. Lubang uap keluar

$$\text{Diameter lubang} = 1.25 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam} = 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar} = 1.66 \text{ in}$$

Asumsi ::

$$t_{wo} = \text{tebal pengelasan luar} = 7/16 \text{ in}$$

$$t_{wi} = \text{tebal pengelasan dalam} = 7/16 \text{ in}$$

$$t_p = 1/2 \text{ in} = 0.50 \text{ in}$$

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

Diketahui :

$$t_{min} = (\text{terkecil diantara } t_s, t_n, \text{ dan } t_p)$$

$$t_m = D_o \text{ lubang} - D_i \text{ lubang}$$

$$= 1.66 - 1.38$$

$$= 0.28 \text{ in}$$

$$t_{wo \min} = 0.5 \times t_{min}$$

$$= 0.5 \times 3/16$$

$$= 0.0938 \text{ in}$$

$t_{wo} > t_{wo \min}$, maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

$$D_p = 2 \times D_{in \max}$$

$$= 2 \times 1.38$$

$$= 2.76 \text{ in}$$

$$D_i \text{ tangki} = 37.625 \text{ in} = 3.1354 \text{ ft}$$

$$D_{in} = 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft}$$

Maka dengan C lubang = 0

* Tebal silinder teoritis (trs) :

$$\begin{aligned} trs &= \frac{P_i \times D_i}{2[fE - 0.6P_i]} = \frac{7.9079 \times 37.625}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079]} \\ &= 0.0099 \text{ in} \end{aligned}$$

* Tebal lubang teoritis (tn) :

$$\begin{aligned} tn &= \frac{P_i \times D_{in}}{2[fE - 0.6P_i]} = \frac{7.9079 \times 1.38}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079]} \\ &= 0.000364 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = trs \times d_{in} = 0.0099 \times 1.38 = 0.0137 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} A1 &= (ts - trs - C) \times D_{in} = (3/16 - 0.0099 - 0) \times 1.38 \\ &= 0.2451 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A2 &= 2 [(tn - tm - C) \times (2 \frac{1}{4} tn + tp)] \\ &= 0.6320 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A1 + A2 = 0.87704 \text{ in}^2$$

$A < A1 + A2$, maka tidak perlu penguat

f. Lubang handhole

$$\text{Diameter lubang} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam} = 9.25 \text{ in} = 0.7708 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar} = 10 \text{ in}$$

Asumsi :

$$two = \text{tebal pengelasan luar} = 7/16 \text{ in}$$

$$twi = \text{tebal pengelasan dalam} = 7/16 \text{ in}$$

$$tp = 1/2 \text{ in} = 0.50 \text{ in}$$

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

Diketahui :

$$t_{min} = (\text{terkecil diantara } ts, tn, \text{ dan } tp)$$

$$tn = D_o \text{ lubang} - D_i \text{ lubang}$$

$$= 10 - 9.25$$

$$= 0.75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{two min} &= 0.5 \times t_{\min} \\
 &= 0.5 \times 3/16 \\
 &= 0.0938 \text{ in}
 \end{aligned}$$

two > two min, maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

$$\begin{aligned}
 D_p &= 2 \times D_{\text{in max}} \\
 &= 2 \times 9.25 \\
 &= 18.50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$D_{\text{tangkai}} = 37.625 \text{ in} = 3.1354 \text{ ft}$$

$$D_{\text{in}} = 9.25 \text{ in} = 0.7708 \text{ ft}$$

Maka dengan C lubang = 0

*** Tebal silinder teoritis (trs) :**

$$\begin{aligned}
 \text{trs} &= \frac{P_i \times D_i}{2[f.E - 0.6P_i]} = \frac{7.9079 \times 37.625}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079]} \\
 &= 0.0099 \text{ in}
 \end{aligned}$$

*** Tebal lubang teoritis (trn) :**

$$\begin{aligned}
 \text{trn} &= \frac{P_i \times D_{\text{in}}}{2[f.E - 0.6P_i]} = \frac{7.9079 \times 9.250}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 7.9079]} \\
 &= 0.002439 \text{ in}
 \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = \text{trs} \times d_{\text{in}} = 0.0099 \times 9.3 = 0.0918 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned}
 A_1 &= (t_s - \text{trs} - C) \times D_{\text{in}} = (3/16 - 0.0099 - 0) \times 9.25 \\
 &= 1.6426 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_2 &= 2 [(t_n - \text{trn} - C) \times (2 \frac{1}{4} t_n + t_p)] \\
 &= 3.2706 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$A_1 + A_2 = 4.91319 \text{ in}^2$$

A < A₁ + A₂, maka tidak perlu penguat

6.9 Perhitungan dimensi gasket, bolting, dan flange pada tangki

$$OD_{\text{evaporator}} = 38 \text{ in}$$

$$ID_{\text{evaporator}} = 37.625 \text{ in}$$

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

6.9.1 Dimensi gasket

Dari Brownell and Young hal 228, diperoleh :

Bahan : Asbestos

Tebal : 1/8 in

Faktor gasket (m) : 2

Design stress seating minimal (y) : 1600 psia

Menentukan lebar gasket

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - (P \times m)}{y - P(m+1)}} \quad (\text{Brownell and Young, hal 226})$$

dimana :

d_o = diameter luar gasket (in)

d_i = diameter dalam gasket (in)

P = 7.9079 + 14.7 = 22.6079 psia

y = 1600 psia

m (faktor gasket) = 2

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{1600 - (22.6079 \times 2)}{1600 - 22.6079(2+1)}} = 1.0074$$

Asumsi d_i gasket = 37.625 in, maka

D_o = 37.625 x 1.0074 = 37.9016 in

Lebar minimum gasket = 1/2 . (d_o - d_i)

(Brownell and Young,hal 242)

$$= 0.5 \times (37.9016 - 37.625)$$

$$= 0.1383 \text{ in} \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{2.2126}{16} \text{ in} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan beban gasket (Wm2)

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

(Brownell and Young,hal 240)

Dimana :

b = lebar efektif gasket

y = design stress minimal = 1600 psia

g = diameter rata-rata gasket

n = tebal gasket = 1/8 (asumsi)

$G = d_{\text{rata-rata gasket}}$

= d_i + tebal gasket

= 37.625 + 1/8 = 37.75 in

$b_o = n/2$

Dari Brownell, hal 229 fig. 12.12 diketahui bahwa :

$b_o = b$ jika $b_o > 0.25$

$$b_o = \frac{1/8}{2} = 0.0625 \text{ in}$$

$b = b_o = 0.0625 \text{ in}$

Maka :

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

$$= 3.14 \times 0.0625 \times 37.75 \times 1600$$

$$= 11853.5 \text{ lb}$$

Menghitung beban operasi total pada kondisi kerja (W_{m1})

$$W_{m1} = H + H_p \quad (\text{Brownell, hal 240})$$

- Beban untuk menjaga sambungan (H_p)

$$H_p = 2 \cdot b \cdot \pi \cdot G \cdot p \cdot m$$

$$= 2 \times 0.0625 \times 3.14 \times 37.75 \times 22.6079 \times 2$$

$$= 669.9567 \text{ lb}$$

- Beban karena tekanan dalam

$$H = \pi/4 \times G^2 \times P$$

$$= 3.14/4 \times 1425.063 \times 22.6079$$

$$= 25290.8659 \text{ lb}$$

Jadi beban berat pada kondisi operasi didapatkan :

$$W_{m1} = H + H_p$$

$$= 25290.8659 + 669.9567 = 25960.8226 \text{ lb}$$

$W_{m1} > W_{m2}$ maka beban yang mengontrol proses adalah W_{m1}

6.9.2 Dimensi bolting (baut)

Direncanakan :

Bahan :: HAS SA 193 Grade B8 type 304

Stress (daya tegang) :: 15000 psi (Brownell, hal 344)

Menghitung luas minimum baut area (A_{m1})

$$A_{m1} = \frac{W_{m1}}{f_b} = \frac{25960.8226}{15000} = 1.7307 \text{ in}^2$$

Ukuran baut optimum (Brownell, hal 188) dicoba ukuran baut

$$= 1 \frac{1}{8} \text{ in, maka root area} = 0.693 \text{ in}^2$$

Jumlah bolting minimum (Brownell, hal 188)

$$N = \frac{A_{m1}}{\text{Root area}} = \frac{1.7307}{0.693} \approx 2 \text{ buah}$$

Sehingga dari Brownell hal. 188 diperoleh :

- Ukuran nominal baut = 1 1/8 in
- Root area = 0.693 in²
- Bolt spacing (Bc) = 2 1/2 in
- Jarak radial minimum (R)= 1 1/2 in
- Jarak dari tepi (E) = 1 1/8 in
- Nut dimension = 1 13/16 in
- Radius fillet maks (r) = 7/16 in

Pengecekan lebar gasket

Ab aktual = jumlah baut x root area

$$= 2 \times 0.693 = 1.386 \text{ in}^2$$

Lebar gasket minimum

$$W = \frac{Ab \text{ aktual} \times f_{allowable}}{2 \times y \times G \times \pi} = \frac{1.386 \times 15000}{2 \times 1600 \times 37.75 \times 3.14} = 0.0548 \text{ in}$$

Karena $W <$ lebar gasket yang ditentukan 3/16, maka lebar gasket memadai.

6.9.3 Dimensi flange

Direncanakan :

Bahan : HAS SA 240 grade S type 304

Allowable stress : 18750

Menghitung diameter luar flange (A)

$$\begin{aligned}\text{Flange OD} = A &= \text{bolt circle diameter} + 2 E \\ &= C + 2E\end{aligned}$$

$R = 1 \frac{1}{2}$ in dan $E = 1 \frac{1}{8}$ in

$$C = 2 \cdot (1.415 \text{ go} + R) + \text{ID gasket} \quad (\text{Brownell, hal 243})$$

dimana $\text{go} > \frac{5}{8}$ in

Diambil $\text{go} = 0.8$ in

$$\begin{aligned}C &= 2 \times (1.415 \times 0.8 + 1 \frac{1}{2}) + 37.625 \\ &= 42.8890 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A = \text{OD} &= 42.889 + 2 \times 1 \frac{1}{8} \\ &= 45.1390 \text{ in}\end{aligned}$$

Perhitungan momen

Total momen pada kondisi operasi (M_o) = $M_D + M_G + M_T$

- Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$\begin{aligned}W &= \frac{1}{2} \cdot (A_m l + A_b) \times f_{all} \quad (\text{Brownell, hal 243}) \\ &= 0.5 \times (1.7307 + 1.386) \times 15000 \\ &= 23375.4113 \text{ lb}\end{aligned}$$

- Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle

$$\begin{aligned}h_G &= \frac{1}{2} (C - G) \quad (\text{Brownell, hal 243}) \\ &= 0.5 \times (42.8890 - 37.75) = 2.5695 \text{ in}\end{aligned}$$

Momen flange (M_a)

$$M_a = h_G \times W = 2.5695 \times 23375.4113 = 60063.1193 \text{ lb.in}$$

Untuk kondisi operasi

$$\begin{aligned}W &= W_{m1} \quad (\text{Brownell, hal 243}) \\ &= H + H_p \\ &= 25960.8226 \text{ lb}\end{aligned}$$

Menghitung momen M_D

$$M_D = H_D \times h_D$$

- Tekanan hidrostatik pada daerah flange (H_D)

$$H_D = 0.785 \cdot B^2 \times P \quad (\text{Brownell, hal 243})$$

$$\text{Dimana : } B = \text{OD shell} = 38 \text{ in}$$

$$P = 22.6079 \text{ psia}$$

$$\text{Maka } H_D = 0.785 \times 1444 \times 22.6079 = 25626.953 \text{ lb}$$

- Jarak jari-jari dari bolt circle pada H_D (h_D)

$$h_D = 1/2 \cdot (C - B)$$

$$= 0.5 \times (42.8890 - 38) = 2.4445 \text{ in}$$

Momen komponen M_D

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 25626.953 \times 2.4445 = 62645.0876 \text{ lb. in}$$

Menghitung komponen momen ke M_G

$$M_G = H_G \times h_G$$

$$h_G = 2.5695$$

- Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total :

$$H_G = W - H = W_{m1} - H$$

$$= 25960.8226 - 25290.8659$$

$$= 669.9567 \text{ lb}$$

$$\text{Maka } M_G = H_G \times h_G$$

$$= 669.9567 \times 2.5695 = 1721.4538 \text{ lb.in}$$

Menghitung komponen momen ke M_T

$$M_T = H_T \times h_T$$

- Perbedaan antara gaya hidrostatik total dengan gaya hidrostatik dalam area flange (H_T)

$$H_T = H_D - H$$

$$= 25626.9534 - 25290.8659 = 336.09 \text{ lb}$$

$$h_T = 1/2 \cdot (h_D + h_G) \quad (\text{Brownell, hal 243})$$

$$= 1/2 (2.4445 + 2.5695) = 2.5070 \text{ in}$$

maka

$$M_T = H_T \times h_T \quad (\text{Brownell, hal 244})$$

$$= 336.09 \times 2.5070 = 842.5715 \text{ lb.in}$$

Total momen pada kondisi operasi

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

$$= 62645.0876 + 1721.4538 + 842.5715$$

$$= 65209.1129 \text{ lb.in}$$

Perhitungan tebal flange

$$T = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}} \quad (\text{Brownell, hal 244})$$

Dimana :

$$M_{\max} = M_o$$

$$f = \text{stress} = 18750 \text{ psi}$$

$$D_o \text{ flange} = 45.1390 \text{ in}$$

$$B = OD \text{ evaporator} = 38 \text{ in}$$

$$K = \frac{A}{B} = \frac{D_o \text{ flange}}{OD \text{ evap}} = \frac{45.1390}{38} = 1.1879$$

Dari Brownell fig. 12.12 hal 238, didapatkan:

$$Y = 12$$

$$T = \sqrt{\frac{12 \times 64563.549}{18750 \times 38}} = 1.0480 \times \frac{16}{16} = \frac{16.77}{16.00}$$

$$\text{Dipakai tebal flange} = 18/16 \text{ in}$$

Kesimpulan dimensi :

a. Gasket pada tangki

Bahan : Asbestos

Tebal : 1/8 in

Lebar : 3/16 in

b. Bolting pada tangki

Bahan : HAS SA 193 grade B8 type 304

Ukuran : 1 1/8 in

Jumlah	:	2 buah
Bolt spacing (B)	:	2 1/2 in
Jarak radial minimum R	:	1 1/2 in
Jarak dari tepi (E)	:	1 1/8 in
Stress	:	15000

c. Flange pada tangki

Bahan	:	HAS SA 240 grade S type 304
Stress	:	18750
Tebal	:	18/16 in
OD	:	45.1390 in

6.10 Menghitung dimensi penyangga

a. Berat bejana kosong

$$OD = 38 \text{ in} = 3.1667 \text{ ft}$$

$$ID = 37.625 \text{ in} = 3.1354 \text{ ft}$$

$$ts = 3/16 \text{ in} = 0.0156 \text{ ft}$$

$$\text{Densitas bejana } (\rho) = 489 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Tinggi silinder } (L_s) = 150 \text{ in} = 12.50 \text{ ft}$$

$$W_s = (\pi/4) \cdot (do^2 - di^2) \cdot \rho \cdot H$$

$$= (3.14/4) \times (10.028^2 - 9.8308^2) \times 489 \times 12.50$$

$$= 944.9802 \text{ lb} = 428.6336 \text{ kg}$$

b. Berat tutup bejana

- Tutup bawah conical

$$V = \frac{\pi \cdot (do^3 - di^3)}{24 \cdot \tan(1/2\alpha)} = \frac{3.14 \times (31.7546^3 - 30.8238^3)}{24 \cdot \tan 60}$$

$$= 0.07031 \text{ ft}^3$$

$$W_{tb} = V \times \rho$$

$$= 0.07031 \times 489 = 34.3835 \text{ lb} = 15.5960 \text{ kg}$$

- Tutup atas standard dished

$$V = 0.000049 (do^3 - di^3)$$

$$= 0.000049 \times (31.7546^3 - 30.8238^3)$$

$$= 0.00004561 \text{ ft}^3$$

$$W_{ta} = V \times \rho$$

$$= 0.00004561 \times 489$$

$$= 0.0223 \text{ lb} = 0.0101170 \text{ kg}$$

$$W_{tutup} = W_{tb} + W_{ta}$$

$$= 15.5960 + 0.010117 = 15.606125 \text{ kg}$$

c. Berat larutan evaporator (W_L)

$$W_L = 8153.7600 \text{ kg/jam} \times \frac{38}{3600} = 86.0675 \text{ kg}$$

d. Berat tube (W_t)

$$\text{Diameter luar} = 1.5 \text{ in} = 0.125 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter dalam} = 1.36 \text{ in} = 0.1133 \text{ ft}$$

$$\rho_{\text{tube}} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_t = (\pi/4) \cdot (d_o^2 - d_i^2) \cdot \rho \cdot N_t \cdot L$$

$$= (3.14/4) \times (0.0156^2 - 0.0128^2) \times 489 \times 32 \times 5$$

$$= 168.6578 \text{ lb} = 76.501 \text{ kg}$$

e. Berat steam

$$W_{st} = 5623.40 \times \frac{38}{3600} = 59.3581 \text{ kg}$$

f. Berat isolasi

Pemilihan isolasi = Asbestos Fibber Standart

$$\rho_{\text{asbestos}} = 36$$

(Kern, hal. 795)

$$\text{Asumsi tebal isolasi} = 2 \text{ in}$$

$$OD_{\text{isolasi}} = D_{\text{shell}} + 2$$

$$= 38 + 2 = 40 \text{ in} = 3.333 \text{ ft}$$

$$H = L_s = 12.5 \text{ ft}$$

$$W_i = (\pi/4) \cdot (OD_{\text{isolasi}}^2 - ID_{\text{shell}}^2) \times H \times \rho$$

$$= (3.14/4) \times (11.111^2 - 9.8308^2) \times 12.5 \times 36$$

$$= 452.2566 \text{ lb} = 205.1391 \text{ kg}$$

g. Berat perlengkapan lain di shell

Diambil 18 % berat shell, sehingga :

$$\begin{aligned} W_p &= 18 \% \times W_s \\ &= 0.18 \times 428.6336 = 77.15404 \text{ kg} \end{aligned}$$

Maka didapat :

$$\begin{aligned} \text{Berat total} &= W_s + W_{\text{tutup}} + W_L + W_t + W_{st} + W_i + W_p \\ &= 428.6336 + 15.6061 + 86.067 + 76.501 \\ &\quad + 59.3581 + 205.1391 + 77.15404 \\ &= 948.45986 \text{ kg} \end{aligned}$$

Untuk faktor pengamanan dipakai safety 10% lebih besar, sehingga :

$$\begin{aligned} W_{\text{total}} &= 1.1 \times 948.45986 \\ &= 1043.30584 \text{ kg} \end{aligned}$$

h. Perancangan leg support

Untuk penahan dipilih jenis I-Beam sebanyak 4 buah

$$\begin{aligned} \text{Beban tiap kolom (P)} &= \frac{\text{Berat total}}{4} = \frac{1043.30584}{4} \\ &= 260.8265 \text{ kg} \\ &= 575.0269 \text{ lb} \end{aligned}$$

Evaporator berada di dalam ruangan sehingga tekanan angin tidak dikontrol (tanpa beban eksentrik) (Brownell, hal 355)

$$\text{Kedalaman beam (h)} = 12 \text{ in}$$

$$\text{Lebar dari flange (b)} = 5.078 \text{ in}$$

$$A_y = 10.2 \text{ in}^2$$

I-Beam digunakan tanpa beban eksentrik, maka:

$$R_{2-2} = 0.99 \text{ in}$$

$$I_{2-2} = 10 \text{ in}^4$$

$$\text{Jarak dari base plate ke dasar kolom } L = 5 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi total silinder : } H - L = 13.6299 \text{ ft}$$

$$H = 18.6299 \text{ ft}$$

$$l = 1/2 H + 2 \text{ } 1/2 \text{ ft}$$

$$= 0.5 \times 18.6299 + 2.5$$

$$= 11.8150 \text{ ft}$$

$$\frac{l}{r} = \frac{11.8150 \times 12}{0.99} = 143.2115$$

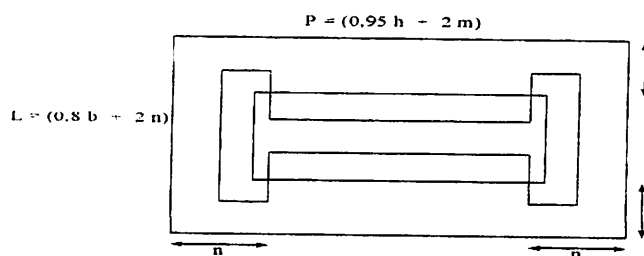
karena $\frac{l}{r}$ terletak diantara 60 - 200 maka $p = 18000$

$$f_c \text{ aman} = \frac{18000}{1 + \frac{(l/r)^2}{18000}} = \frac{18000}{1 + \frac{20509.54}{18000.00}} = 8413.5 \text{ psi}$$

$$\text{Luas (A) yang dibutuhkan} = \frac{P}{f_c \text{ aman}} = \frac{575.0269}{8413.50} = 0.0683 \text{ ir}$$

Karena A yang dibutuhkan < A tersedia, maka *I-Beam* dengan ukuran tersebut di atas memadai.

i. Dimensi Base plate



$$P = 575.0269 \text{ lb}$$

f_c = stress pada penahan, digunakan beban beton yaitu $f_{pb} = 600 \text{ lb/in}^2$

(Hesse hal 162)

$$\text{- Menghitung luas base plate} = Abp = \frac{P}{f_{bp}}$$

Sehingga :

$$Abp = \frac{575.0269}{600} = 0.9584 \text{ in}^2$$

- Menghitung panjang dan lebar dari base plate

$$A = P \times L$$

$$p = 2m + 0.95h$$

$$l = 2n + 0.8b$$

$$Abp = (0.8b + 2n) \cdot (0.95h + 2m)$$

$$\text{Asumsi } m = n$$

$$Abp = (0.8 \times 5.08 + 2 \times m) \cdot (0.95 \times 12 + 2 \times m)$$

$$0.9584 = (4.06 + 2m) \cdot (11.40 + 2m)$$

$$0.9584 = 46.311 + 30.9248m + 4m^2$$

$$4m^2 + 30.9248m + 45.3530 = 0$$

Dengan rumus abc, diperoleh :

$$m = 1.8750$$

Maka didapatkan :

$$P = 2m + 0.95h$$

$$= (2 \times 1.8750) + (0.95 \times 12)$$

$$= 15.15 \text{ in} \approx 16 \text{ in}$$

$$L = 2n + 0.8b$$

$$= (2 \times 1.8750) + (0.80 \times 5.08)$$

$$= 7.812 \text{ in} \approx 8 \text{ in}$$

$$A_{\text{baru}} = p \times l = 16 \times 8 = 128 \text{ in}^2$$

$A_{\text{baru}} > A_{\text{bp}}$, sehingga sudah memadai.

Mencari harga m dan n baru

$$P = 2m + 0.95h$$

$$16 = 2m + 0.95 \times 12$$

$$m = 2.3 \text{ in}$$

sedangkan

$$L = 2n + 0.8b$$

$$8 = 2n + 0.8 \times 5.08$$

$$n = 1.9688 \text{ in}$$

$m > n$, maka m yang dijadikan sebagai acuan.

Beban yang harus ditahan :

$$P_{\text{a}} = \frac{P}{\omega} = \frac{575.0269}{4.1024} = 140.24 \text{ ksi}$$

$$fc' = \text{Abaru} = 128 = 7.727 \text{ psi}$$

$fc' < fpb$ yaitu 600 psi maka dimensi base plate memadai.

Menghitung tebal base plate

$$\begin{aligned} T_{bp} &= \sqrt{0.00015 \times P \times r^2} \quad (\text{Hesse, hal 163}) \\ &= \sqrt{0.00015 \times 11.2039 \times 1.9588^2} \\ &= 0.0803 \text{ in} \times \frac{16}{16} = \frac{1.2848}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

j. Dimensi baut

$$P \text{ setiap leg} = 575.0269 \text{ lb}$$

$$\text{Jumlah baut} = 4$$

$$P \text{ tiap baut} = \frac{575.0269}{4} = 143.7567 \text{ lb}$$

$$F_t \text{ shell} = \text{beban tiap baut max} = 12000 \text{ psi}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{P \text{ tiap baut}}{F_t \text{ shell}} = \frac{143.7567}{12000} = 0.0120 \text{ in}^2$$

$$A_b = 1/4 \cdot \pi \cdot db^2$$

$$0.0120 = 0.25 \times 3.14 \times db^2$$

$$db^2 = 0.0153 \text{ in}^2$$

$$db = 0.12353 \text{ in}$$

Standarisasi dari Brownell, hal 188 didapatkan :

$$\text{Ukuran } D_{\text{baut}} = 1/2 \text{ in}$$

$$\text{Bolt spacing (B)} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Jarak radial minimum} = 1 \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\text{Edge distance (E)} = 5/8 \text{ in}$$

$$\text{Nut dimension} = 7/8 \text{ in}$$

k. Dimensi lug support

Type : Double Gusset Plate

- Menghitung tebal plate horizontal (hp)

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 \cdot M_y}{f_{all}}} \quad (\text{Brownell, hal 193})$$

Dimana :

f_{all} = allowable working stress, $f = 12000$ psi

M_y = Jumlah momen pada baut

$$= \frac{\beta^3 \times t^2 \times P \times e \times r_o^2}{12 \cdot (1 - \mu^2) \cdot b \times h}$$

e tanpa beban = $1/2 \cdot t_s + 1.5 + 1/2 \cdot b_{I\text{-beam}}$

$$\begin{aligned} r_o = \text{jari-jari silinder luar} &= 1/2 \cdot OD = 0.5 \times 38 \\ &= 19 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\beta = \sqrt[4]{\frac{3 \cdot (1 - \mu^2)}{r_o^2 \times t_s^3}}$$

μ = poisson ratio = ± 0.33

$t_s = 3/16$ in

Perhitungannya adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} b &= b_i + 2 \cdot d_b \\ &= 5.078 + 2 \times 0.12353 \\ &= 5.3251 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} e &= 1/2 \cdot t_s + 1/2 \cdot b_i + 1.5 \\ &= 4.2563 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h &= \text{tinggi lug} \\ &= 5/3 \times l \quad (\text{untuk leg tanpa beban, } l = h_{I\text{-beam}} = 12 \text{ in}) \\ &= 5/3 \times 12 \\ &= 20 \text{ in} \end{aligned}$$

$$P = 575.0269 \text{ lb}$$

$$\beta = \sqrt[4]{\frac{3 \cdot (1 - 0.33^2)}{19^2 \times (3/16)^3}} = 0.29335$$

$$M_y = \frac{\beta^3 \times t^2 \times P \times e \times r_o^2}{12 \cdot (1 - \mu^2) \cdot b \times h}$$

$$= \frac{0.02524 \times 0.0352 \times 575.027 \times 4.2563 \times 361}{12 \times 0.8911 \times 5.0780 \times 20}$$

$$= 0.72203$$

maka :

$$thp = \sqrt{\frac{6 \times 1.83099}{12000}}$$

$$= 0.03026 \times \frac{16}{16} = \frac{0.4842}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Menghitung tebal gusset (tg)

$$tg = 3/8 \times thp \quad (\text{Brownell, hal 194})$$

$$= 3/8 \times (3/16) = 0.0703 \text{ in} \times \frac{16}{16} = \frac{1.125}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Menghitung tinggi gusset (hg)

$$hg = A + \text{ukuran baut} \quad (\text{Brownell, hal 191})$$

$$A = \text{lebar lug} = \text{ukuran baut} + 9 \text{ in}$$

$$= 0.5 + 9 = 9.5 \text{ in}$$

$$hg = 9.5 + 0.5$$

$$= 10 \text{ in}$$

Menghitung tinggi lug (H)

$$H = hg + 2 \cdot thp \quad (\text{Brownell, hal 191})$$

$$= 10 + 2(3/16)$$

$$= 10.375 \text{ in}$$

Maka kesimpulan untuk dimensi lug adalah :

Lebar lug	=	9.5	in
Tebal horizontal plate (thp)	=	3/16	in
Tebal gusset (tg)	=	3/16	in
Tinggi lug (H)	=	10.375	in

l. Dimensi pondasi

- Beban tiap kolom (W)	=	575.0269	lb
- Beban base plate (Wbp)	=	$p \times l \times t \times \rho$	

Dimana :

$$\begin{aligned} p &= \text{panjang base plate} = 16 \text{ in} = 1.333 \text{ ft} \\ l &= \text{lebar base plate} = 8 \text{ in} = 0.667 \text{ ft} \\ t &= \text{tebal base plate} = 3/16 \text{ in} = 0.0156 \text{ ft} \\ \rho &= 489 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } W_{bp} &= 1.3333 \times 0.6667 \times 0.0156 \times 489 \\ &= 6.79167 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Beban kolom penyangga (W_p)

$$W_p = L \times A \times F \times \rho$$

Dimana :

$$\begin{aligned} L &= \text{Tinggi kolom} = 12 \text{ in} = 1 \text{ ft} \\ A &= \text{Luas kolom I-beam} = 10.2 \text{ in}^2 = 0.07079 \text{ ft}^2 \\ F &= \text{Faktor koreksi} = 3.4 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } W_p &= 1 \times 0.07079 \times 3.4 \times 489 \\ &= 117.69213 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jadi berat total (W_t)

$$\begin{aligned} W_t &= W + W_p + W_{bp} \\ &= 575.0269 + 117.6921 + 6.7917 \\ &= 699.5107 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dianggap bahwa hanya ada gaya vertikal dari berat kolom itu sendiri yang bekerja pada fondasi, maka diambil :

$$\text{Luas pondasi atas} = 20 \text{ in} \times 20 \text{ in}$$

$$\text{Luas pondasi bawah} = 25 \text{ in} \times 25 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 15 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas pondasi rata-rata} &= \frac{\text{luas pondasi atas} + \text{luas pondasi bawah}}{2} \\ &= \frac{20 \times 20 + 25 \times 25}{2} = 512.5 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pondasi} &= A \times H \\ &= 512.5 \times 15 = 7687.50 \text{ in}^3 = 4.4588 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan untuk menggunakan semen dengan $\rho = 144 \text{ lb/ft}^3$

Berat pondasi = $V \times \rho$

$$= 4.4588 \times 144 = 642.060 \text{ lb} = 291.2320 \text{ kg}$$

Menghitung tekanan tanah :

Diasumsikan kondisi tanah adalah sement sand dan gravel dengan safe bearing power maksimal 10 ton/ft^2 atau maksimal 22046 lb/ft^2

Tekanan tanah = $\frac{\text{beban pondasi} + \text{berat beban total}}{\text{luas permukaan pondasi}}$

$$= \frac{642.060 + 699.51}{512.50} = 2.6177 \text{ lb/in}^2$$

$$= 377.190 \text{ lb/ft}^2$$

Karena tekanan pada tanah masih terletak diantara nilai yang diizinkan maka pondasi yang digunakan memadai.

KESIMPULAN SPESIFIKASI EVAPORATOR

Nama alat : Calandria Evaporator

Fungsi : Memekatkan larutan glukosa dari 15.73% berat menjadi 75% berat (45° Brix)

Type : Short tube vertical dengan tutup atas berbentuk standard dish dan tutup bawah berbentuk conis dengan $\alpha = 120$

Bahan : HAS SA 240 Grade M type 316

Prinsip kerja :

Evaporator merupakan alat untuk memekatkan larutan atau penguap yang terdiri dari silinder besar (shell) dan didalamnya terdapat pipa-pipa kecil (tube). Larutan masuk di dalam tube, sedangkan steam sebagai media pemanas akan masuk di dalam shell yang disirkulasikan pada shell-shell evaporator tersebut, sehingga terjadi kontak tidak langsung antara steam dengan larutan yang akhirnya sebagian air akan menguap dan larutan akan turun melalui downtake untuk keluar sebagai produk dengan konsentrasi yang lebih pekat.

Kesimpulan dimensi alat :**A. Tube**

- Susunan pipa : triangular pitch
- Panjang pipa : 5 ft = 60 in
- Diameter dalam pipa : 1.36 in
- Diameter luar pipa : 1.5 in
- Jumlah tube : 508 buah
- NPS : 1 1/2 in OD, 15 BWG

B. Silinder

- Bahan : HAS SA-240 Grade M Type 316
- Diameter luar silinder : 38 in
- Diameter dalam silinder : 37.625 in
- Tinggi silinder : 150 in
- Tebal silinder : 3/16 in
- Tinggi tutup atas : 6.3586 in
- Tinggi tutup bawah : 10.8614 in
- Tebal tutup atas : 3/16 in
- Tebal tutup bawah : 3/16 in
- Diameter downtake : 9.4063 in
- Tinggi tangki : 156.546 in

C. Perpipaan

- Pipa steam masuk : 1.5 in NPS
- Pipa feed masuk : 1.5 in NPS
- Pipa kondensat keluar : 1.25 in NPS
- Pipa produk keluar : 1 in NPS
- Pipa uap keluar : 1.25 in NPS

D. Gasket

- Bahan : Asbestos
- Tebal : 1/8 in
- Lebar : 3/16 in

- Diameter luar : 37.9104 in
- Diameter dalam : 37.625 in

E. Bolting

- Bahan : HAS SA 193 Grade B8 Type 304
- Ukuran : 1 1/8 in
- Jumlah : 2 buah

F. Flange

- Bahan : HAS SA 240 Grade S Type 304
- Tebal : 18/16 in
- OD : 45.1390 in

G. Leg Support

- Jenis : I-Beam (12 x 5)
- Luas (Ay) : 10.2 in²
- Tinggi (h) : 12 in
- Lebar (B) : 5.078 in
- R₂₋₂ : 0.99 in
- I₂₋₂ : 10 in⁴
- Jumlah : 4 buah

H. Base plate

- Bahan : Carbon steel
- Tebal base plate : 3/16 in
- Ukuran : 16 x 8
- Jumlah baut : 4 buah
- Ukuran diameter baut : 1/2 in

I. Pondasi

- Bahan : Beton
- Ukuran atas : 20 x 20
- Ukuran bawah : 25 x 25
- Tinggi pondasi : 15 in

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1 Instrumentasi

Instrumentasi merupakan fungsi pendukung dari jalannya suatu proses, yang mengawasi dan mengendalikan suatu kondisi operasi sesuai dengan variabel proses yang diinginkan. Fungsi instrumentasi adalah untuk mengetahui kondisi operasi yang sedang berlangsung dan untuk mengetahui serta mengatur variabel proses baik secara manual maupun secara otomatis, untuk mengingatkan operator akan kondisi yang kritis dan berbahaya.

Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi adalah

1. Menjaga suatu proses instrumentasi agar dapat tetap aman, yaitu dengan cara :
 - a. Mendeteksi adanya kondisi yang berbahaya sedini mungkin dan membuat tanda – tanda bahaya secara interlock otomatis jika kondisi kritis muncul.
 - b. Menjaga variabel – variabel proses berada pada batas kondisi yang aman.
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki.
3. Menekan biaya produksi serendah mungkin untuk tetap memperhatikan faktor – faktor kimianya atau efisiensi kerja.
4. Menjaga kualitas dari produk agar tetap berada dalam standart yang telah ditetapkan.

Type-type alat pengontrol terdiri dari :

1. Indikator : sebagai alat penunjuk
2. Recorder : sebagai alat pencatat
3. Controller : sebagai alat pengontrol variabel proses.

Alat-alat kontrol yang banyak digunakan dalam pabrik glukosa antara lain :

1. Pengatur suhu :

- a. “Temperatur Indikator” (TI)

Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur indikator antara lain : termometer , termokopel

- b. “Temperatur Kontrol” (TC)

Fungsi : mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

2. Pengaturan Tekanan (“pressure”)

- a. “Pressure Indikator” (PI)

Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis pressure indikator antara lain : pressure gauge

b. “Pressure Controller” (PC)

Fungsi : mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

3. Pengatur aliran (“flow”)

a. “Flow Controller” (FC)

Fungsi : Menunjukkan dan mengendalikan laju suatu aliran dalam suatu peralatan seperti yang telah ditetapkan. Jenis flow controller yaitu Control valve

3. Pengaturan tinggi permukaan (“level”) :

a. “Level indicator” (LI)

Fungsi : menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu cairan.

b. “Level Indicator Control” (LIC)

Sebagai alat penunjang untuk mengetahui ketinggian operasi dan untuk mengendalikan atau mengatur level operasi agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

Berikut ini macam – macam instrumentasi yang digunakan pada pabrik sirup glukosa :

ALAT	SISTEM INSTRUMENTASI	FUNGSI
Tapioka Storage (Bin)	■ Level Indikator	■ Menunjukkan ketinggian dari tapioka yang masuk ke dalam tangki penyimpan
Tangki pencampur	■ Temperatur Controller (TC)	■ Mengontrol suhu di tangki pencampur dengan cara mengatur flow rate dari steam yang masuk.
	■ Pressure Indikator	■ Menunjukkan tekanan dari tangki pencampur
	■ Level Indikator	■ Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam tangki pencampur
Tangki penampung CaCl_2	■ Flow Controller	■ Mengatur banyaknya CaCl_2 yang ditambahkan pada tangki pencampur
Tangki penampung	■ Flow Controller	■ Mengatur banyaknya enzim α -amylase

enzim α -amylase		yang ditambahkan pada tangki pencampur
Jet cooker	<ul style="list-style-type: none"> ■ Temperatur Contoller 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Mengontrol temperatur proses, sehingga sesuai dengan kondisi temperatur yang diinginkan
Cooler	<ul style="list-style-type: none"> ■ Temperatur Contoller 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Mengontrol temperatur proses, sehingga sesuai dengan kondisi temperatur yang diinginkan
Reaktor Liquifikasi dan sakarifikasi	<ul style="list-style-type: none"> ■ Temperatur Controller (TC) ■ Pressure Cotroller ■ Level Indikator ■ pH indikator 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Mengontrol suhu dari tangki Liquifikasi ■ Mengontrol tekanan dari tangki Liquifikasi dan sakarifikasi ■ Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam tangki Liquifikasi dan Sakarifikasi ■ Mengontrol pH di dalam tangki Liquifikasi dan sakarifikasi
Tangki penampung HCl	<ul style="list-style-type: none"> ■ Flow Controller 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Mengatur banyaknya HCl yang ditambahkan pada tangki pencampur
Tangki penampung enzim glukamilase	<ul style="list-style-type: none"> ■ Flow Controller 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Mengatur banyaknya enzim glukamilase yang ditambahkan pada tangki pencampur
Heater	<ul style="list-style-type: none"> ■ Temperatur Contoller 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Mengontrol temperatur proses, sehingga sesuai dengan kondisi temperatur yang diinginkan
Tangki penyimpan karbon aktif	<ul style="list-style-type: none"> ■ Level indikator 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Menunjukkan ketinggian dari karbon aktif dalam tangki penyimpan (bin)
Tangki pengkarbonan	<ul style="list-style-type: none"> ■ Level indikator 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam tangki pengkarbonan
Kation anion exchanger	<ul style="list-style-type: none"> ■ Level indikator 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam kation dan anion exchanger
Evaporator	<ul style="list-style-type: none"> ■ Temperatur Controller (TC) 	<ul style="list-style-type: none"> ■ Mengontrol suhu di evaporator dengan cara mengatur flow rate dari steam yang

	<ul style="list-style-type: none">■ Pressure Cotroller■ Level Indikator	<p>masuk.</p> <ul style="list-style-type: none">■ Mengontrol tekanan di evaporator■ Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam evaporator
Tangki penampung sirup glukosa	<ul style="list-style-type: none">■ Level indikator	<ul style="list-style-type: none">■ Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam tangki penampung sirup glukosa

7.2 Keselamatan Kerja

K3 atau Keselamatan dan Kesehatan Kerja adalah keselamatan yang berkaitan dengan alat kerja, mesin, bahan dan proses pengolahannya, tempat kerja dan lingkungannya. K3 merupakan suatu bentuk upaya untuk menjamin keutuhan dan kesempurnaan baik jasmani maupun rohani tenaga kerja pada khususnya, hasil karya dan budayanya untuk meningkatkan kesejahteraan (kualitas hidup). Pelaksanaan K3 dengan baik dapat meningkatkan produktivitas perusahaan dan kekontinyuan dari proses produksi.

7.2.1 TUJUAN K3

Tujuan dari K3 (Kesehatan dan Keselamatan Kerja) yaitu :

1. Melindungi tenaga kerja atas hak dan keselamatannya ketika melakukan pekerjaan untuk kesejahteraan hidup dan meningkatkan produksi serta produktivitas nasional.
2. Menjamin keselamatan tiap orang yang berada di lingkungan kerja.
3. Memelihara sumber produksi dan mempergunakan secara aman dan efisien.

7.2.2 PENYEBAB DAN AKIBAT KECELAKAAN KERJA

■ Bahaya / Kecelakaan kerja yang mungkin terjadi dilingkungan kerja pabrik alkohol yaitu :

1. Bahaya Kebakaran

Penyebab terjadinya kebakaran antara lain :

- Aliran pendek arus listrik
- Penggunaan/penyalaaan api diarea pabrik, misal : merokok
- Penggunaan alat-alat yang menghasilkan percikan api seperti alat las di area bebas api/percikan api
- Tata ruangan yang buruk
- Pengoperasian mesin yang salah
- Maintenance yang buruk

2. Ledakan

Ledakan pada alat – alat industri disebabkan oleh :

- Design alat yang salah/kurang tepat
- Pengoperasian peralatan yang tidak tepat.

▪ Kecelakaan kerja pada pabrik syrup glukosa dapat berakibat :

1. Proses produksi berhenti
2. Kerugian material yang besar pada industri
3. Keselamatan dan kesehatan karyawan dan masyarakat sekitar pabrik terancam.
4. Pencemaran lingkungan
5. Pabrik hancur (rusak)

7.2.3 USAHA – USAHA K-3 DAN KESELAMATAN PABRIK

Usaha – usaha K-3 yang dilakukan pada pabrik bioglukosa antara lain :

- 1) Pelatihan dan pemberian informasi tentang K-3 pada pekerja
- 2) Good Housekeeping (Pemeliharaan kebersihan dan kerapian tempat kerja)
- 3) Penyediaan alat – alat K3 (alat – alat pelindung diri) yang memadai.
- 4) Penyediaan sarana kesehatan bagi karyawan seperti poliklinik pabrik
- 5) Pemasangan petunjuk / informasi tentang K3 yang harus dilakukan oleh setiap orang yang berada dikawasan pabrik, misalnya petunjuk pemakaian penutup telinga pada daerah bising,dll
- 6) Pemberian sanksi pada pekerja yang tidak melaksanakan K3.
- 7) Usaha – Usaha Keselamatan Pabrik yang dilakukan pada pabrik bioglukosa :
 - a. Perencanaan dan pengaturan tata ruang pabrik yang tepat.
 - b. Pengenalan MSDS bahan yang digunakan dan diproduksi pada pabrik glukosa
 - c. Penyediaan sistem tanda kebakaran/bahaya (alarm) dalam pabrik.
 - d. Pemberian kode-kode bahaya pada setiap peralatan di pabrik seperti kode tangki bertekanan tinggi, tangki penyimpan bahan kimia berbahaya, dll.
 - e. Penyediaan ventilasi udara yang baik
 - f. Penyediaan jalan darurat untuk evakuasi pekerja pabrik.
 - g. Pemasangan alat pelacakan atau peringatan dini seperti detektor asap, detektor gas
 - h. Penyediaan alat pemadam kebakaran serta unit pemadam kebakaran yang memadai.

- i. Pengawasan/pengontrolan alat, dan proses produksi secara kontinyu.
- j. Pelaksanaan Maintenance secara proactive dan kontinyu.
- k. Penanganan secara khusus alat – alat yang beresiko menyebabkan kecelakaan kerja seperti isolasi pada pipa steam, pengecatan pipa sesuai dengan sifat/karakteristik bahan, dll.

7.2.4 ALAT – ALAT PELINDUNG DIRI

Alat pelindung diri harus memenuhi syarat sebagai berikut :

- 1. Dapat memberikan perlindungan yang sangat spesifik bagi para pekerja
- 2. Mempunyai berat yang ringan mungkin
- 3. Harus dapat dipakai secara fleksibel dan tidak membatasi gerak bagi pemakainya.
- 4. Tidak mudah rusak dan bentuknya cukup menarik
- 5. Tidak menimbulkan efek samping bagi pemakainya dan memenuhi ketentuan dari standart yang telah ada
- 6. Suku cadangannya harus mudah didapat sehingga pemeliharaan bagi alat pelindung diri dapat dilakukan dengan mudah.

Alat pelindung untuk mencegah kecelakaan kerja pada pabrik glukosa antara lain:

UNIT	AREA	ALAT PELINDUNG
TAHAP PERSIAPAN BAHAN BAKU	■ Gudang Tapioka	■ Alat pelindung kepala atau safety helm dari plastik (Bakelite) ■ Hair cap ■ Alat pelindung pernafasan “Masker Debu”
	■ Tapioka milk pit	■ Alat pelindung kepala atau Safety Helm (Bakelite) ■ Alat pelindung pernafasan “Masker Debu”
TAHAP REAKSI	Tangki Liquifikasi dan sakarifikasi	■ Alat pelindung kepala atau safety helm dari plastik (Bakelite) ■ Alat pelindung kaki “Safety shoes” ■ Alat penutup telinga “ear muff”

	Jet ejector, cooler, heater	<ul style="list-style-type: none"> ■ Alat pelindung kepala atau Safety Helm dari plastik (Bakelite) ■ Alat pelindung tangan “Sarung tangan kulit” ■ Alat pelindung kaki “Sepatu karet”
TAHAP PEMURNIAN	Rotary vacuum filter, Filter press	<ul style="list-style-type: none"> ■ Alat pelindung kepala atau Safety Helm dari plastik (Bakelite) ■ Alat pelindung tangan “Sarung tangan karet” ■ Alat penutup telinga “ear muff”
	Tangki Pengkarbonan	<ul style="list-style-type: none"> ■ Alat pelindung kepala atau Safety Helm (Bakelite) ■ Alat pelindung tangan “Sarung tangan karet” ■ Alat pelindung kaki “Sepatu karet” ■ Alat pelindung pernafasan “masker debu”
	Kation anion exchanger	<ul style="list-style-type: none"> ■ Alat pelindung kepala atau Safety Helm (Bakelite) ■ Alat pelindung kaki “Safety shoes”
	Evaporator	<ul style="list-style-type: none"> ■ Alat pelindung kepala atau safety helm dari plastik (Bakelite) ■ Alat pelindung kaki “Safety shoes” ■ Alat penutup telinga “ear muff”

7.2.5 KESELAMATAN PABRIK PADA PERALATAN INDUSTRI

Beberapa Usaha Keselamatan Pabrik yang dilakukan pada peralatan pabrik sirup glukosa antara lain:

UNIT	ALAT	K3
PROSES	Alat Transportasi tepung tapioka : screw conveyor	<ul style="list-style-type: none"> ■ Dilengkapi dengan penutup sehingga tidak ada debu dari tepung tapioka yang beterbangan serta menghindari masuknya kotoran dalam tepung tapioka
	Rotary Vaccum Filter,	<ul style="list-style-type: none"> ■ Dilengkapi dengan pagar pengaman

	Filter press	
	Reaktor Liquifikasi dan sakarifikasi, evaporator	<ul style="list-style-type: none"> ■ Dilengkapi dengan isolator panas
	Cooler, jet ejector, heater	<ul style="list-style-type: none"> ■ Dilengkapi dengan Isolator Panas
UTILITAS	Boiler	<ul style="list-style-type: none"> ■ Dilengkapi dengan "<i>Pressure Safety Valve</i>" (untuk mengukur tekanan pada boiler) guna mencegah terjadinya ledakan pada boiler ■ Dilengkapi dengan isolasi panas
	Instalasi Listrik	<ul style="list-style-type: none"> ■ Dilengkapi dengan alat pengaman listrik otomatis ■ Instalasi listrik dihubungkan ke tanah ■ Dilengkapi dengan sistem pemadam kebakaran
	Sistem Perpipaan	<ul style="list-style-type: none"> ■ Dilengkapi isolasi panas untuk pipa steam ■ Pengecatan pipa saluran dengan warna yang mudah dibedakan serta dapat menunjukkan karakteristik/sifat dari bahan yang ditransportasikan.

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat diacapai. Adapun unit utilitas yang diperlukan dalam Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa dari tepung tapioka dengan Proses Fermentasi ini meliputi tiga unit :

1. Unit penyediaan air
 - Air umpan boiler
 - Air sanitasi
 - Air proses
2. Unit penyediaan tenaga listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar
4. Unit pengolahan limbah

8.1. Unit Penyediaan Air

Berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air baik ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Dari segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi sedangkan dari segi kualitas air menyangkut syarat air yang dipenuhi

Proses Pengolahan Pada Unit Pengolahan Air

Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin, dan air umpan boiler.

Proses pengolahan air tersebut adalah :

Air sungai dipompa (L-212) menuju bak sedimentasi (F-213) untuk mengendapkan lumpur - lumpur yang terikut. Kemudian dipompa (L-214) menuju bak skimmer (F-215) yang berfungsi untuk membersihkan kotoran – kotoran yang terapung dalam air sungai. Dari bak skimmer air dipompa (L-216) menuju tangki clarifier (H-210), disini terjadi proses koagulasi dan flokulasi dengan penambahan alum sebagai zat koagulan dan diadakan pengadukan dengan kecepatan yang teratur agar terbentuk flok dan mengendap.

Setelah terjadi proses koagulasi dan flokulasi dalam bab clarifier, kemudian air menuju ke sand filter (H-217) untuk menyaring kotoran – kotoran yang masi tersisa dan menghilangkan warna, rasa, serta bau.

Dari sand filter (H-217) air masuk menuju penampung air bersih (F-218) dan diolah sesuai dengan fungsinya masing – masing yaitu sebagai berikut :

8.1.1. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas. Kebutuhan steam pada Pabrik Sirup Glukosa ini adalah sebesar 162856.68 kg/jam. Air umpan boiler disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang, yang diperkirakan adanya kebocoran akibat dari transmisi sebesar 10% dan factor keamanan 15% sehingga kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 23598.169 kg/jam.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air tidak merusak boiler (ketel). Dari Perry's edisi 6, hal 976 didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut:

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkanitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silica = 60-100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kesadahan = 0
- Kekeruhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residu fosfat = 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, air umpan boiler harus bebas dari :

1. Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 .
2. Zat-zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat-zat larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan untuk mencegah kerusakan pada boiler, sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah lagi terlebih dahulu melalui :

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah:

- Kadar zat terlarut (soluble matter) yang tinggi
- Zat padat terlarut (suspended solid)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (organic matter)
- Silica, sulfat, asam bebas dan oksida

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

- a. Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

- Kesulitan pembacaan tinggi liquid dalam boiler

- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut

Untuk mengatasi hal ini, perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan Lumpur, kerak dan alkalinitas air dalam boiler.

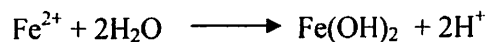
b. Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

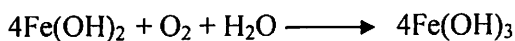
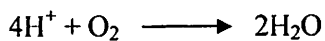
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂, yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu:



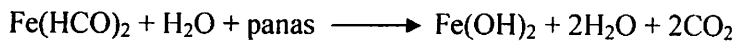
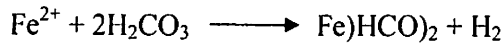
Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hydrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindungan tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO₂, karena pemanasan dan adanya tekanan. CO₂ yang terjadi bereaksi dengan air

menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk CO₂ lagi.

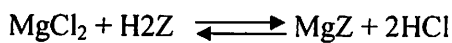
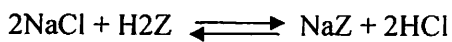
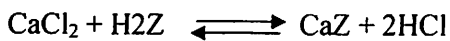
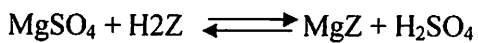
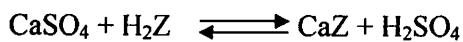
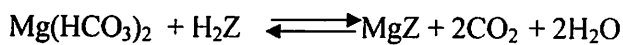
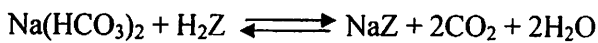
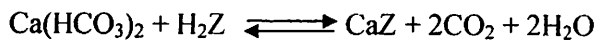
Reaksi yang terjadi :



Pelunakan air umpan boiler

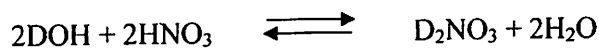
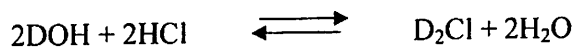
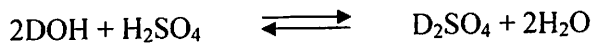
Pelunakan air boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-220 A) dan anion exchanger (D-220B). kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (H₂Z) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-221) menuju kation exchanger (D-220). Dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi-reaksi sebagai berikut :

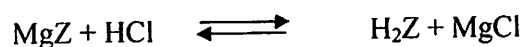
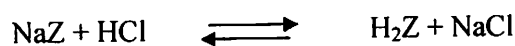
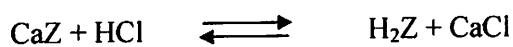
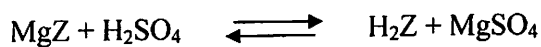
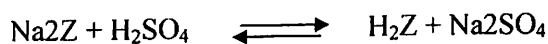
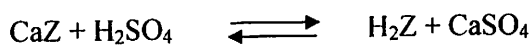


Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4 dan HCl . Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-220B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang digunakan dalam anion exchanger adalah Deacidite (DOH)

Dalam tangki anion exchanger terjadi reaksi sebagai berikut :

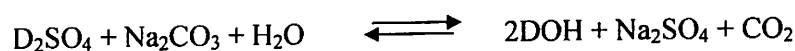


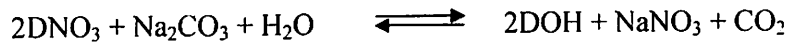
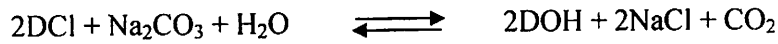
Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari pemeriksaan kesadahan air umpan boiler. Resin yang sudah tidak aktif menunjukkan bahwa resin sudah tidak jenuh dan perlu diregenerasi. Regenerasi hydrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam sulfat atau asam klorida. Dengan reaksi sebagai berikut :



Sedangkan regenerasi anion exchanger dengan menggunakan larutan Na_2CO_3 atau NaOH .

Reaksi yang terjadi :





Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah bebas dari ion-ion pengganggu. Untuk memenuhi kebutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-222) yang selanjutnya dipompa (L-223) ke deaerator (D-231) untuk menghilangkan gas-gas impurities pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan. Dari deaerator air akan dimasukkan ke dalam bak air umpan boiler (F-232) dan air dipompakan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan di recycle.

8.1.2. Air Sanitasi

Air sanitasi biasa digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, Laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain.

Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut :

a. Syarat fisik

- Berada di bawah suhu udara
- Warnanya jernih
- pH netral
- Tidak berbusa
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO_2
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologi

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat fisik air

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standard WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari/orang

2. Untuk Laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan Laboratorium adalah sebesar 30% dari kebutuhan karyawan

3. untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air sanitasi.

Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk pabrik Bioethanol dari eceng gondok adalah sebesar 455 kg/jam.

Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih dialirkan dengan pompa (L-241) menuju bak klorinasi (F-240) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung ke dalam pipa dan dengan menggunakan pompa (L-242) air bersih siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

8.1.4. Air Proses

Proses yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa ini adalah sebesar 3403.1311 kg/jam, yang digunakan pada tangki pengencer NaOH (F-133).

Pengolahan Air Proses

Untuk air proses digunakan air dari bak air lunak (F-222) dan didistribusikan ke peralatan dengan menggunakan pompa (L-227).

8.2. Unit Penyediaan Listrik

Listrik yang dibutuhkan pada Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa ini meliputi :

- Proses : 165.19 kW
- Penerangan : 53.33 kW

Kebutuhan listrik untuk proses, penerangan, instrument dan lain-lain dipenuhi oleh PLN. Sedangkan apabila ada matinya listrik, maka digunakan satu generator AC bertenaga diesel berkekuatan 218.535 kW, dengan satu buah generator tambahan.

8.3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator sebesar 728.587 kg/hari. Bahan baker yang digunakan adalah Fuel Oil. Pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relative murah
- Mudah didapat

- Viscosity relative lebih rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

Dari table 9.9 dan fig. 9.9, Perry 6th ed, spesifikasi bahan baker didapat :

- Flash point : 38°C (100°F)
- Pour point : -6°C (21,2°F)
- Densitas : 55 lb/ft³
- Heating value : 19000 Btu/lb

8.4 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan air pengisi boiler atau air umpan boiler pada Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa ini berdasarkan pada kebutuhan steam. Untuk berdasarkan perhitungan pada Appendiks D maka steam yang dipergunakan adalah saturated steam yang mempunyai tekanan 300kPa dengan suhu 133.5°C

8.5 Pengolahan Limbah

Pada Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa ini memiliki kepedulian terhadap lingkungan disekitarnya. Bentuk kepedulian tersebut antara lain diwujudkan melalui pemantauan analisa mengenai dampak lingkungan, menyusun rencana pengolahan lingkungan dan rencana pemantauan lingkungan :

Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan berupa cairan. Untuk penanganannya menggunakan beberapa tahap :

a. Pengolahan Pendahuluan (Pre-Treatment)

Pada proses ini dilakukan pengambilan benda-benda terapung.

b. Pengolahan pertama (Primary Treatment)

Pada tahap pengolahan ini bertujuan untuk mengendapkan padatan-padatan dan zat-zat yang terlarut, yang tidak dapat mengendap secara gravitasi, dengan menambahkan zat kimia tertentu sebagai flokulan dan koagulan.

c. Pengolahan Kedua (Secondary Treatment)

Pengolahan kedua menggunakan proses biologis untuk mengurangi bahan-bahan organik melalui mikroorganisme yang ada didalamnya. Pada tahap ini juga dilakukan aerasi yang bertujuan untuk meningkatkan kandungan oksigen dalam limbah cair tersebut. Proses aerasi ini dilakukan hingga didapatkan nilai BOD, COD, dan DO yang memenuhi standard yang telah ditetapkan pemerintah.

d. Pengolahan Ketiga (Tertiary Treatment)

Pengolahan ketiga dilakukan untuk menetralkan pH limbah cair dan membunuh bakteri dengan cara menambahkan zat penetral dan desinfektan ke dalamnya. Dalam proses ini juga digunakan karbon aktif dan ion exchanger untuk menyerap ion-ion yang terlarut dalam limbah.

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

Dalam suatu perencanaan pabrik, salah satu faktor yang sangat penting yaitu penentuan lokasi pabrik dan letak peralatan pabrik. Pemilihan lokasi pabrik merupakan faktor yang sangat berkaitan erat dengan efisiensi perusahaan dan harus dapat dipertanggungjawabkan baik dari segi teknis maupun ekonomis karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan. Sedangkan tata letaknya merupakan faktor yang harus dipertimbangkan agar kelancaran operasional pabrik menjadi sangat efektif.

Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi terpilih benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi. Faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua, yaitu :

1. Faktor utama
 - a. Penyediaan bahan baku
 - b. Pemasaran (marketing)
 - c. Utilitas (bahan bakar, sumber air, dan listrik)
 - d. Iklim dan alam sekitarnya
2. Faktor Khusus
 - a. Transportasi
 - b. Tenaga kerja
 - c. Buangan pabrik (dipposal)
 - d. Pembuangan limbah
 - e. Site dan karakteristik dari lokasi
 - f. Peraturan perundang-undangan

9.1.1. Faktor utama

a. Penyediaan bahan baku

Ditinjau dari tersedianya bahan baku dan harga dari bahan baku, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku itu. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku adalah :

- Letak sumber bahan baku.
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya.
- Kualitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutan.

b. Pemasaran (*Marketing*)

Pemasaran merupakan salah satu faktor penting dalam industri kimia. Karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal-hal yang harus diperhatikan adalah :

- Tempat produk yang akan dipasarkan.
- Kebutuhan produk saat sekarang dan akan datang.
- Pengaruh persaingan yang ada.
- Jarak pemasaran dari lokasi, dan sarana pengangkutan untuk daerah pemasaran

c. Utilitas

Unit utilitas dalam suatu pabrik sangatlah penting karena merupakan sarana bagi kelancaran proses produksi. Unit utilitas terdiri dari :

1. Air

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, air umpan boiler, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini air diambil dari 3 macam sumber, yaitu :

- Air sungai (sumber)
- Air kawasan

- Air PDAM

Bila air dibutuhkan dalam jumlah besar, maka pengambilan air sungai (sumber) akan lebih ekonomis. Hal-hal yang diperhatikan dalam pemilihan sumber air :

- Kemampuan sumber air untuk melayani pabrik
- Kualitas air yang disediakan
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
- Memperkirakan kebutuhan air yang mendukung industri termasuk untuk air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air yang tersedia untuk mencegah kebakaran.
- Memperhatikan efek pembuangan limbah dari aktivitas industri terhadap lingkungan sekitar terutama yang dapat menyebabkan kontaminasi terhadap air

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil dari dua sumber : air sungai dan air PDAM. Air sungai diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan. Apabila dalam masa kemarau air sungai surut maka ditambahkan air PDAM untuk memenuhi kebutuhan pabrik. Jadi air PDAM hanya bersifat cadangan.

1. Listrik dan bahan bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan penting terutama sebagai motor penggerak selain penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang harus diperhatikan :

- Ada tidaknya jumlah tenaga listrik yang tersedia di daerah itu.
- Harga tenaga listrik di daerah tersebut.
- Harga tenaga listrik dan bahan bakar dimasa yang akan datang.
- Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.

Sumber listrik diperoleh dari PLN, walaupun demikian tenaga generator sangat diperlukan sebagai cadangan yang harus siap bila setiap saat

diperlukan karena listrik PLN tidak akan selamanya berfungsi dengan baik yang disebabkan pemeliharaan atau perbaikan jaringan listrik. Bahan bakar digunakan untuk menggerakkan generator atau alat yang menghasilkan panas seperti boiler dan furnace.

a. Keadaan geografis dan masyarakat

Keadaan geografis dan masyarakat harus mendukung iklim industri untuk menciptakan kenyamanan dan ketentraman dalam bekerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Kesiapan masyarakat untuk menjadi masyarakat industri.
- Keadaan alamnya, keadaan alam yang menyulitkan akan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan.
- Keadaan angin (kecepatan dan arah angin) pada situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat tersebut.
- Gempa bumi, banjir, angin topan dan lain-lain.
- Keadaan tanah tempat pabrik berdiri yang dapat menyulitkan pemasangan konstruksi bangunan atau peralatan proses.
- Pengaruh produk yang dihasilkan maupun proses yang digunakan terhadap masyarakat lingkungan sekitar terutama untuk industri yang menghasilkan bahan berbahaya.
- Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang.

9.1.2. Faktor Khusus

a. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pembekalan *supply* bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan faktor-faktor yang ada, seperti :

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan bermotor.
- Jalur kereta api.
- Adanya pelabuhan laut dan lapangan udara.
- Sungai atau laut yang dapat dilalui perahu atau kapal.
- Jarak sumber bahan baku maupun dengan daerah pemasaran.

a. Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kasar atau tenaga ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran dari perusahaan. Tingkat pendidikan dari masyarakat dan tenaga kerja juga mendukung pendirian pabrik ini. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam hal ini adalah :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan.
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia.
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut.
- Karakteristik dari lokasi.

b. Buangan pabrik

Apabila buangan pabrik (waste disposal) berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka yang harus diperhatikan adalah :

- Cara menentukan bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah polusi atau efek samping dari polusi yang mungkin timbul.

c. Pembuangan Limbah

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas cair maupun gas dengan memperhatikan ketentuan-ketentuan dari pemerintah.

d. Perpajakan dan Asuransi

Masalah ini berkaitan dengan pemberian ijin dan sistem perpajakan di daerah pendirian pabrik tersebut. Hal-hal yang mempengaruhi antara lain :

- Pendapatan daerah tersebut.
- Asuransi untuk pengangguran.
- Monopoli perusahaan.

e. Site dan karakteristik dari lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan lokasi ini adalah :

- Apakah lokasi tersebut merupakan daerah bebas sawah, rawa, bukit, dan sebagainya.

- Harga tanah yang relatif rendah memungkinkan untuk perluasan pabrik dan fasilitas pendukung lainnya.
- Apakah termasuk daerah pedesaan atau perkotaan.
- Adat istiadat atau kebudayaan di daerah sekitar lokasi pabrik.
- Fasilitas perumahan, sekolah, poliklinik dan tempat ibadah.

a. Peraturan perundang-undangan

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut.
- Ketentuan mengenai jalur untuk berdirinya industri di daerah tersebut.
- Peraturan perundang-undangan dari pemerintah dan daerah setempat.

Berdasarkan beberapa pertimbangan faktor-faktor diatas, maka daerah yang menjadi alternatif pilihan lokasi pendirian Pabrik Sirup Glukosa adalah di **Kecamatan Labuhan Maringgai, Kabupaten Lampung Timur, Kota Lampung, Propinsi Lampung Timur.**

Dasar pemilihan lokasi ini adalah :

1. Dekat dengan sumber bahan baku
2. Tersedianya kebutuhan air, tenaga listrik dan bahan bakar.
3. Fasilitas transportasi yang memadai.
4. Tersedianya tenaga kerja yang cukup.



Gambar 9.1. Lokasi Pabrik Sirup Glukosa

Keterangan :

 = Menunjukkan lokasi pabrik

9.1. Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

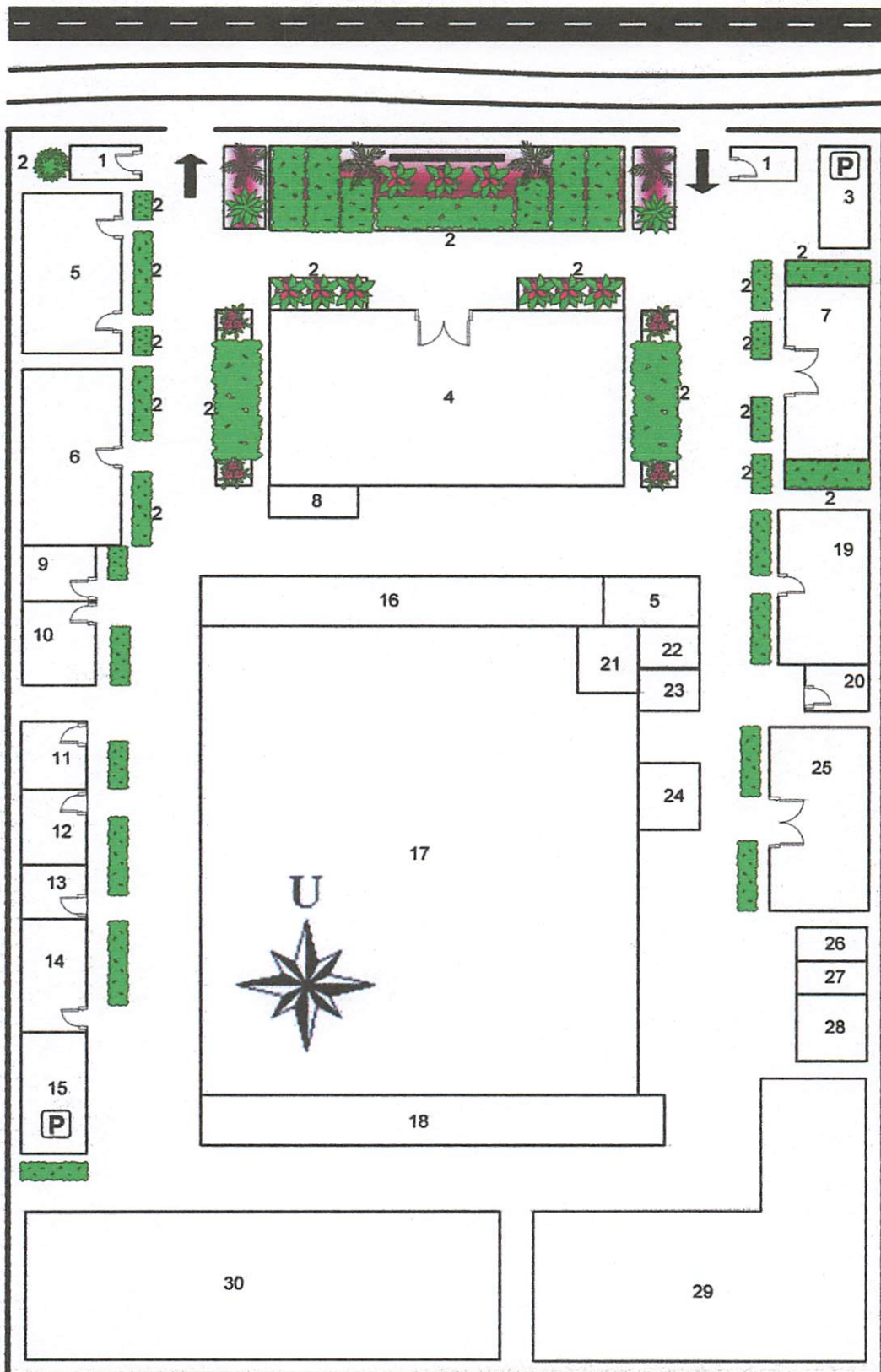
Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa perlu disusun sebelum pembangunan infrastruktur pabrik seperti perpipaan, listrik dan peralatan proses untuk menciptakan kegiatan operasional yang baik, konstruksi yang ekonomis, distribusi dan transportasi (bahan baku, proses, dan produk) yang efektif, ruang gerak karyawan yang memadai sehingga kenyamanan dan keselamatan kerja alat maupun seluruh karyawan terpenuhi.

Lay out pabrik ini dibagi menjadi 2 bagian besar, yaitu :

a. Tata ruang Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik merupakan suatu peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan serta areal material handling, sedemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien. Beberapa hal khusus yang perlu diperhatikan dalam pengaturan tata ruang pabrik (Plant Layout) Sirup Glukosa adalah :

- Adanya ruangan yang cukup untuk pergerakan pekerja dan pemindahan barang-barang.
- Bentuk dari kerangka bangunan, pondasi, dinding serta atap.
- Distribusi secara ekonomis dari kebutuhan steam, air, listrik, dan lain sebagainya.
- Kemungkinan perluasan di masa datang.
- Kemungkinan timbulnya bahaya-bahaya seperti kebakaran, ledakan, timbulnya gas-gas dan lain sebagainya.
- Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik.



Gambar 9.2. Tata Letak Pabrik Sirup Glukosa

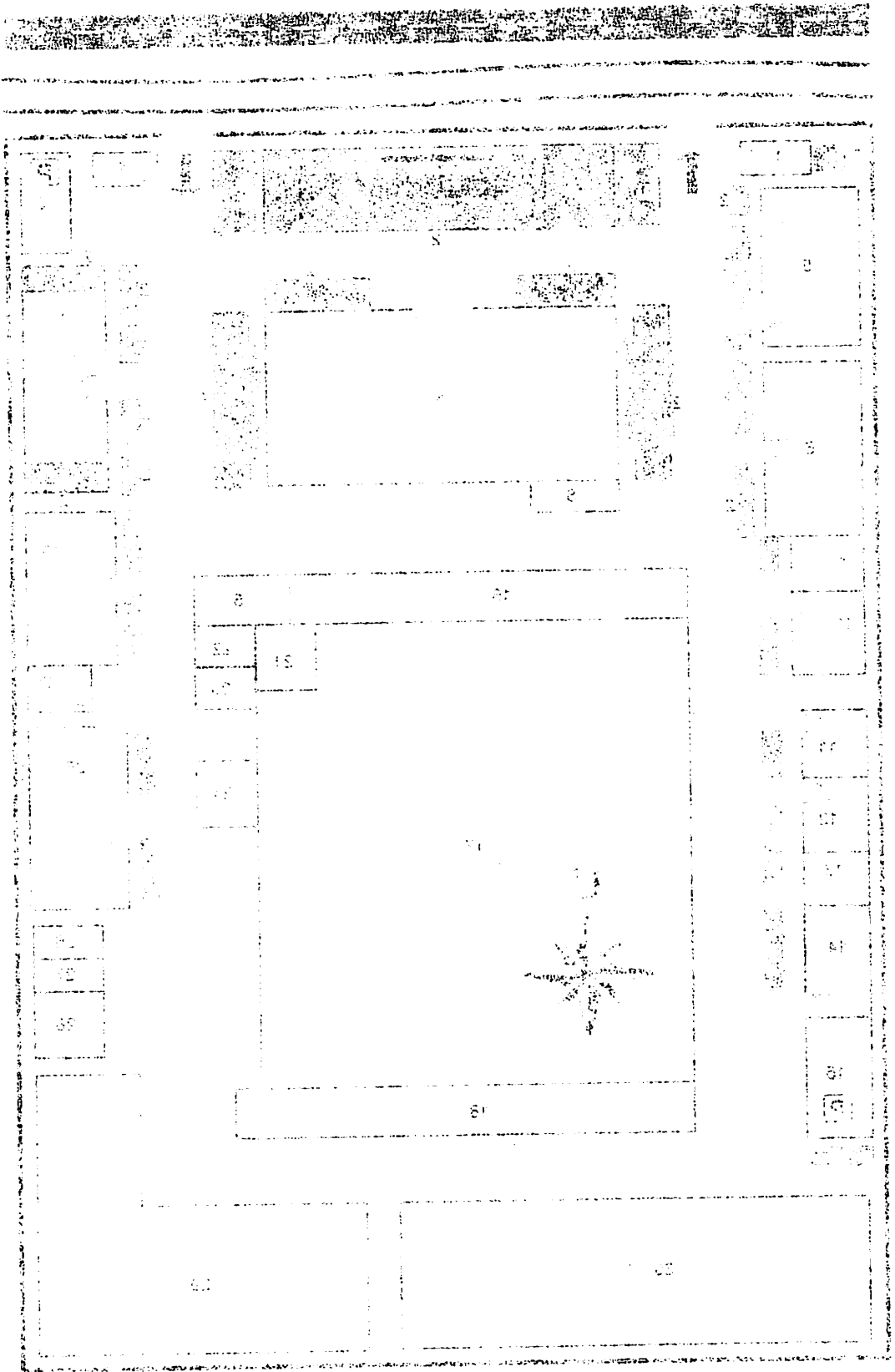


Diagram of the building layout (see page 10 for details)

Keterangan gambar 9.2 :

1. Pos keamanan/ penjagaan
2. Taman
3. Parkir tamu
4. Kantor pusat
5. Pos penimbangan
6. Gedung serbaguna (aula)
7. Kantor Penelitian dan Pengembangan (R & D)
8. Dapur
9. Perpustakaan
10. Musholla
11. Kantin
12. Koperasi
13. Poliklinik
14. Pemadam kebakaran
15. Parkir kendaraan operasional dan karyawan
16. Gudang bahan baku
17. Area proses
18. Gudang produk
19. Manager Produksi dan Teknik
20. Departemen Produksi
21. Departemen Teknik
22. Ruang kontrol
23. Garasi
24. Bengkel
25. Laboratorium dan Pengendalian Mutu
26. Generator
27. Ruang bahan bakar
28. Ruang boiler
29. Utilitas
30. Area perluasan pabrik

b. Tata Letak Peralatan Proses (Process Layout)

Dalam perencanaan *process layout* ada beberapa hal yang perlu diperhatikan:

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Pemasangan elevasi perlu memperhatikan ketinggian. Biasanya pipa atau elevator dipasang pada ketinggian minimal 3 meter agar tidak mengganggu lalu lintas karyawan.

2. Aliran udara

Aliran udara di sekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya sehingga mengancam keselamatan pekerja.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.

4. Lalu lintas manusia

Dalam perencanaan *process layout* perlu memperhatikan ruang gerak pekerja agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan alat (*trouble shooting*) dapat segera teratasi.

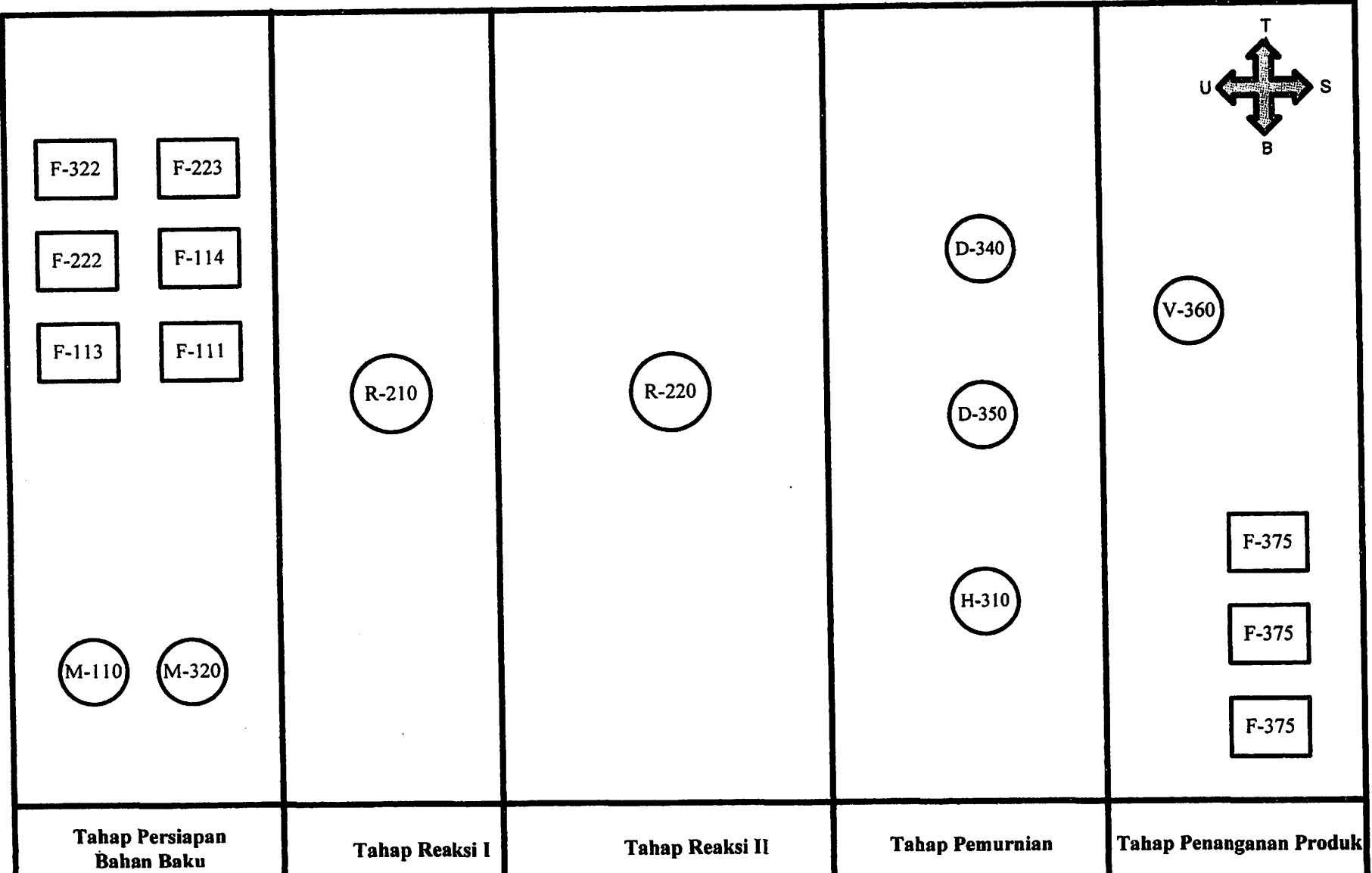
5. Efektif dan efisien

Penempatan alat-alat proses diusahakan agar dapat menekan biaya operasi tapi sekaligus menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomis.

6. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lainnya.

Tata letak peralatan proses ini secara garis besar berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan pekerja sehingga dapat meningkatkan produktifitas kerja. Tata letak peralatan proses dapat dilihat pada gambar 9.3.



Keterangan :

1. F-111 : Storage Tepung Tapioka
2. F-113 : Tangki Penampung CaCl_2
3. F-114 : Tangki Penampung α -amylase
4. F-222 : Tangki Penampung HCl
5. F-223 : Tangki Penampung glukamilase
6. F-322 : Tangki Penampung
7. M-110 : Tangki Pencampur
8. M-320 : Tangki Karbonasi
9. R-210 : Reaktor likuifikasi
10. R-220 : Reaktor Sakarifikasi
11. D-340 : Kation Exchanger
12. D-350 : Anion Exchanger
13. H-310 : Rotary vacuum dryer
14. V-360 : Evaporator
15. F-375 : Storage Sirup Glukosa

9.2. Perkiraan Luas Pabrik

Perkiraan luas pabrik Sirup Glukosa dapat dilihat pada tabel 9.1.

Tabel 9.1. Perkiraan Luas Pabrik Sirup Glukosa

No	Lokasi	Ukuran (m)	Luas	
			m ²	ft ²
1	Pos Keamanan	(3 x 3) x 2	18	193,98
2	Parkir Tamu	5 x 3	15	161,65
3	Parkir Karyawan	5 x 8	40	431,07
4	Taman	100 x 3	300	3233,03
5	Perkantoran Administrasi	100 x 5	500	5388,39
6	Perpustakaan	5 x 4	20	215,54
7	Departemen Produksi	100 x 5	500	5388,39
8	Quality Control	5 x 10	50	538,84
9	Toilet	2 x 2	4	43,11
		(3 x 3) x 4	36	387,96
		(5 x 4) x 3	60	646,61
10	Area Proses Produksi	142,5 x 95	13537,5	145890,60
11	Ruang Kontrol	5 x 5	25	269,42
12	Laboratorium	5 x 10	50	538,84
13	Aula	15 x 10	150	1616,52
14	Poliklinik	5 x 4	20	215,54
15	Kantor Devisi Litbang	6 x 4	24	258,64
16	Departemen Teknik	4 x 6	24	258,64
17	Kantin	6 x 6	36	387,96
18	Mushola	10 x 8	80	862,14
19	Pemadam Kebakaran	5 x 6	30	323,30
20	Ruang Generator	5 x 5	25	269,42
21	Timbangan Truk	5 x 10	50	538,84
22	Bengkel	5 x 10	50	538,84
23	Open Yard Produk	10 x 10	100	1077,68
24	Open Yard Bahan Baku	10 x 10	100	1077,68
25	Area Pembangkit Listrik	10 x 6	60	646,61
26	Area Pengolahan Air	10 x 15	150	1616,52
27	Ruang Boiler	5 x 5	25	269,42
28	Area Pengolahan Limbah	15 x 5	75	808,26
29	Area Perluasan Pabrik	20 x 15	300	3233,03
30	Jalan		3000	32330,33
	Jumlah		19454,5	209656,79

BAB X

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

10.1. Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan berkembang sesuai dengan kemampuan perusahaan digunakan sistem organisasi garis dan staf. Alasan pemakaian system ini adalah :

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus dan berproduksi secara massal.
- Pengambilan keputusan yang lebih sehat dan mudah dapat diambil karena adanya staf ahli
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah sehingga disiplin kerja dapat lebih baik.

Dalam menciptakan suatu pengelolaan perusahaan agar mencapai sasaran secara efektif dan hasil produksi yang tinggi, maka harus diperhitungkan elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai alat pelaksanaanya.

Elemen dasar itu terdiri dari :

- Manusia (*man*)
- Bahan (*material*)
- Mesin (*machine*)
- Metode (*methode*)
- Uang (*money*)
- Pasar (*market*)

Elemen dasar tersebut menjadi faktor utama untuk menjalankan suatu perusahaan mencapai tujuannya secara bersama-sama dalam organisasi perusahaan.

10.2. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab (*Job Description*)

10.2.1 Pemegang Saham

Merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham adalah pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki, tergantung/terbatas sesuai dengan besarnya modal saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan saham paling sedikit 1 (satu) tahun. Kekuasaan tertinggi terletak pada pemegang saham yang memilih direktur dan Dewan Komisaris dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) serta menentukan gaji direktur tersebut.

10.2.2. Dewan Komisaris

Merupakan badan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan. Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dan pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam/oleh RUPS apabila melakukan tindakan yang dilakukan bertentangan dengan anggaran dasar dari perseroan tersebut.

Dewan Komisaris pada umumnya dipilih dalam RUPS dari kalangan pemegang saham yang mempunyai saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Tugas Dewan Komisaris :

- Menentukan kebijaksanaan perusahaan
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan

- hasil yang diperoleh perusahaan
- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan
- Memberikan nasihat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan
- Menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan direktur

10.2.3. Direksi

Merupakan pemegang saham kepengurusan perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Direksi terdiri dari :

a. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan eksekutif tertinggi dalam perusahaan dan dalam tugasnya sehari-hari dibantu oleh Direktur Teknik dan Direktur Administrasi. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah :

- Merencanakan kegiatan perusahaan serta membentuk organisasi yang efektif dan efisien
- Berhak mewakili urusan ekstern perusahaan atau menunjuk wakil untuk menangannya
- Menentukan kebijaksanaan perusahaan dalam mengambil keputusan-keputusan penting

Menentukan pertanggungjawaban kepada Dewan Komisaris

b. Direktur Teknik

Direktur Teknik diangkat oleh Direktur Utama untuk menerima wewenang Direktur Utama yang berkaitan dengan bidang teknik dan produksi.

Tugas dan wewenang Direktur Teknik adalah :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama
- Berwenang membuat keputusan dalam bidang teknik tetapi tidak lepas dari kebijaksanaan bagian produksi
- Berwenang dalam produksi, misalnya memperkecil bidang produksi dan memperbesar produksi total, serta menjaga kualitas dan pengembangannya

c. Direktur Administrasi

Tugas dan wewenang Direktur Administrasi adalah :

- Menjaga kelancaran administrasi dan keuangan serta keamanan perusahaan
- Mengadakan penelitian serta pengawasan terhadap pelaksanaan pengadaan pegawai, pembinaan pegawai, kesejahteraan sosial, serta dana sosial pegawai
- Bertanggung jawab atas pemasukan dan pengeluaran uang perusahaan
- Mengatur laporan keuangan serta neraca keuangan perusahaan

10.2.4. Staff

Terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan pemasaran, personalia, pembelian, produksi maupun pengawasan produksi.

Tugas staff adalah :

- Memberikan pendapat dan keterangan serta nasihat kepada direksi sesuai dengan keahliannya masing-masing

- Membantu direksi dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidangnya masing-masing
- Melakukan tugas-tugas yang diberikan oleh direksi kepadanya
- Mengumpulkan fakta-fakta yang kemudian menggolongkan dan mengevaluasinya

10.2.5. Penelitian dan Pengembangan

Tugas dari Penelitian dan Pengembangan adalah (LITBANG) :

- Melakukan penelitian terhadap operasi pabrik secara keseluruhan. Dari penelitian tersebut dapat dipelajari kemungkinan untuk mengembangkan pabrik selanjutnya
- Meneliti dan menguji kualitas produk yang dihasilkan

Yang termasuk LITBANG diantaranya adalah Market Riset dan Process Riset.

10.2.6. Kepala Bagian

Tugas dan wewenang Kepala Bagian adalah :

- Memberikan pengarahan serta saran-saran dan pengawasan terhadap seksi-seksi yang dibawahnya
- Membantu direktur teknik atau direktur administrasi dalam perencanaan dan pelaksanaan pada bagian masing-masing
- Membantu direktur teknik atau direktur administrasi dalam mempersiapkan laporan-laporan

Kepala bagian terdiri atas :

- Kepala Bagian Teknik

Adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara

langsung, tetapi dengan penunjangnya dalam proses produksinya. Seksi yang dibawahhi antara lain :

a. Seksi Power Plant

Bertugas dalam mempersiapkan listrik, baik yang berasal dari PLN maupun dari Generator guna menunjang kelangsungan proses produksi.

b. Seksi Listrik (*Electrical Section*)

Bertugas untuk merawat, memelihara dan mempersiapkan peralatan dan fasilitas kelistrikan baik yang berhubungan dengan proses produksi atau fasilitas penunjang yang lain.

c. Seksi Mekanik (*Mechanical Section*)

Bertugas untuk merawat dan memelihara semua peralatan mekanik yang berhubungan dengan proses produksi.

d. Seksi Transportasi (*Transportation scetion*)

Bertugas untuk merawat dan memelihara semua peralatan transportasi yang dimiliki oleh perusahaan.

- Kepala Bagian Produksi

Adalah kepala bagian yang bertanggung jawab diatas semua kegiatan produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksi. Terbagi atas :

a. Seksi proses I

Bertugas untuk mengadakan pengawasan terhadap bagian persiapan bahan baku sampai bagian reaksi pada proses produksi.

b. Seksi proses II

Bertugas dengan hal yang berkaitan dengan kegiatan produksi mulai tahap pemurnian sampai dengan tahap pengemasan.

a. Seksi boiler

Bertugas dalam bidang pengadaan steam dan juga pemeliharaan terhadap boiler.

b. Seksi gudang

Bertugas untuk mengawasi, mengontrol dan mendokumentasikan keluar masuknya barang dari dan ke gudang baik untuk gudang bahan baku, gudang bahan penunjang dan gudang bahan jadi.

c. Seksi UPA dan UPL

Bertugas untuk menyediakan air bagi kegiatan perusahaan dan juga mengolah limbah yang dihasilkan oleh kegiatan produksi.

- Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan

Adalah kepala bagian yang bertugas dalam meneliti dan mengembangkan cara proses produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis dan juga masalah-masalah yang berkaitan dengan pemasaran produk. Orang-orang yang duduk di dalamnya merupakan orang-orang yang ahli dibidangnya masing-masing. Penelitian dan pengembangan juga dapat berfungsi sebagai staf ahli yang mengontrol dan menanggulangi masalah yang timbul. Seksi-seksi yang ada di bawah kepala bagian penelitian dan pengembangan ini antara lain :

- a. Seksi Litbang Pemasaran

Bertugas untuk menjaga ketertiban dan keamanan lingkungan perusahaan sehingga dapat menekan seminimal mungkin adanya gangguan terhadap kegiatan usaha.

a. Seksi Humas

Bertugas untuk mengadakan hubungan baik dengan masyarakat sekitar perusahaan maupun dengan pemerintah.

- Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab untuk merencanakan dan mengawasi keluar masuknya arus uang dari perusahaan. Seksi- seksi yang dibawahnya meliputi :

a. Seksi Akunting

Bertugas untuk melakukan pendokumentasian terhadap semua kelayakan perusahaan.

b. Seksi Pembiayaan

Bertugas untuk mengeluarkan dana bagi kegiatan perusahaan lakukan pendokumentasian terhadap semua kelayakan perusahaan.

c. Seksi Pembelian

Bertugas untuk memenuhi barang-barang yang akan digunakan bagi proses produksi maupun untuk hal-hal lain yang menyangkut kepentingan perusahaan.

- Kepala Bagian Pemasaran

Bertugas untuk mengenalkan hasil produksi kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lainnya yang menggunakan produksi sebagai

bahan baku lainnya. Selain itu juga bertugas untuk menarik minat konsumen untuk membeli produk.

10.3. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melaksanakan pekerjaannya.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan adalah :

a. Tunjangan

- Tunjangan diluar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift)

b. Fasilitas

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja, misalnya helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung dan lain-lain. Selain itu juga berupa antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. Pengobatan

- Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan

- Untuk pengobatan dan perawatan lebih intensif yang harus dilakukan di rumah sakit akan diberikan penggantian ongkos sebesar 50 %.
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan sepenuhnya.

d. Intensive atau bonus

Intensive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya intensive ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian intensive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan, sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. Cuti

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti hamil selama 3 (tiga) bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti haid selama 2 (dua) hari bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

10.4. Jadwal Jam Kerja

Pabrik pembuatan Sirup glukosa ini direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam per hari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta *shut down*.

Jumlah jam kerja yang telah ditetapkan oleh pemerintah adalah 40 jam dalam satu minggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu :

a. Untuk pegawai non shift

Bekerja selama 5 (Lima) hari kerja dalam seminggu, sedangkan hari Sabtu, Minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya : direktur, kepala bagian, kepala seksi, karyawan kantor atau administrasi dan seksi-seksi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Senin – sabtu : 07.00 – 16.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)
- Sabtu : Libur

b. Untuk pegawai shift

Sehari bekerja selama 24 jam, yang terbagi dalam 3 (tiga) shift. Karyawan ini termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya : kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja.

Dengan ketentuan shift jam kerja sebagai berikut :

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

- Shift III : 23.00 – 07.00 WIB

Untuk menjaga kelancaran pelaksanaan jam kerja selama bergilir, maka karyawan shift dibagi menjadi empat regu atau group, sehingga para pekerja dapat bekerja dengan optimal karena dapat bekerja secara bergiliran, dimana jika ketiga regu bekerja maka satu regu yang lain libur.

Tabel 10.4.1. Jadwal Kerja Karyawan

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

Keterangan :

- ♦ P = pagi (shift I)
- ♦ S = siang (shift II)
- ♦ M = malam (shift III)
- ♦ - = libur

10.5. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Penentuan Jumlah Karyawan Proses :

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= 25.000 \text{ ton / tahun} = (25.000 \text{ ton / tahun}) / (330 \text{ hari / tahun}) \\
 &= 75.5287 \text{ ton / hari}
 \end{aligned}$$

Dari Vilbrandt halaman 235 fig. 6-35, untuk peralatan dengan kondisi rata-rata didapat :

$$M = 50 \text{ (orang.jam/hari.tahapan proses)}$$

Jumlah proses dalam pabrik = 5 proses, sehingga diperoleh :

Karyawan proses = 50 x 5 = 250 orang.jam/hari

Karena satu shift = 8 jam, maka :

Karyawan proses = (140/8) orang/shift.hari
= 31.25 ≈ 32 orang/shift.hari

Dalam satu hari terdapat 4 shift, sehingga :

Jumlah karyawan proses = 32 orang/shift.hari x 4 shift
= 128 orang/hari

Karyawan administrasi dan karyawan lain (selain karyawan proses) berjumlah 53 orang. Jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik pembuatan sirup glukosa dari tepung tapioka ini adalah sebanyak 181 orang.

Tabel 10.5.1. Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja

No.	J A B A T A N	PENDIDIKAN				
		SMA	D3	S1	S2	S3
1.	Direktur Utama			1		
2.	Direktur Teknik dan Produksi			1		
3.	Direktur Administrasi dan Keuangan				1	
4.	Staff Litbang					1
5.	Kepala Bagian Teknik			1		
6.	Kepala Bagian Produksi			1		
7.	Ka Bagian Q.C dan Lab.			1		
8.	Ka Bagian Umum dan Administrasi			1		
9.	Kepala Bagian Keuangan			1		
10.	Kepala Bagian Pemasaran			1		
11.	Kepala Seksi Utilitas			1		
12.	Kepala Seksi Maintenance			1		
13.	Kepala Seksi Proses			1		
14.	Kepala Seksi Bahan baku			1		
15.	Kepala Seksi Pengolahan Limbah			1		

16.	Kepala Seksi Quality Controll			1		
17.	Kepala Seksi Laboratorium			1		
18.	Kepala Seksi Akunting			1		
19.	Kepala Seksi Pembiayaan			1		
20.	Kepala Seksi Pembelian			1		
21.	Kepala Sekai Personalia			1		
22.	Kepala seksi Kebersihan & Keamanan			1		
23.	Kepala Seksi Humas			1		
24.	Kepala Seksi Penjualan			1		
25.	Kepala Seksi Gudang			1		
26.	Karyawan Utilitas	8	4			
27.	Karyawan Pemeliharaan & Perbaikan	4	1	1		
28.	Karyawan Proses	20	4	4		
29.	Karyawan Q.C. & Lab.	4	4	1		
30.	Karyawan Bahan Baku	4	3			
31.	Karyawan Personalia			3		
32.	Karyawan Keamanan	3	2			
33.	Karyawan Kesehatan			2		
34.	Karyawan Pemasaran		3	2		
35.	Karyawan Keuangan			3		
36.	Karyawan Gudang	3	2	1		
37.	Karyawan Administrasi & Pembukuan			2		
38.	Karyawan Kebersihan	3	1			
39.	Pegawai Perpustakaan			1		
40.	Sopir	3				
41.	Karyawan Kantin	3	1			
42.	Dokter			1		
43.	Sekretaris			2		
	J u m l a h	55	26	45	1	1

10.6. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik pembuatan bioethanol dari eceng gondok ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan berdasarkan status karyawan, tingkat pendidikan, tinggi rendahnya kedudukan (jabatan), tanggung jawab,

keahliannya dan lamanya bekerja di perusahaan tersebut. Menurut statusnya karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi 3 (tiga) golongan, yaitu :

a. Karyawan tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

b. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi berdasarkan nota persetujuan direksi atas pengajuan kepala yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan tiap akhir pekan.

c. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja

- Golongan A dengan gaji perbulan Rp. 40.000.000,-
Meliputi : Direktur Utama
- Golongan B dengan gaji perbulan Rp. 35.000.000,-
Meliputi : Direktur Teknik dan Produksi, keuangan dan administrasi, Litbang
- Golongan C dengan gaji perbulan Rp. 7.000.000,-
Meliputi : Kepala Bagian
- Golongan D dengan gaji perbulan Rp. 5.000.000,-
Meliputi : Kepala Seksi

- Golongan E dengan gaji perbulan Rp. 3.500.000,-

Meliputi : Karyawan, sekretaris, dan dokter

- Golongan F dengan gaji perbulan Rp. 1.500.000,-

Meliputi : Sopir dan kebersihan

XI. ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan suatu cara untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan menguntungkan atau tidak. Pabrik sirup glukosa ini akan didirikan pada kapasitas 25.000 ton/tahun adalah sebagai berikut:

a. TCI	=	373,377,944,733
b. TPC	=	363,036,834,968
c. ROI	=	28.51 %
d. IRR	=	26 %
e. POT	=	2.5 tahun
f. BEP	=	49.60 %

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter kelayakan pendirian suatu pabrik. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan bahan baku yang dibutuhkan dan produk yang dihasilkan menurut neraca massa sebagaimana tercantum didalam Bab III. Harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan seperti yang tercantum dalam appendiks C dihitung berdasarkan pada neraca massa dan energi. Selain yang tersebut diatas, perlu dilakukan analisa biaya yang diperlukan untuk kegiatan operasional pabrik yang terdiri dari analisa keuangan, dan analisa NPV.

11.1 PENGELOLAAN SUMBER DAYA MANUSIA

11.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik sirup glukosa dari tepung tapioka ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

- a) Mudah mendapatkan modal, yaitu selain dari bank, modal juga dapat diperoleh dari penjualan saham.
- b) Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham.
- c) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sebab segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- d) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh salah seorang pemegang saham, direksi atau karyawan.

11.2 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Untuk itu pada pra rencana pabrik Syrup Glucose ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time, POT*)
3. Titik impas (*Break Event Point, BEP*)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment, TCI*), yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*), yang terdiri :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Plant Overhead (*Plant Overhead Cost*)
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran terhadap :

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost, FC*)
- b. Biaya semi variable (*Semi Variable Cost, SVC*)
- c. Biaya Variable (*Variable Cost, VC*)
- d. Total penjualan (*Sale, S*)

4. Total Pendapatan

Analisa ekonomi dilakukan dengan menggunakan “Metode Cash-Flow”

11.3 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan Pabrik sirup glukosa dari tepung tapioka ini, digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut :

- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 5 % setiap tahun;
- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 60 % biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 40 % biaya investasi dengan bunga sebesar 12 % per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 50 bulan (4,86 tahun);

- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun.

11.4 Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada Pabrik sirup glukosa dari tepung tapioka ini adalah dengan menggunakan metode discounted cash flow. Analisa keuangan untuk Pabrik sirup glukosa dari tepung tapioka terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas /kinerja keuangan. Detail perhitungan dapat dilihat pada appendiks D:

11.5 Analisa NPV

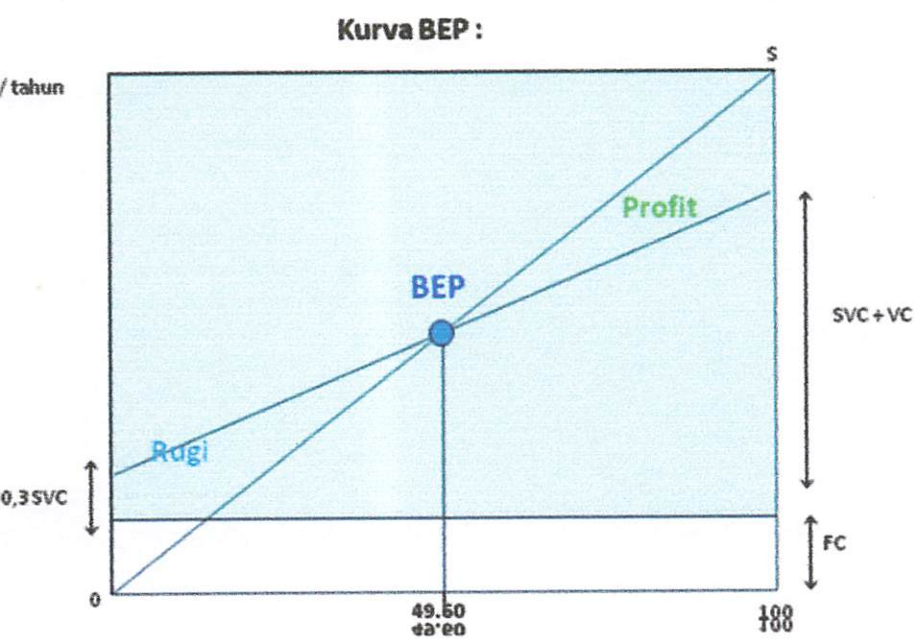
Analisa NPV pabrik sirup glukosa dengan dapat dilihat pada tabel di bawah ini :

Tabel 9.1 Analisa NPV untuk Pabrik sirup glukosa dari tepung tapioka

NPV pada tahun ke sepuluh	17,386,624,104.68
IRR pada tahun ke sepuluh	26%
Payback Period	2.50 tahun

Tabel 9.2 Ringkasan Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik sirup glukosa dari tepung tapioka

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	NPV 10 TAHUN	Rp	474,002,438,723
2	IRR	%	26%
3	PAYBACK PERIOD	tahun	2.50 tahun
4	PROJECT LIFE	tahun	10
5	HARI OPERASI	hari	330
6	BEP	%	49.60



di Grafik diatas dapat diketahui $BEP = 49.60\%$

BAB XII

KESIMPULAN

Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa dari Tepung tapioka ini diharapkan dapat mencapai hasil produksi yang maksimal sesuai dengan tujuan, sehingga dapat memenuhi kebutuhan masyarakat dalam negeri.

Dari hasil analisis yang dilakukan, Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa dari Tepung tapioka ini layak untuk ditindaklanjuti dengan memperhatikan beberapa aspek berikut :

12.1. Segi Teknis

Ditinjau dari segi teknis, proses Pembuatan Sirup Glukosa dari Tepung tapioka dengan proses hidrolisis enzimatis cukup menguntungkan karena hasil yang diperoleh cukup banyak dan kualitasnya cukup baik.

12.2. Segi Sosial

Pendirian pabrik ini dinilai cukup menguntungkan dilihat dari segi sosial karena dapat menciptakan lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat, dapat meningkatkan pendapatan per kapita daerah dan meningkatkan devisa negara.

12.3. Segi Lokasi

Penempatan pabrik Sirup Glukosa di daerah Kutai Kertanegara, Kalimantan Timur dinilai cukup menguntungkan dari segi lokasi karena :

- a. Bahan baku Tepung tapioka basah banyak terdapat di daerah Labuhan marangai, sehingga letak pabrik mendekati lokasi bahan baku.
- b. Sarana transportasi yang cukup menunjang karena dekat dengan jalur lintas utama.
- c. Tenaga kerja yang tersedia cukup banyak
- d. Persediaan utilitas yang cukup besar
- e. Cukup dekat dengan daerah pemasaran

12.4. Segi Ekonomi

Sirup Glukosa banyak digunakan sebagai bahan baku pada industri makanan, minuman, serta dipasarkan secara langsung ke masyarakat sebagai konsumen.

Pendirian pabrik Sirup Glukosa ini juga turut menunjang program pemerintah dalam rangka pengembangan sektor industri di Indonesia.

12.5. Segi Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan dalam menentukan layak atau tidaknya suatu pabrik untuk didirikan, baik dalam jangka waktu pendek maupun jangka panjang. Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa dari Tepung tapioka, diperoleh hasil sebagai berikut :

- ❖ POT = 2.5 tahun
- ❖ ROI_{AT} = 28.51 %
- ❖ BEP = 49,60 %

Dengan berpedoman bahwa bunga bank yang berlaku sebesar 15 % dan dengan melihat prosentase ROI lebih tinggi daripada bunga bank, maka Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa dari Tepung tapioka dengan Proses Hidrolisis Enzimatik ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

1. Austin, T. George, "*Shreve's Chemical Process Industries*", Fifth Edition, 1984, McGraw-Hill Book Company, New York.
2. Brownell, E. Lloyd and Young, H. Edwin, "*Process Equipment Design*", First Edition, 1959, John Wiley & Sons, Inc, New York.
3. Considine, M. Douglas.,1982."Chemical and Process Technology Encyclopedia", McGraw-Hill Book Company, New York.
4. Coulson, J.M. and Richardson, J. F.,1968. "*Chemical Engineering : An Introduction to Chemical Engineering Design*", Pergamon Press.
5. Crueger, Wulf dan Crueger, Anneliese.,1982. "*Biotechnology : A Textbook of Industrial Microbiology*", Sinauer Associates, Inc.
6. C Vannes M. M, J. M. Smith H. Abbot 1996. "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*". Fifth Edition. McGraw-Hill Book CompanyInc. New York.
7. Fessenden J. Ralp and Fesseden, S. Joan, "*Kimia Organik*", Edisi Ketiga, 1989, Erlangga, Jakarta.
8. Geankoplis, J. Christie, "*Transport Processes And Unit Operations*", Third Edition, 1997, Prentice Hall of India, New Delhi.
9. Gumbira, E. Said. "*Teknologi Fermentasi*", PT. Melton Putra. Jakarta, 1987.
10. Himmelblau, M. David.,1982."Basic Principles And Calculation in Chemical Engineering", Fifth Edition, Prentice-Hall International, Inc.

11. Hougen, A. Olaf.,1959. "*Chemical Process Principles*", Part I : Material And Energy Balance, Second Edition, John Wiley & Sons, New York.
12. Judoamidjojo, Mulyono, dkk.,1992. "*Teknologi Fermentasi*", Raja Wali Pers, Jakarta.
13. Kent, James A. 1983. "*Riegel's Handbook of Industrial Chemistry*". Eight Edition. Van Nostrand Reinhold Company. New York.
14. Kern, Q. Donald, "*Process Heat Transfer*", 1988, McGraw-Hill Book Company, New York.
15. Kitani, Osamu, and Hall, W. Carl.,1989. "*Biomass Handbook*", Gordon And Breach Science Publishers, New York.
16. Mansi, Dr. 1999. "*Fermentation Microbiology and Biotechnology*", Taylor & Francis Inc.
17. McCabe, L. Warren, "*Unit Operation of Chemical Engineering*", Fifth Edition, 1993, McGraw – Hill, Inc, Singapore.
18. Othmer, Kirk. 1978. "*Encyclopedia of Chemical Technology*",.
19. Parker, P. Sybil.,1978."*McGraw-Hill Encyclopedia of Chemistry*", McGraw-Hill Book Company, New York.
20. Perry, Robert H. 1997. "*Perry's Chemical Engineer's' Handbook*". Seventh Edition. McGraw-Hill Book Company Inc. New York.
21. Peters, S. Max and Timmerhaus, D. Klaus.,1991. "*Plant Design And Economics For Chemical Engineers*", Fourth Edition, McGraw-Hill, Inc., New York.

22. Reid, R.C., Prausnitz J.M., dan Sherwood T.K.,1991. "*Sifat Gas dan Zat Cair*", edisi ketiga, PT. Gramedia Pustaka Utama,Jakarta.
23. Schmauder, Peter Hans. 1997 "*Methods in Biotechnology*", Taylor & Francis Inc,
24. Shuler L, Michael . Shuler. 1992. "*Bioprocess Engineering*". Prentice Hall International Inc, New Jersey.
25. Speight, G. James.,2002. "*Chemical And Process Design Handbook*", McGraw-Hill, New York.
26. Suharto, Prof. Dr. Ir. Ign.,1995. "*Bioteknologi Dalam Dunia Industri*", Penerbit Andi Offset Yogyakarta, Yogyakarta.
27. Tjokroadikusumo, P. Soebiyanto. 1993. "*HFS dan Indutri ubi kayu lainnya*". PT. Gramedia Pustaka Utama. Jakarta.
28. Uhlig, Helmut, Ph.D.,1998. "*Industrial Enzymes And Their Applications*", John Wiley & Sons, Inc., New York.
29. Ulrich, D. Gael.,1984. "*A Guide To Chemical Engineering Process Design And Economics*".
30. Ullmann's.,2003."*Encyclopedia of Industrial Chemistry*",sixth edition. Completely Revised Edition Volume 12.
31. Wegener, G. D.Fengel, 1995 "*Kayu : Kimia, Ultrastruktur, Reaksi - reaksi*".Gadjah Mada University Press. Yogyakarta.