

**PRA RENCANA PABRIK SIRUP GLUKOSA
DARI ECENG GONDOK DENGAN PROSES HIDROLISA
ENZIMATIS
(KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN)**

Disusun Oleh :

ATIKHA PRIHATIN

05.14.003

JEFRY YONATHAN LETIK

05.14.022



**MILIK
PERPUSTAKAAN
ITN MALANG**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
2010**

THE AMERICAN PEOPLE SHALL BE
DAILY BEING BOUND BY THE
ESTABLISHED
CONSTITUTION OF THE UNITED STATES

1800

AMERICAN PEOPLE
CONSTITUTION

THE MASSACHUSETTS
REPUBLICAN PARTY

AMERICAN PEOPLE
CONSTITUTION
1800

LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI ECENG GONDOK DENGAN PROSES HIDROLISA ENZIMATIS KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana
Pada Jenjang Strata 1 (S – 1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh :

Atikha Prihatin	05.14.003
Jefry Yonathan Letik	05.14.022

Malang, Maret 2010

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Ir. Muzassaroh, MT
NIP.Y. 1039700306

Menyetujui,

Dosen Pembimbing

Ir. Bambang Susila Hadi
NIP.Y. 1019000210

BERITA ACARA UJIAN TUGAS AKHIR

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama : **ATIKHA PRIHATIN**

NIM : 05.14.003

Jurusan/Prgram Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa Dari Eceng Gondok
Dengan Proses Hidrolisa Enzimatis

Dipertahankan di hadapan Tim Penguji Tugas Akhir jenjang Strata Satu (S-1)

pada :

Hari : Sabtu

Tanggal : 20 Februari 2010

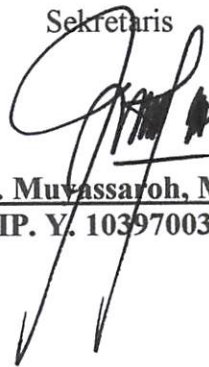
Nilai : A

Ketua



Ir. Sidik Noertjajono, MT
NIP. 1028700163

Sekretaris



Ir. Muyassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

Anggota Penguji :

Penguji Pertama



Ir. Muyassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

Penguji Kedua



Ir. Bambang Poerwadi, Ms
NIP. 19600126.1986031.001

BERITA ACARA UJIAN TUGAS AKHIR FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama : JEFRY YONATHAN LETIK
NIM : 05.14.022
Jurusan/Prgram Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa Dari Enceng Gondok
Dengan Proses Hidrolisa Enzimatis

Dipertahankan di hadapan Tim Penguji Tugas Akhir jenjang Strata Satu (S-1)

pada :

Hari : Sabtu
Tanggal : 20 Februari 2010
Nilai : A

Ketua



Ir. Sidik Noertjajono, MT
NIP. 1028700163

Sekretaris



Ir. Muyassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

Anggota Penguji :

Penguji Pertama



Ir. Muyassaroh, MT
NIP. Y. 1039700306

Penguji Kedua



Ir. Bambang Poerwadi, Ms
NIP. 19600126.1986031.001

PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : **ATIKHA PRIHATIN**

NIM : 05.14.003

Jurusan/Prgram Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa tugas akhir yang berjudul **“Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa Dari Eceng Gondok Dengan Proses Hidrolisa Enzimatis”** adalah Tugas Akhir hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Februari 2010

Yang membuat pernyataan,

ATIKHA PRIHATIN

PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR

Nama : JEFRY YONATHAN LETIK

NIM : 05.14.022

Jurusan/Prgram Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa Dari Eceng Gondok Dengan Proses Hidrolisa Enzimatis“ adalah Tugas Akhir hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Februari 2010

Yang membuat pernyataan,

JEFRY YONATHAN LETIK

KATA PENGANTAR

Puji syukur ke hadirat Allah SWT karena atas berkat dan rahmat-Nya, maka penyusun dapat menyelesaikan skripsi dengan judul **“Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa dari eceng gondok dengan Proses Hidrolisa Enzimatis kapasitas 30.000 ton/tahun”**.

Skripsi ini disusun untuk memenuhi tugas akhir mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang, sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana (Strata-1) Teknik Kimia.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan skripsi ini, terutama pada :

1. Bapak Dr.Ir. Abraham Lomi, M.Eng, MSEE, selaku Rektor ITN Malang.
2. Bapak Ir. H. Sidik Noertjahjono, MT selaku Dekan FTI ITN Malang.
3. Ibu Ir. Muyassaroh selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.
4. Bapak Ir. Bambang Susila Hadi selaku Dosen Pembimbing
5. Bapak dan Ibu Dosen yang telah memberikan masukan kepada penyusun.
6. Rekan-rekan yang telah banyak membantu dalam menyelesaikan skripsi.

Penyusun menyadari Laporan Tugas Akhir ini masih kurang sempurna, untuk itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dan semoga laporan ini bermanfaat bagi semua pihak.

Malang, Februari 2010

Penyusun

ABSTRAKSI

Pabrik sirup glukosa ini didirikan untuk memenuhi kebutuhan pangan yang memang masih dibutuhkan di Indonesia khususnya dalam industri pangan seperti industri permen, minuman, biskuit, dan es krim. Sirup glukosa dapat dibuat dengan dua cara yaitu dengan cara hidrolisa asam dan hidrolisa enzimatis. Eceng gondok yang memiliki kandungan selulosa tinggi, dapat menghasilkan sirup glukosa dengan proses hidrolisis enzimatis.

Proses pengolahan eceng gondok menjadi sirup glukosa terjadi dalam beberapa tahap yaitu gelatinisasi, likuifikasi, sakarifikasi, purifikasi, dan evaporasi. Tahap gelatinisasi bertujuan untuk merubah eceng gondok dengan penambahan air hingga menjadi bubur (30% bahan kering) sekaligus mensterilisasi bubur eceng gondok pada suhu 121°C selama 15 menit. Tahap likuifikasi, dimana selulosa dihidrolisa dengan penambahan enzim selobiohidrolase menjadi selobiosa pada suhu 55°C selama 16 jam, sedangkan tahap sakarifikasi yaitu selobiosa dihidrolisa dengan penambahan enzim β -glukosidase menjadi glukosa pada suhu 20°C selama 72 jam. Tahap purifikasi dilakukan untuk menghilangkan zat-zat mineral yang masih terkandung dalam sirup glukosa. Kemudian sirup glukosa yang dihasilkan, dimurnikan dengan evaporator pada suhu operasi 100°C untuk menghilangkan sebagian air hingga didapatkan kekentalan sirup glukosa dengan kepekatan 45 brix.

Pabrik sirup glukosa direncanakan akan didirikan di Kutai Kertanegara, Kalimantan Timur pada tahun 2012 dengan kapasitas 30.000 ton/tahun. Utilitas yang digunakan meliputi steam, air, listrik, dan bahan bakar. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT). Dari Perhitungan ekonomi diperoleh data sebagai berikut :

<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= Rp. 299.705.332.586,22
ROI_{BT}	= 34,41 %
ROI_{AT}	= 27,53 %
<i>Pay Out Time</i>	= 2,5 tahun
<i>Break Event Point</i>	= 49,71%
IRR	= 36,8678%

Karena nilai ROI setelah pajak lebih besar daripada bunga bank, maka Pabrik Sirup Glukosa dari Eceng Gondok layak untuk didirikan.

DAFTAR ISI

	Halaman
LEMBAR PERSETUJUAN.....	i
BERITA ACARA	ii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
ABSTRAKSI.....	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL	vii
DAFTAR GAMBAR	viii
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 1.1.1.	Keberadaan Eceng Gondok di beberapa Provinsi Indonesia	I – 3
Tabel 1.4.1.	Komposisi bahan dalam Eceng Gondok basah	I – 5
Tabel 1.5.1.	Data Kebutuhan Glukosa di Indonesia.....	I – 8
Tabel 2.2.1.	Tabel Perbandingan	II – 3
Tabel 7.1.	Alat-alat Kontrol Pada Peralatan Proses	VII – 3
Tabel 7.2.	Alat-alat Keselamatan Kerja pada pabrik Sirup Glukosa .	VII – 6
Tabel 9.1.	Perkiraan Luas Pabrik Sirup Glukosa	IX – 14
Tabel 10.1.	Jadwal Kerja Pegawai Shif.....	X – 11
Tabel 10.2.	Jumlah Karyawan Keseluruhan Pabrik Sirup Glukosa	X – 13
Tabel 10.3.	Daftar Gaji Pegawai	X – 15
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 – 7
Tabel D.4.	Kebutuhan Total Air	APP D – 8
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 – 5
Tabel E.4.	Daftar Gaji Pegawai	APP E – 6

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.4.1.	Struktur Selulosa	I – 6
Gambar 2.1.1.	Blok diagram proses pembuatan sirup glukosa dengan Proses hidrolisa asam	II – 2
Gambar 2.1.2.	Blok diagram proses pembuatan sirup glukosa dengan Proses hidrolisa enzimatis	II – 3
Gambar 9.1.	Peta Lokasi Pabrik Sirup Glukosa.....	IX – 7
Gambar 9.2.	Tata Letak Pabrik Sirup Glukosa	IX – 9
Gambar 9.3.	Tata Letak Peralatan Proses (Process Layout)	IX – 12
Gambar 10.1.	Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa .	X – 4
Gambar 11.1.	<i>Break Event Point</i> Pabrik Sirup Glukosa	XI – 6
Gambar E.1.	Grafik Hubungan Indeks Harga Alat	APP E – 2

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia adalah salah satu negara berkembang yang sedang melaksanakan pembangunan di berbagai sektor. Sektor industri yang menjadi perhatian pemerintah diharapkan mampu menjadi ujung tombak agar pembangunan dapat mencapai sasarnya. Sejalan dengan perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi, industri kimia dari waktu ke waktu mengalami peningkatan. Hal ini dibuktikan dengan semakin meningkatnya kebutuhan dalam negeri akan produk-produk hasil industri kimia.

Permasalahan Indonesia saat ini adalah harga gula yang terus melambung, sehingga kebutuhan gula di Indonesia mencapai 3,3 juta ton/tahun, sementara produksi dalam negeri hanya 1,7 juta ton/tahun atau 51,5% dari kebutuhan nasional, sehingga impor menjadi pilihan. Dalam situasi seperti ini, gula produksi dalam negeri menjadi sulit dipasarkan tanpa kebijakan yang mampu melindunginya dari serbuan gula impor. Untuk mengurangi impor gula maka produksi gula dalam negeri perlu terus dipacu, disamping mencari alternatif bahan pemanis lain sebagai substitusi gula. Gula alternatif yang sekarang sudah digunakan antara lain gula siklambat dan stearin yang merupakan gula sintetis, serta gula dari pati seperti sirup glukosa, fruktosa, maltosa, manitol, sorbitol, dan xilitol. Diantara jenis gula tersebut, sirup glukosa dan fruktosa mempunyai prospek paling baik untuk mensubstitusi gula pasir, karena sirup glukosa juga banyak digunakan dalam industri makanan, minuman, dan obat-obatan. Sehingga peningkatan produksi sirup glukosa jika dibarengi dengan upaya memperluas pemanfaatannya, maka kebutuhan gula tentu akan berkurang dan impor gula tidak mungkin terjadi.

Berdasarkan Undang-undang No. 7 Tahun 1996 tentang Pangan menyebutkan bahwa kondisi terpenuhinya pangan bagi setiap rumah tangga, tercermin dari tersedianya pangan yang cukup baik jumlah maupun mutunya,

aman, merata, dan terjangkau. Selanjutnya prioritas utama ketahanan pangan ditujukan untuk mencapai kemandirian ketahanan pangan, revitalisasi nilai kearifan lokal, dan meningkatkan kemitraan antarlembaga; mengembangkan komoditas pangan secara selaras dengan kebijakan revitalisasi pembangunan produksi pangan asal tanaman, ternak, dan ikan.

Untuk membantu mengupayakan pengembangan ketahanan pangan, pengembangan bioteknologi dan agroindustri, maka dalam hal ini limbah pertanian yang sebagian besar merupakan limbah berselulosa akan diolah menjadi produk yang lebih bernilai ekonomis. Selulosa yang didapatkan berasal dari Eceng gondok yang kemudian diolah menjadi sirup glukosa dengan proses hidrolisis enzimatis.

Eceng gondok (*Eichornia Crassipes*) merupakan tanaman yang hidup di daerah tropis sampai subtropis. Eceng gondok digolongkan sebagai gulma perairan yang mampu menyesuaikan diri terhadap perubahan lingkungan dan berkembang biak secara cepat. Cepatnya pertumbuhan eceng gondok terutama disebabkan oleh air yang mengandung nutrien yang tinggi, kaya akan nitrogen, fosfat, dan potasium

Kawasan perairan Indonesia yang didominasi oleh tumbuhan Eceng gondok diantaranya adalah Kalimantan. Di Kalimantan sendiri hampir 1/3 luas daerah adalah daerah rawa, baik itu rawa hutan air tawar, rawa pasang surut, rawa gambut, dan jenis rawa lainnya. Hampir seluruh bagian lahan basah ditumbuhi oleh eceng gondok. Sehingga eceng gondok masih tetap menjadi permasalahan serius di kawasan perairan Indonesia, yang sampai ini hanya dapat digunakan sebagai bahan campuran pakan ternak, pengolahan limbah industri terutama yang mengandung logam berat, dan bahan pembuat kerajinan tangan. Tetapi ada beberapa daerah perairan di Kalimantan, eceng gondok belum dimanfaatkan dan hanya dianggap sebagai rumput biasa yang hanya mengganggu jalur transportasi saja karena sering tersangkut di baling-baling kapal penduduk.

Tabel 1.1. Keberadaan Eceng Gondok di beberapa Provinsi Indonesia

No.	Kota/Provinsi	Nama danau/sungai	Luas danau/sungai (ha)	Jumlah Eceng Gondok (ha)
1.	Aceh	Danau Laut Tawar	5472	1751,04
2.	Daerah Khusus Ibukota Jakarta	Danau Pluit	80	26,67
		Waduk Ria Rio	-	9
3.	Sumatera Utara	Danau Toba	-	386
4.	Sulawesi Utara	Danau Tondano	0,4278	0,39
5.	Kalimantan Selatan	Rawa Desa Paminggir	1287	643,5
		Rawa Desa Sungai Luang	6000	3000
6.	Jawa Tengah	Rawa Pening	2670	2403
7.	Jawa Barat	Waduk Saguling	-	15
8.	Kalimantan Timur	Perairan Kutai Kartanegara	96184	72138

Dari tabel diatas terlihat jelas bahwa jumlah eceng gondok yang paling banyak terdapat di Perairan Kutai Kertanegara, Provinsi Kalimantan Timur. Sehingga daerah tersebut merupakan daerah yang menjadi permasalahan serius dan perlu adanya solusi untuk mengatasinya.

Dari segi teknologi bahwa Eceng gondok memiliki kadar serat yang tinggi sehingga serat tersebut dapat dimanfaatkan secara komersil baik secara tradisional sampai industri yang mutakhir. Kadar serat yang terkandung dalam eceng gondok dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan sirup glukosa. Selain eceng gondok, sirup glukosa juga dapat dihasilkan dari tumbuhan rendah yang mengandung selulosa seperti paku, lumut, atau kayu apu, tetapi kandungan selulosa yang dimiliki oleh tumbuhan tersebut lebih rendah dari eceng gondok.

1.2. Perkembangan Industri Sirup Glukosa

Di Indonesia industri glukosa dan fruktosa baru dimulai pada tahun 1980-an, walaupun gula tersebut telah ditemukan pada abad ke- 18. Gula ini umumnya diproduksi oleh industri besar, seperti PT. Puncak Gunung Mas di Jakarta, PT. Sama Satya Pasifik di Sidoarjo, Indonesian Maltose Industry di Bogor, PT. Gunung Madu Plantation di Lampung, dan PT. Raya Sugarindo di Tasikmalaya. Padahal teknologi pembuatan gula ini terutama sirup glukosa relatif sederhana dan dapat dilakukan di pedesaan. Dalam upaya membuka peluang produksi glukosa di pedesaan, Balai Besar Litbang Pascapanen Pertanian melakukan penelitian dan pengembangan produksi sirup glukosa dan fruktosa untuk skala pedesaan yang dapat diaplikasikan pada industri tapioka rakyat. Pada industri tapioka rakyat seperti di Lampung, pengeringan tapioka sering menjadi masalah karena masih mengandalkan sinar matahari. Pada musim hujan pengeringan tentu akan terganggu sehingga mutu pati yang dihasilkan kurang baik dan harga jualnya rendah. Dengan demikian, upaya mengembangkan produksi sirup glukosa dan fruktosa dari pati basah diharapkan dapat meningkatkan nilai tambah bagi petani.

Sirup glukosa atau sering juga disebut gula cair dibuat melalui proses hidrolisis pati. Perbedaannya dengan gula pasir atau sukrosa yaitu sukrosa merupakan gula disakarida, terdiri atas ikatan glukosa dan fruktosa, sedangkan sirup glukosa adalah monosakarida, terdiri atas satu monomer yaitu glukosa. Sirup glukosa dapat dibuat dengan cara hidrolisis asam atau dengan cara enzimatis. Dari kedua cara tersebut, pembuatan sirup glukosa secara enzimatis dapat dikembangkan di pedesaan dibandingkan dengan hidrolisis asam. Karena hidrolisis secara enzimatis tidak banyak menggunakan bahan kimia sehingga aman dan tidak mencemari lingkungan. Selain proses hidrolisis pati, sirup glukosa juga dapat dihasilkan dari proses hidrolisis selulosa. Sama halnya seperti proses hidrolisis pati, sirup glukosa yang diperoleh dari hidrolisis selulosa juga menggunakan katalis enzim yang melalui beberapa tahap seperti gelatinisasi, likuifikasi, sakarifikasi, purifikasi, dan evaporasi.

1.3. Kegunaan Produk

Industri yang memanfaatkan glukosa antara lain adalah industri permen, minuman, biskuit, dan es krim. Pada pembuatan es krim, glukosa dapat meningkatkan kehalusan tekstur dan menekan titik beku, sementara untuk kue dapat menjaga kue tetap segar dalam waktu lama dan dapat mengurangi keretakan. Untuk permen glukosa lebih disenangi karena dapat mencegah kerusakan mikrobiologis dan memperbaiki tekstur. Namun, glukosa tidak sepenuhnya dapat menggantikan gula karena tingkat kemanisannya yang lebih kecil.

1.4. Sifat Bahan Baku dan Produk

1.4.1. Sifat Bahan Baku Utama

Eceng Gondok

Tabel 1.2. Komposisi bahan dalam Eceng Gondok basah

Komponen	Komposisi (%)
Air	92,6
Selulosa	2,09
Abu	0,44
Karbohidrat	0,17
Lemak	0,35
Protein	0,16
Fosfor sebagai P ₂ O ₅	0,52
Kalium sebagai K ₂ O	0,42
Klorida	0,26
Alkaloid	2,22
Inert	0,77
Total	100

(Adi Candra B., 2008)

Eceng Gondok merupakan salah satu tanaman yang memiliki selulosa $((C_6H_{10}O_5)_n)$.

Sifat-sifat fisika selulosa:

- Mempunyai serat berwarna putih
- Tidak larut dalam air dan organik lainnya

Sifat-sifat kimia selulosa:

- Polimer alam berupa zat karbohidrat (polisakarida)
- Terhidrolisa dalam uap air panas menjadi glukosa

$$(C_6H_{10}O_5)_n + nH_2O \xrightarrow{\text{hidrolisis}} n C_6H_{12}O_6$$

Selulosa Glukosa
- Terhidrolisa dalam larutan asam menjadi glukosa

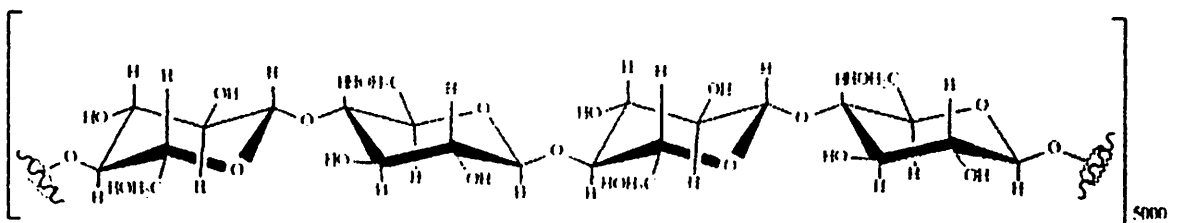
$$(C_6H_{10}O_5)_n + nH_2O \xrightarrow{H_2SO_4} n C_6H_{12}O_6$$

Selulosa Glukosa

- Bereaksi dengan asam asetat membentuk selulosa asetat
- Bereaksi dengan asam nitrat membentuk selulosa nitrat

Selulosa $(C_6H_{10}O_5)_n$ adalah polimer berantai panjang polisakarida karbohidrat, dari beta-glukosa. Selulosa merupakan komponen struktural utama dari tumbuhan dan tidak dapat dicerna oleh manusia karena dalam tubuh manusia tidak mempunyai enzim yang dapat menguraikan glukosa.

(Craine, 2003)



Gambar 1.1. Struktur Selulosa

1.4.2. Sifat Bahan Baku Penunjang

1. Air

Sifat-sifat fisika :

- Rumus Molekul : H_2O
- Berat Molekul : 18 g/mol

- Titik Lebur : 0°C
- Titik Didih : 100°C
- pH : netral (± 7)

Sifat-sifat kimia :

- Sebagai bahan pelarut sempurna
- Mempunyai kemampuan untuk menghidrolisis

2. Enzim Selobiohidrolase

Sifat-sifat fisika :

- Warna : kuning pucat
- Kemurnian : 90%
- Suhu optimal : 55 °C
- pH : 7 - 8

Sifat-sifat kimia :

Selobiohidrolase merupakan enzim yang mempunyai afinitas terhadap selulosa tingkat tinggi yang mampu memecah selulosa kristal. Selobiohidrolase memecah selulosa melalui pemotongan ikatan hidrogen yang menyebabkan rantai-rantai glukosa mudah untuk dihidrolisis lebih lanjut.

3. Enzim β -glukosidase

Sifat-sifat fisika :

- Warna : kuning pucat
- Kemurnian : 80 - 90%
- Suhu optimal : 20 - 22°C
- pH : 5,6

Sifat-sifat kimia :

β -glukosidase merupakan salah satu jenis enzim dari sistem enzim selulase, yang dapat memutuskan ikatan polimer selulosa menjadi selobiosa hingga menjadi monomer glukosa. Enzim β -glukosidase mempunyai keaktifan yang sangat tinggi terhadap β -D-glukosa.

(www.google.com)

1.4.3. Sifat Produk

Glukosa

Sifat-sifat fisika :

- Bentuk : cair
- Rasa : manis
- Berat molekul : 180,18 g/mol
- Densitas : 1,54 g/cm³
- Rumus kimia : C₆H₁₂O₆
- Titik lebur : 150°C

Sifat-sifat kimia :

Dapat larut dalam air dan sedikit larut dalam alkohol. (www.google.com)

1.5. Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam perencanaan pendirian suatu pabrik dibutuhkan suatu predeksi kapasitas agar produksi yang akan dihasilkan dapat memenuhi kebutuhan, terutama kebutuhan dalam negeri. Perkiraan kapasitas pabrik dapat ditentukan menurut nilai konsumsi setiap tahun dengan melihat perkembangan industri dalam kurun waktu berikutnya.

Tabel 1.5.1. Data Kebutuhan Glukosa di Indonesia

Tahun	Impor (ton)	Ekspor (ton)	% Kenaikan (impor)
2004	4.740,131	2.271,090	-
2005	4.703,261	1.945,361	- 0,77
2006	6.249,411	4.814,153	32,87
2007	9.260,786	5.247,735	48,00
2008	11.084,916	4.082,419	19,84
Rata-rata kenaikan			24,99

(Sumber : Biro Pusat Statistik Surabaya)

Proyeksi jumlah yang diperkirakan pada tahun 2012 sebagai berikut :

Dengan memakai rumus : $P = P_0 (1+i)^n$

Dimana : P = jumlah yang diperkirakan
 Po = jumlah kebutuhan tahun terakhir
 i = presentase kenaikan rata-rata
 n = selisih tahun dari data terakhir (2008-2012)

maka perkiraan impor pada tahun 2012 adalah :

$$P = 11.084,916 (1 + 0,2499)^4$$

$$= 27.050,933 \text{ ton}$$

sedangkan kapasitas pabrik baru pada tahun 2012 dapat dihitung dengan rumus :

$$\text{Kapasitas Pabrik Baru} = \text{Impor} + \text{Ekspor}$$

$$= 27.050,933 + 4.082,419$$

$$= 31.133,352 \text{ ton/tahun}$$

Diperkirakan pada tahun 2012 akan didirikan pabrik glukosa yang lain dengan kapasitas 30.000 ton/tahun.

Sedangkan kapasitas pabrik glukosa terbesar di Indonesia adalah sebesar 18.000 ton/tahun, yang diproduksi oleh PT. Budi Acid Jaya.

Di Indonesia, eceng gondok paling banyak terdapat di daerah perairan Kalimantan, misalnya saja di Kalimantan Timur yaitu Perairan di Kutai Kartanegara, khususnya danau. Dari luasan perairan umum di Kutai Kartanegara, sekitar 199.407 hektare, sekitar 48,2 persen adalah perairan danau atau seluas 96.184 hektare dan berjumlah 76 danau. Sekitar 75 persen atau 72.138 ha dari luasan danau itu ditumbuhi gulma air yang didominasi eceng gondok. Penelitian tentang pertumbuhan eceng gondok, didapat data bahwa dari plot ukur 1 meter persegi diketahui rata-rata berat sampel selama 5 minggu meningkat sebesar 496 %, dari 0,81 kg menjadi 4,83 kg. Dari data pertumbuhan eceng gondok itu didapat 34,8 juta kg eceng gondok basah dari 72.138 hektare luasan danau. Jika faktor kelembaban di Kukar sebesar 0,07, maka berat kering tanur eceng gondok diperoleh sebanyak 2,47 juta kg, sehingga dapat memenuhi kapasitas Pabrik Sirup Glukosa sebesar 30.000 ton/tahun yang rencananya akan didirikan di Kalimantan Timur.

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

2.1. Macam Proses

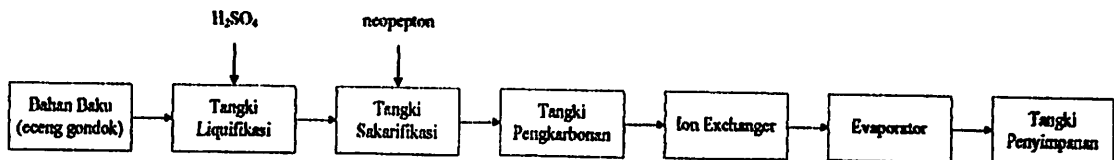
Sirup glukosa atau sering juga disebut gula cair dapat dibuat melalui proses hidrolisis selulosa. Perbedaannya dengan gula pasir atau sukrosa yaitu sukrosa merupakan gula disakarida, terdiri atas ikatan glukosa dan fruktosa, sedangkan sirup glukosa adalah monosakarida, terdiri atas satu monomer yaitu glukosa. Sirup glukosa dapat dibuat dengan cara hidrolisis asam atau dengan cara enzimatis. (Soebiyanto, 57)

2.1.1. Proses Hidrolisis Asam

H_2SO_4 dan HCl merupakan asam yang umum digunakan dalam proses hidrolisis asam, karena beberapa asam tersebut merupakan asam yang paling banyak diteliti.

Eceng gondok yang telah dihancurkan dan dikeringkan pada suhu $105^\circ C$, dimasukkan dalam mixing tank dan ditambahkan dengan 1 – 10% H_2SO_4 , kemudian dipanaskan dalam tangki liquifikasi pada $121^\circ C$, 15 lbs selama 15 menit. Hasilnya didinginkan pada suhu kamar kemudian disaring. Filtrat yang didapatkan dipanaskan pada suhu $60^\circ C$, di cek pH dengan penambahan NaOH sampai mencapai pH 9,0 – 9,5. Dalam tangki sakarifikasi, selulosa yang sebagian sudah terhidrolisis ditambahkan kembali dengan 10 g neopeptone (pH larutan 5,6) kemudian ditambahkan air sampai 1000 mL dan dipanaskan pada suhu $121^\circ C$, 15 lbs selama 15 menit. Tahap selanjutnya adalah pemucatan, penyaringan, dan penguapan. Pemucatan bertujuan untuk menghilangkan bau, warna dan kotoran, serta menghentikan aktivitas enzim. Absorben yang digunakan adalah karbon aktif sebanyak 0,5-1% dari bobot selulosa. Penyaringan bertujuan untuk memisahkan karbon aktif yang tertinggal dan kotoran yang belum terserap oleh karbon aktif. Hasil penyaringan kemudian dilewatkan pada kolom berisi resin penukar ion untuk memisahkan ion-ion logam pada sirup

glukosa yang dihasilkan. Tahap terakhir adalah penguapan dengan menggunakan evaporator untuk mendapatkan sirup glukosa dengan kekentalan tertentu (Brix 50-85) kemudian disimpan dalam storage. (Chartchalerm, 2007)



Gambar 2.1.1. Blok diagram Proses Pembuatan Sirup Glukosa dengan Proses Hidrolisis Asam (Chartchalerm, 2007)

2.1.2. Proses Hidrolisis Enzimatis

Pada proses ini katalis yang digunakan adalah katalis enzim. Aplikasi hidrolisis menggunakan enzim secara sederhana dilakukan dengan mengganti tahap hidrolisis asam dengan tahap hidrolisis enzim selulosa.

Eceng gondok yang telah dihancurkan dan dikeringkan pada suhu 105°C, dimasukkan dalam mixing tank dan ditambahkan dengan air sampai menjadi bubur eceng gondok 30%, kemudian dialirkan ke tangki liquifikasi untuk menghidrolisis selulosa menjadi selobiosa dengan menambahkan enzim selobiohidrolase dengan pH 7 dan dipanaskan pada suhu 55°C selama 16 jam. Larutan yang dihasilkan kemudian didinginkan sampai 20°C. Kemudian dalam tangki sakarifikasi, selobiosa akan dihidrolisis menjadi glukosa dengan menambahkan enzim β -glukosidase dengan pH 5,6 dan tetap menjaga suhu 20°C selama 72 jam. Tahap selanjutnya adalah pemucatan, penyaringan, dan penguapan. Pemucatan bertujuan untuk menghilangkan bau, warna dan kotoran, serta menghentikan aktivitas enzim. Absorben yang digunakan adalah karbon aktif sebanyak 0,5-1% dari bobot selulosa. Penyaringan bertujuan untuk memisahkan karbon aktif yang tertinggal dan kotoran yang belum terserap oleh karbon aktif. Hasil penyaringan kemudian dilewatkan pada kolom berisi resin penukar ion untuk memisahkan ion-ion logam pada sirup glukosa yang dihasilkan. Tahap terakhir adalah penguapan dengan

menggunakan evaporator untuk mendapatkan sirup glukosa dengan kekentalan tertentu (Brix 43-45) kemudian disimpan dalam storage.



Gambar 2.1.1. Blok diagram Proses Pembuatan Sirup Glukosa dengan Proses Hidrolisis Enzimatis (Shuler, 2002)

2.2. Seleksi Proses

Proses yang digunakan dalam perancangan pabrik sirup glukosa berbahan baku eceng gondok ini adalah proses hidrolisis enzimatis. Pemilihan proses tersebut didasarkan pada beberapa aspek seperti yang disebutkan pada tabel dibawah ini.

Tabel 2.2.1. Perbandingan Proses Hidrolisa Asam dengan Proses Hidrolisa Enzimatis

Parameter	Proses	
	Hidrolisa Asam	Hidrolisa Enzimatis
1. Aspek Teknis		
a. Proses		
- Bahan baku	Eceng Gondok	Eceng Gondok
- Bahan penunjang	Bahan Asam : H ₂ SO ₄ Neopepton	Enzim Selulase : Selobiohidrolase β-glukosidase
- Konversi	60%	90%
b. Kondisi Operasi		
- Suhu	120°C – 135°C	20°C – 121°C
- Tekanan	1 atm	1 atm
- Waktu operasi	24 jam	16 – 72 jam
2. Aspek Ekonomi		
- Investasi	Relatif tinggi	Relatif rendah
- Biaya Operasi	Relatif tinggi	Relatif rendah

Beberapa keuntungan proses hidrolisis enzimatis adalah :

- Katalis yang digunakan tidak bersifat asam.
- Berpotensi memberikan hasil yang tinggi.
- Kondisi proses yang lebih lunak karena menggunakan suhu dan tekanan yang rendah.
- Biaya pemeliharaan peralatan yang relatif rendah karena tidak ada bahan yang korosif.
- Produk samping yang dihasilkan bisa dimanfaatkan langsung dibandingkan hidrolisis asam.
- Penanganan limbah tidak sulit dan tidak membahayakan lingkungan karena tidak mengandung asam.

2.3. Uraian Proses

Proses pembuatan sirup glukosa dengan proses hidrolisis enzimatis dilakukan dengan beberapa tahap dibawah ini antara lain :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap proses hidrolisa
3. Tahap pemisahan
4. Tahap pemurnian
5. Tahap penanganan produk

2.3.1. Tahap persiapan bahan baku

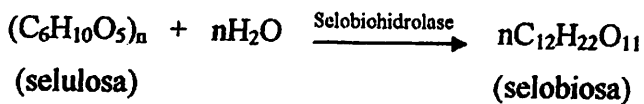
Dari storage (F-121) eceng gondok basah dipotong-potong dengan rotary cutter (C-123), kemudian dengan menggunakan bucket elevator (J-124) eceng gondok basah dimasukkan kedalam belt conveyor dryer (B-120) dengan tujuan untuk menguapkan sebagian air yang terdapat dalam eceng gondok basah hingga 50% dengan menggunakan udara panas pada suhu 90 °C. Setelah dikeringkan, eceng gondok dialirkan menuju digester (M-113) dan dipanaskan pada suhu 121°C selama 15 menit. Dalam digester terjadi penghancuran eceng gondok dan penambahan air hingga menjadi bubur (30% bahan kering), dengan tujuan untuk membuka struktur lignoselulosa agar selulosa dalam menjadi lebih mudah diakses oleh enzim yang

memecah polimer polisakarida menjadi monomer glukosa. Selanjutnya, mengalirkan bubur eceng gondok yang sudah steril dengan pompa (L-114) menuju ke tahap proses hidrolisa.

2.3.2. Tahap proses hidrolisa

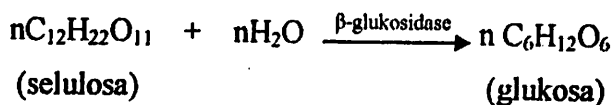
Bubur eceng gondok yang sudah steril dan didinginkan pada suhu 55°C dengan cooler (E-115a dan E-155b) kemudian dihidrolisa didalam reaktor liquifikasi (R-110) pada suhu 55°C dengan tujuan untuk menghidrolisis selulosa menjadi selobiosa, dengan menambahkan enzim selobiohidrolase dengan pH 7 selama 16 jam.

Reaksi yang terjadi :

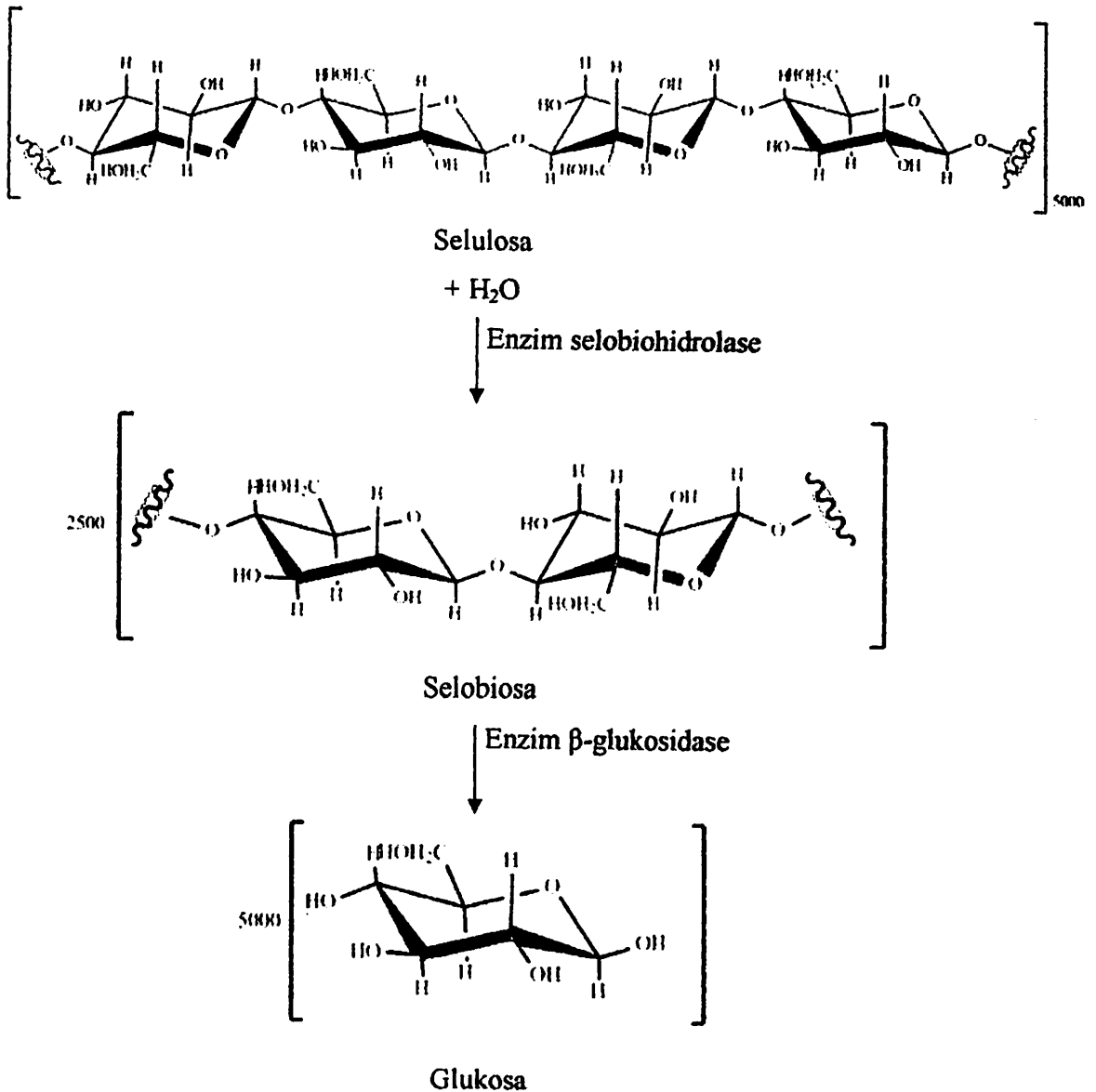


Kemudian hasil hidrolisa dilewatkan melalui cooler (E-134b) untuk penurunan suhu hingga 20°C, dan dilairkan dengan pompa (L-131) menuju reaktor sakarifikasi (R-130) untuk menghidrolisis selobiosa menjadi glukosa dengan menambahkan enzim β-glukosidase dengan pH 5,6 selama 72 jam.

Reaksi yang terjadi :



Proses hidrolisa selulosa menjadi glukosa :



2.3.3. Tahap pemisahan

Larutan sirup glukosa yang dihasilkan dari hasil proses hidrolisa kemudian disaring dengan rotary vacuum filter (H-142) untuk memisahkan antara filtrat dengan cake. Cake yang dihasilkan dialirkan dengan pompa (L-144) menuju bak penampung cake (F-145), sedangkan filtrat dialirkan menuju tangki pengkarbonan (M-140) pada suhu operasi 90°C dengan tujuan untuk pemucatan atau penghilangan warna, dan dilakukan penambahan

karbon aktif dari bin karbon aktif (F-143). Setelah proses pengkarbonan selesai, larutan sirup glukosa dialirkan dengan pompa (L-146) menuju tangki penukar ion (X-147a dan X-147b) dengan tujuan untuk menghilangkan zat-zat mineral yang masih terkandung dalam sirup glukosa.

2.3.4. Tahap pemurnian

Dari tangki penukar ion, larutan sirup glukosa dialirkan dengan pompa (L-149) menuju alat penguapan vacum yaitu evaporator (V-150) pada suhu operasi 100 °C untuk menghilangkan sebagian air hingga didapatkan kekentalan sirup glukosa dengan kepekatan 45 brix.

2.3.5. Tahap penanganan produk

Produk sirup glukosa yang dihasilkan dengan kepekatan sampai 45 brix kemudian dialirkan dengan pompa (L-152) menuju tangki penampung sirup glukosa (F-154) kemudian dikemas dalam gallon plastik dengan menggunakan alat pengemas (P-155). Sirup glukosa yang sudah dikemas, dimasukkan kedalam storage produk (F-156).

BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 30.000 ton/tahun

Produksi Syrup Glukosa

$$= \left(30.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \right) \times \left(1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \right) \times \left(\frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \right) \times \left(\frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right)$$

$$= 3.787,8788 \text{ kg/jam}$$

Waktu Operasi = 330 hari/tahun dan 24 jam/hari

Basis Perhitungan = 121,763.0610 kg/jam eceng gondok basah

Komposisi Eceng gondok basah

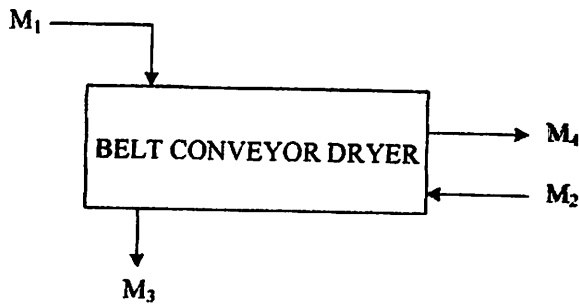
Komponen	Komposisi (%)
Air	92,6
Selulosa	2,09
Abu	0,44
Karbohidrat	0,17
Lemak	0,35
Protein	0,16
Fosfor sebagai P ₂ O ₅	0,52
Kalium sebagai K ₂ O	0,42
Klorida	0,26
Alkaloid	2,22
Inert	0,77
Total	100

Keterangan : Karbohidrat, lemak, protein, fosfor, kalium, klorida, dan alkaloid dianggap inert, maka jumlah inert keseluruhan sebesar 5,31%.

1. BELT CONVEYOR DRYER

Fungsi : menguapkan H₂O yang terdapat dalam eceng gondok hingga kadarnya menjadi 50%.

Kondisi operasi : T = 90°C, P = 1 atm



Neraca massa total : $M_1 + M_2 = M_3 + M_4$

Neraca Massa pada Belt Conveyor Dryer

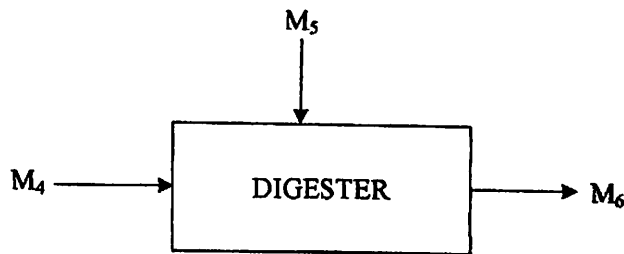
Komponen	Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar (kg/jam)	
		Produk	Menuju Cyclone
Air	112,752.5945	4,505.2333	
Selulosa	2,544.8480	2,544.8480	
Inert	6,465.6185	6,465.6185	
Udara Kering	508,876.0441		
Uap Air			617,123.4053
		13,515.6998	617,123.4053
Jumlah	630,639.1051	630,639.1051	

2. DIGESTER

Fungsi : untuk menghancurkan dan mencampur eceng gondok dengan air sehingga membentuk suspensi eceng gondok 30% (Gumbira, 281)

Sekaligus memanaskan suspensi agar menjadi lebih steril.

Kondisi operasi : $T = 121^{\circ}\text{C}$; $P = 15 \text{ lbs}$



Neraca massa total : $M_4 + M_5 = M_6$

Neraca massa digester

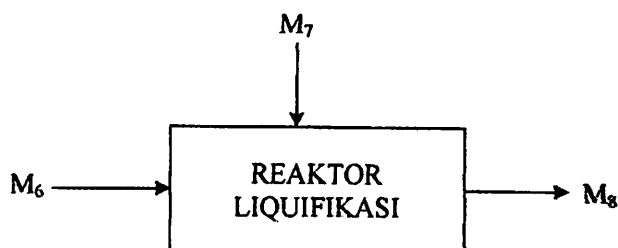
Komponen	Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar (kg/jam)
Air	4,505.2333	21,024.4219
Selulosa	2,544.8480	2,544.8480
Inert	6,465.6185	6,465.6185
Air Proses	16,519.1886	0.0000
Jumlah	30,034.8884	30,034.8884

3. REAKTOR LIQUIFIKASI

Fungsi : untuk mengubah senyawa selulosa menjadi selobiosa dengan menambahkan katalis enzim selobiohidrolase.

Type reaktor : *Stirred Tank Reactors*

Kondisi Proses : $T = 55^{\circ}\text{C}$; $P = 1 \text{ atm}$



Neraca massa total : $M_6 + M_7 = M_8$

Neraca massa reaktor liquifikasi

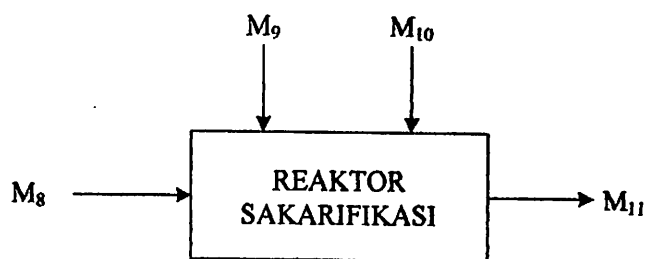
Komponen	Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar (kg/jam)
Air	21,024.4219	20,765.2219
Selulosa	2,544.8480	254.4848
Inert	6,465.6185	6,465.6185
Enzim CBH	3.8173	3.8173
Selobiosa	0.0000	4,924.8000
Jumlah	32,413.9425	32,413.9425

4. REAKTOR SAKARIFIKASI

Fungsi : untuk mengubah selobiosa menjadi glukosa dengan menambahkan enzim β -glukosidase dan penambahan HCl untuk menurunkan pH menjadi 5,6.

Type reaktor : *Stirred Tank Reactors*

Kondisi proses : $T = 20^\circ\text{C}$; $P = 1 \text{ atm}$



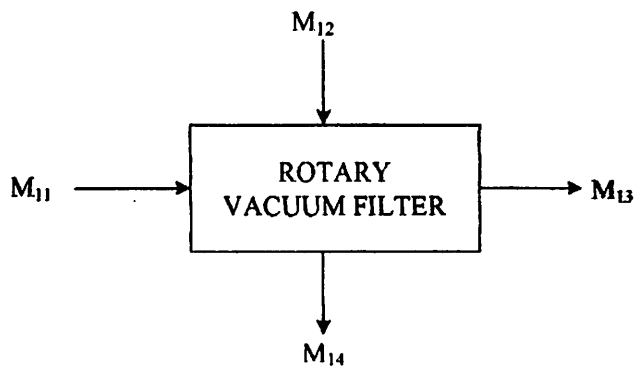
Neraca massa total : $M_8 + M_9 + M_{10} = M_{11}$

Neraca massa reaktor sakarifikasi

Komponen	Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar (kg/jam)
Air	20,765.2219	20,570.8219
Selulosa	254.4848	254.4848
Inert	6,465.6185	6,465.6185
Enzim CBH	3.8173	3.8173
Selobiosa	4,924.8000	1,231.2000
Larutan HCl	2.6584×10^{-14}	2.6584×10^{-14}
Enzim β -Glukosidase	7.3872	7.3872
Glukosa	0.0000	3,888.0000
Jumlah	32,421.3297	32,421.3297

5. ROTARY VACUUM FILTER

Fungsi : untuk memisahkan antara filtrat dengan cake



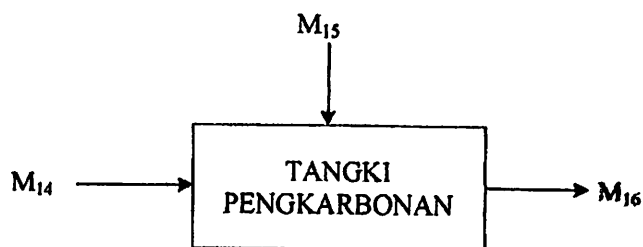
Neraca massa total : $M_{11} + M_{12} = M_{13} + M_{14}$

Neraca massa rotary vacuum filter

Komponen	Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar (kg/jam)	
		Cake	Filtrat
Air	20,570.8219	3,220.8935	18,643.0521
Selulosa	254.4848	254.4848	
Enzim CBH	3.8173		3.8173
Selobiosa	1,231.2000		1,231.2000
Larutan HCl	2.6584×10^{-14}		2.6584×10^{-14}
Enzim β -Glukosidase	7.3872		7.3872
Glukosa	3,888.0000	31.1040	3,856.8960
Inert	6,465.6185	5,819.0567	646.5619
Air pencuci	1,293.1237		
		9,325.5390	24,388.9144
Jumlah	33,714.4534	33,714.4534	

6. TANGKI PENGKARBONAN

Fungsi : untuk menyerap bau dan warna yang ditimbulkan selama proses liquifikasi dan sakarifikasi dengan penambahan karbon aktif.



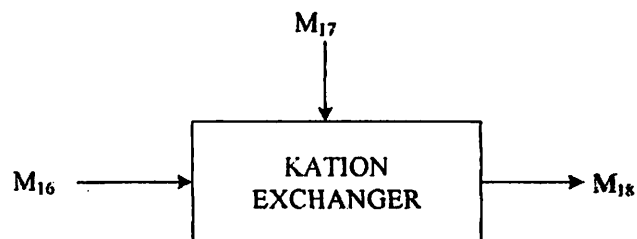
$$\text{Neraca massa total : } M_{14} + M_{15} = M_{16}$$

Neraca massa tangki pengkarbonan

Komponen	Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar (kg/jam)
M₁₄ : Filtrat	24,388.9144	
M₁₅ : Karbon aktif	38.1727	
M₁₆ : Produk		24,427.0871
Jumlah	24,427.0871	24,427.0871

7. TANGKI PENUKAR ION**A. Kation Exchanger**

Fungsi : untuk mengikat atau menghilangkan kation yang masih terkandung dalam larutan sirup glukosa dengan menambahkan resin.



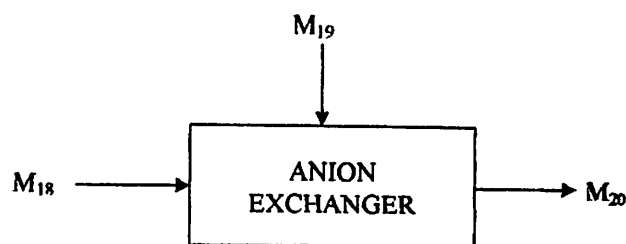
$$\text{Neraca massa total : } M_{16} + M_{17} = M_{18}$$

Neraca massa kation exchanger

Komponen	Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan (kg/jam)	
		Keluar	Tertahan
Air	18,643.0521	18,643.0521	
Enzim CBH	3.8173	3.8173	
Selobiosa	1,231.2000	1,231.2000	
Larutan HCl	19.7527	19.7527	
Enzim β -Glukosidase	7.3872	7.3872	
Glukosa	3,856.8960	3,856.8960	
Inert	646.5619	591.6792	
Karbon Aktif	38.1727	38.1727	
H ⁺ dari resin	1.0852	0.0000	1.0852
K ⁺			42.4357
Na ⁺			12.4469
Jumlah	24,447.9250	24,391.9572	55.9678
		24,447.9250	

B. Anion Exchanger

Fungsi : untuk mengikat atau menghilangkan anion yang masih terkandung dalam larutan glukosa dengan menambahkan resin.



$$\text{Neraca massa total : } M_{18} + M_{19} = M_{20}$$

Neraca massa anion exchanger

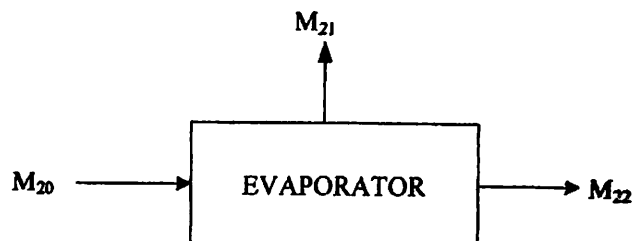
Komponen	Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan (kg/jam)	
		Keluar	Tertahan
Air	18,643.0521	18,643.0521	
Enzim CBH	3.8173	3.8173	
Selobiosa	1,231.2000	1,231.2000	
Larutan HCl	19.7527	0.5412	
Enzim β -Glukosidase	7.3872	7.3872	
Glukosa	3,856.8960	3,856.8960	
Inert	591.6792	591.6792	
Karbon Aktif	38.1727	38.1727	
OH-	9.1999	0.0000	9.1999
Cl-			19.2115
Jumlah	24,401.1570	24,372.7457	28.4114
		24,401.1570	

8. EVAPORATOR

Fungsi : memekatkan larutan glukosa dari 15.73% menjadi 38.68% (45 Brix)

Type : Single Evaporator

Kondisi operasi : $T = 100^{\circ}\text{C}$



Neraca massa total : $M_{20} = M_{21} + M_{22}$

Neraca massa evaporator

Komponen	Bahan Masuk (kg/jam)	Bahan Keluar (kg/jam)	
		Ke atas	Ke bawah
Air	18,643.0521	14,430.6060	5,455.3917
Enzim CBH	3.8173		
Selobiosa	1,231.2000		
Larutan HCl	0.5412		
Enzim β -Glukosidase	7.3872		
Glukosa	3,856.8960		3,856.8960
Inert	591.6792	0.0410	591.6382
Karbon Aktif	38.1727		38.1727
		14,430.6470	9,942.0986
Jumlah	24,372.7457	24,372.7457	

BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 30,000 ton/tahun

Produksi Syrup Glukosa

$$= \left(30,000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \right) \times \left(1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \right) \times \left(\frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \right) \times \left(\frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right)$$

$$= 3.787,8788 \text{ kg/jam}$$

Kondisi operasi : 330 $\frac{\text{hari}}{\text{tahun}}$; 24 jam per hari

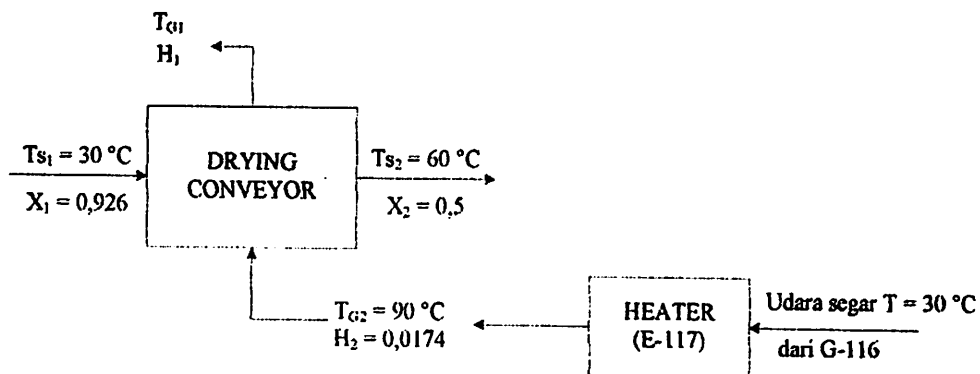
Basis waktu : 1 hari

Satuan : kJ

Suhu referensi : 25°C

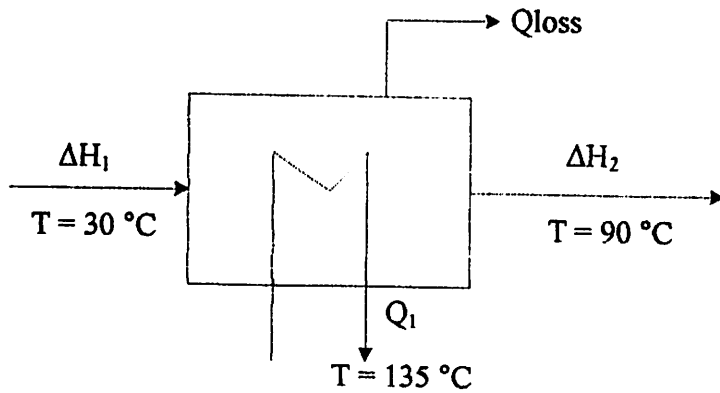
Bahan baku : 121.763,0610 kg/jam eceng gondok basah

1. BELT CONVEYOR DRYER (B-120)



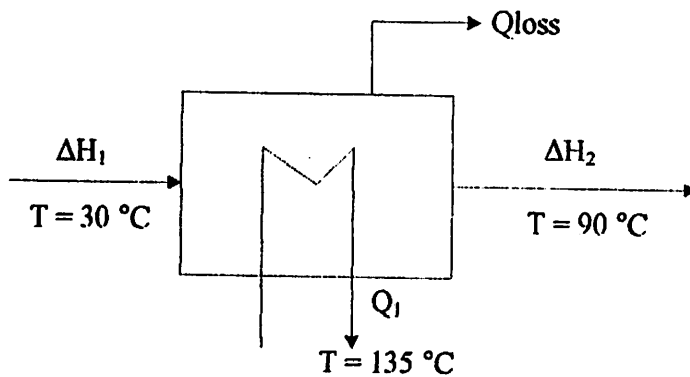
NERACA PANAS	
Masuk	Keluar
Bahan = 2419045,0349 kJ/jam	Bahan = 16933315,2442 kJ/jam
Udara = 55949648,86 kJ/jam	Udara = 40262202,35 kJ/jam
	Qloss = 1118992,977 kJ/jam
Total = 58368693,89 kJ/jam	Total = 58368693,89 kJ/jam

2. HEATER UDARA (E-127)



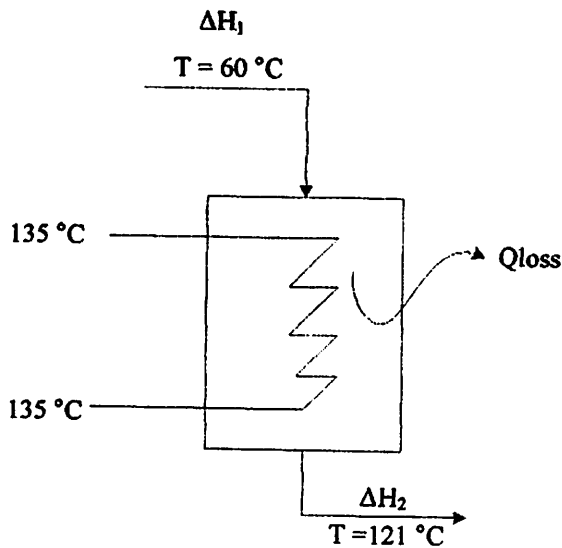
NERACA PANAS	
Masuk	Keluar
$\Delta H_1 = 2556593,246 \text{ kJ/jam}$	$\Delta H_2 = 55949648,86 \text{ kJ/jam}$
$Q_1 = 54534885,18 \text{ kJ/jam}$	$Q_{\text{loss}} = 1141829,569 \text{ kJ/jam}$
Total = 57091478,43 kJ/jam	Total = 57091478,43 kJ/jam

3. HEATER (E-112)



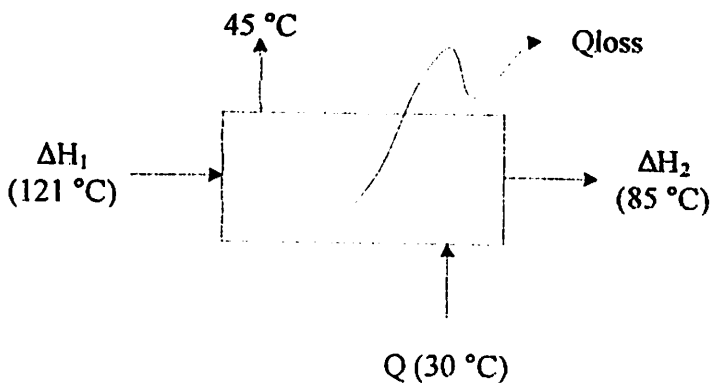
NERACA PANAS	
Masuk	Keluar
$\Delta H_1 = 345812,6943 \text{ kJ/jam}$	$\Delta H_2 = 4518328,468 \text{ kJ/jam}$
$Q_1 = 4264726,559 \text{ kJ/jam}$	$Q_{\text{loss}} = 92210,78507 \text{ kJ/jam}$
Total = 57091478,43 kJ/jam	Total = 57091478,43 kJ/jam

5. DIGESTER (M-113)



NERACA PANAS			
Masuk		Keluar	
ΔH_1	= 5589291,8927 kJ/jam	ΔH_2	= 9577103,4097 kJ/jam
Q_{supply}	= 4069195,425 kJ/jam	Q_{loss}	= 81383,90851 kJ/jam
Total	= 9658487,3182 kJ/jam	Total	= 9658487,3182 kJ/jam

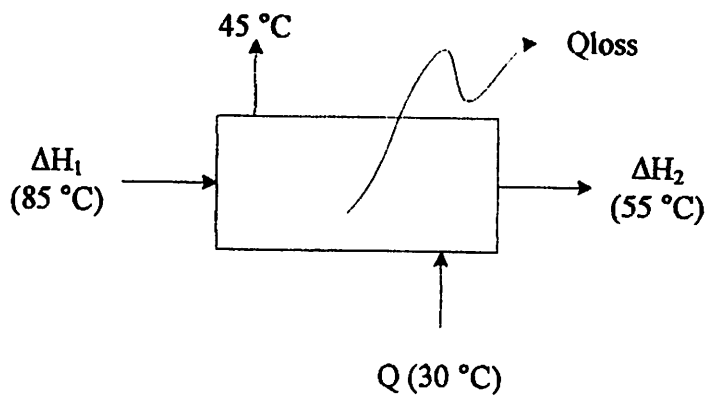
6. COOLER I (E-115a)



NERACA PANAS			
Masuk		Keluar	
ΔH_1	= 9577103,4097 kJ/jam	ΔH_2	= 5985689,6310 kJ/jam

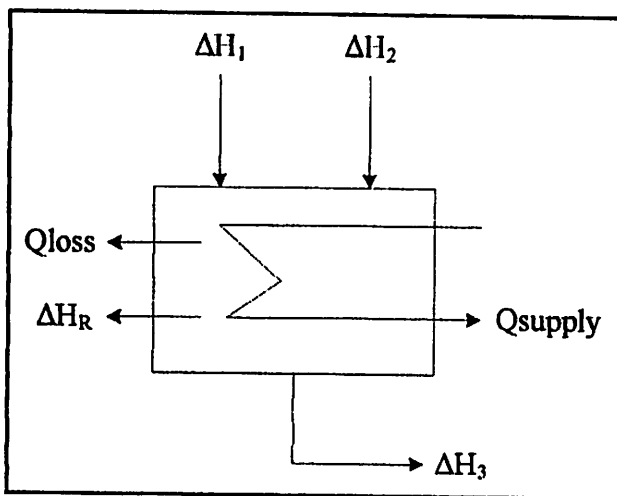
	$Q_s = 3399871,7104 \text{ kJ/jam}$
	$Q_{loss} = 191542,0682 \text{ kJ/jam}$
Total = 9577103,4097 kJ/jam	Total = 9577103,4097 kJ/jam

7. COOLER II (E-115b)



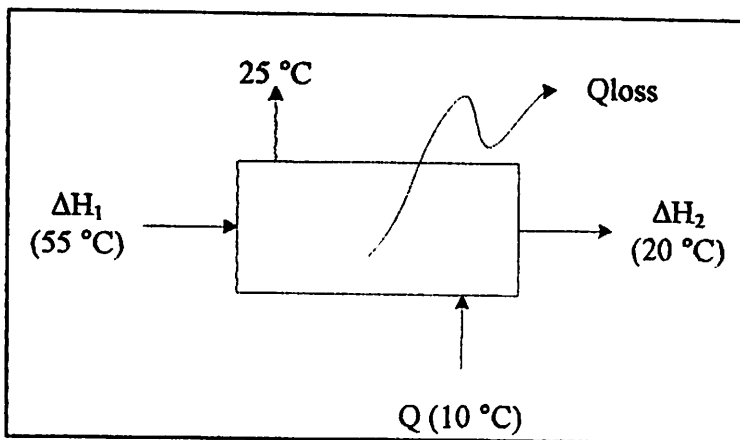
NERACA PANAS	
Masuk	Keluar
$\Delta H_1 = 5985689,6310 \text{ kJ/jam}$	$\Delta H_2 = 2992844,8155 \text{ kJ/jam}$
	$Q_s = 2873131,0229 \text{ kJ/jam}$
	$Q_{loss} = 119713,7926 \text{ kJ/jam}$
Total = 5985689,6310 kJ/jam	Total = 5985689,6310 kJ/jam

8. REAKTOR LIQUIFIKASI (R-110)



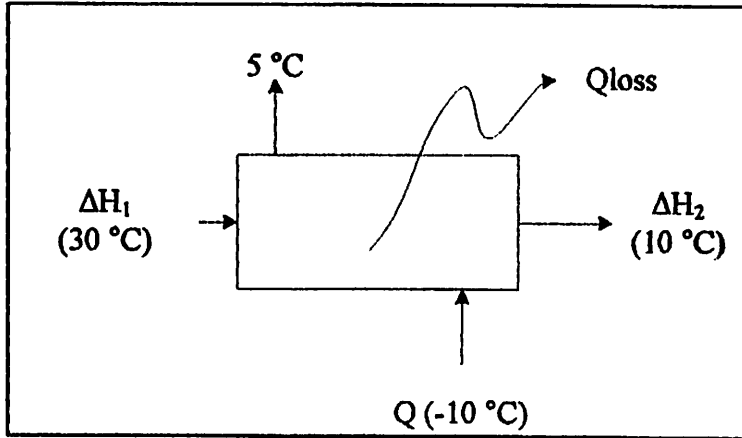
NERACA PANAS	
Masuk	Keluar
$\Delta H_1 = 2992844,8155 \text{ kJ/jam}$	$\Delta H_3 = 2949698,1987 \text{ kJ/jam}$
$\Delta H_2 = 207,9484859 \text{ kJ/jam}$	$\Delta H_R = -16591,5928 \text{ kJ/jam}$
	$Q_{sup} = 58770,74323 \text{ kJ/jam}$
	$Q_{loss} = 1175,414865 \text{ kJ/jam}$
Total = 2993052,7640 kJ/jam	Total = 2993052,7640 kJ/jam

9. COOLER IV (E-134b)



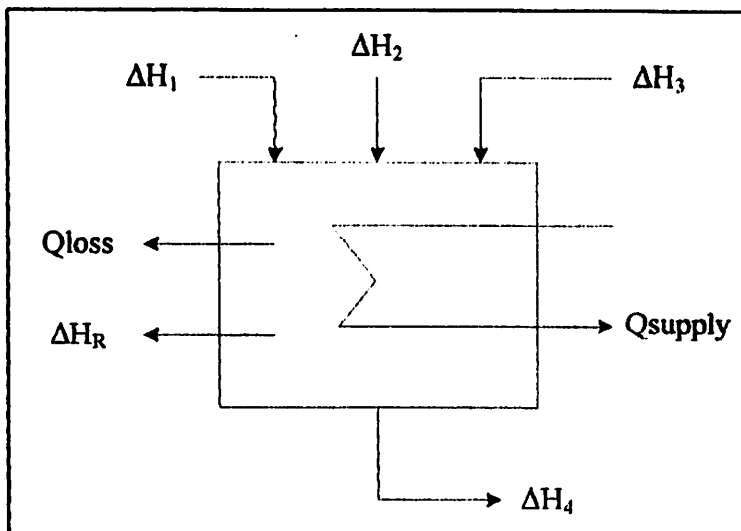
NERACA PANAS	
Masuk	Keluar
$\Delta H_1 = 2949698,1987 \text{ kJ/jam}$	$\Delta H_2 = -491,616.3665 \text{ kJ/jam}$
	$Q_s = 3382320,6012 \text{ kJ/jam}$
	$Q_{loss} = 58993,96397 \text{ kJ/jam}$
Total = 2949698,1987 kJ/jam	Total = 2949698,1987 kJ/jam

10. COOLER III (E-134a)



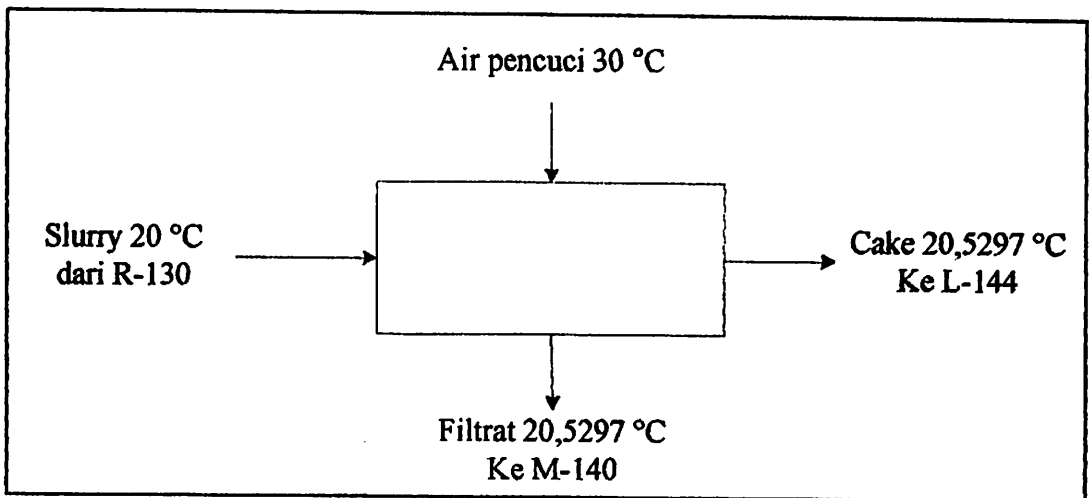
NERACA PANAS	
Masuk	Keluar
$\Delta H_1 = 1127440,2 \text{ kJ/jam}$	$\Delta H_2 = -3393646,238 \text{ kJ/jam}$
	$Q_s = 4498537,635 \text{ kJ/jam}$
	$Q_{loss} = 22548,80401 \text{ kJ/jam}$
Total = 1127440,2 kJ/jam	Total = 1127440,2 kJ/jam

11. REAKTOR SAKARIFIKASI (R-130)



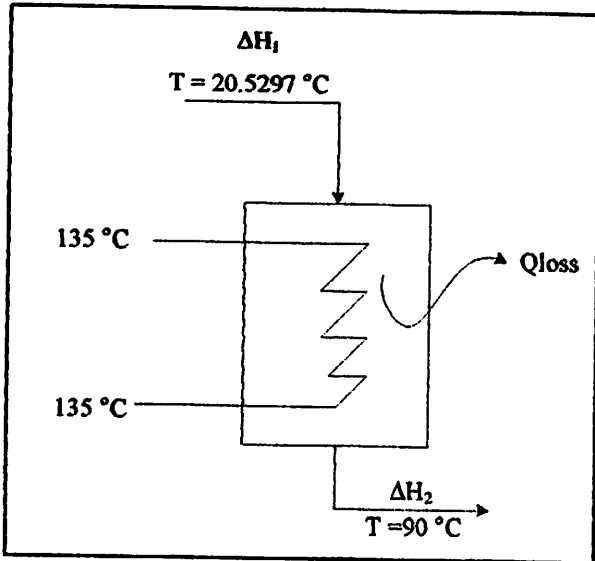
NERACA PANAS			
Masuk		Keluar	
ΔH_1	= -491616,3665 kJ/jam	ΔH_4	= -483,963.4241 kJ/jam
ΔH_2	= -67,07045722 kJ/jam	ΔH_R	= 7534,74528 kJ/jam
ΔH_3	= -4,12876 x 10 ⁻¹¹ kJ/jam	Q _{loss}	= 311,3215935 kJ/jam
Q _{supply}	= 15566,07967 kJ/jam		
Total	= -476117,3572 kJ/jam	Total	= -476117,3572 kJ/jam

12. ROTARY VACUUM FILTER (H-142)



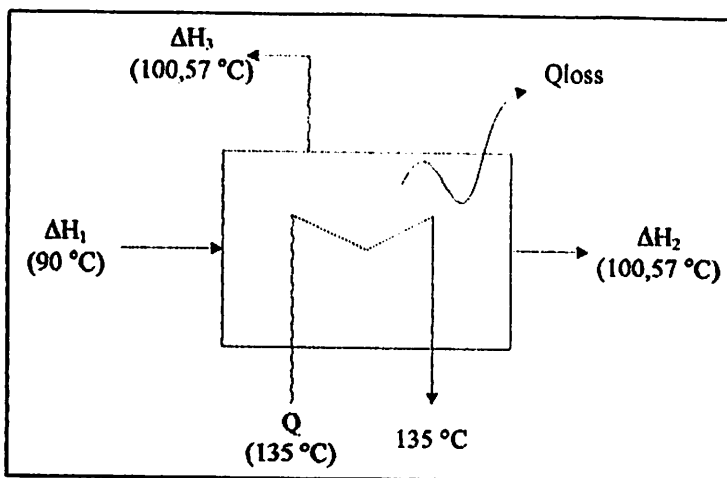
NERACA PANAS			
Masuk		Keluar	
H bahan masuk + air pencuci		H bahan keluar	
Total	= -456893,1726 kJ/jam	Total	= -456893,1726 kJ/jam

13. TANGKI PENGKARBONAN (M-140)



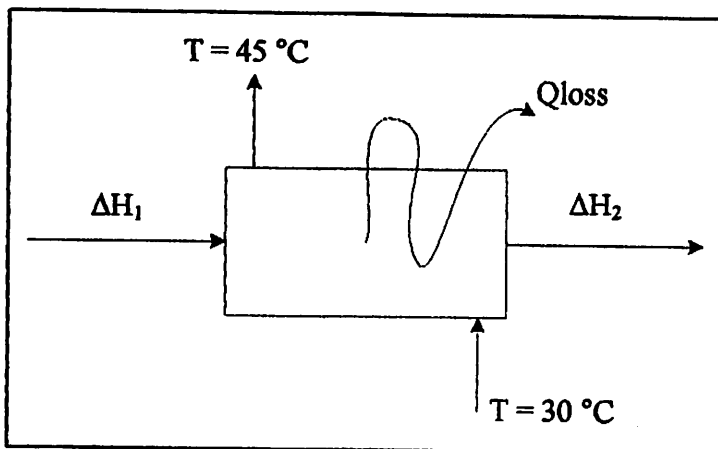
NERACA PANAS	
Masuk	Keluar
$\Delta H_1 = -361422.1034 \text{ kJ/jam}$	$\Delta H_2 = 5258461,1232 \text{ kJ/jam}$
$Q_{\text{supply}} = 5734574,721 \text{ kJ/jam}$	$Q_{\text{loss}} = 114691,4944 \text{ kJ/jam}$
Total = 5373152,6176 kJ/jam	Total = 5373152,6176 kJ/jam

14. SINGLE EVAPORATOR (V-150)



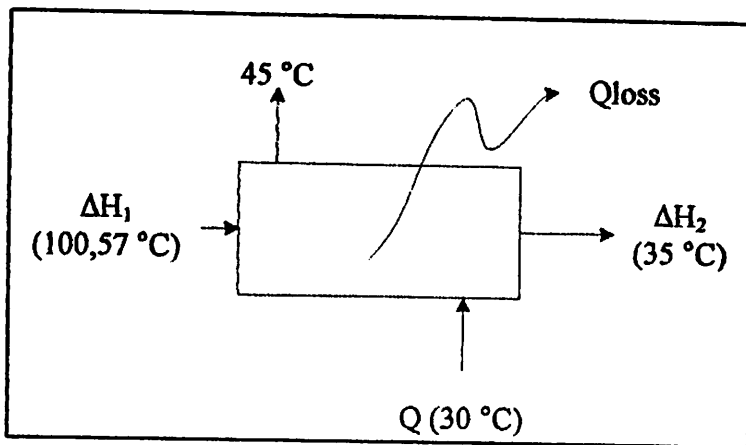
NERACA PANAS	
Masuk	Keluar
$\Delta H_1 = 5266911,7407$ kJ/jam	$\Delta H_2 = 1885561,3622$ kJ/jam
$Q = 51272269,0301$ kJ/jam	$\Delta H_3 = 53522835,7932$ kJ/jam
	$Q_{loss} = 1130783,615$ kJ/jam
Total = 56539180,7708 kJ/jam	Total = 56539180,7708 kJ/jam

15. KONDENSOR (E-151)



NERACA PANAS	
Masuk	Keluar
$\Delta H_1 = 53522835,7932$ kJ/jam	$\Delta H_2 = 724358,6988$ kJ/jam
$Q_1 = -52783694,26$ kJ/jam	$Q_{loss} = 14782,83059$ kJ/jam
Total = 739141,5294 kJ/jam	Total = 739141,5294 kJ/jam

16. COOLER V (E-153)



NERACA PANAS	
Masuk	Keluar
$\Delta H_1 = 1885561,3622 \text{ kJ/jam}$	$\Delta H_2 = 249496,4736 \text{ kJ/jam}$
	$Q_s = 1598353,6614 \text{ kJ/jam}$
	$Q_{loss} = 37711,22724 \text{ kJ/jam}$
Total = 1885561,3622 kJ/jam	Total = 1885561,3622 kJ/jam

BAB V

SPEKIFIKASI PERALATAN

1. STORAGE ECENG GONDOK (F-121)

Nama alat	:	Storage bahan baku eceng gondok
Fungsi	:	Untuk menyimpan eceng gondok selama 2 hari
Type	:	Persegi empat
Volume	:	38.050,9566 m ³
Luas	:	6.341,8261 m ²
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Dimensi storage	:	Panjang = 30 m
		Lebar = 15 m
		Tinggi = 7 m
Jumlah	:	4 buah

2. BELT CONVEYER (J-122)

Nama alat	:	Belt Conveyor
Fungsi	:	Untuk mengangkut eceng gondok menuju rotary cutter
Type	:	Flat Belt on continuous plate
Kapasitas	:	268438,8443 lb/jam
Kecepatan	:	1 m/detik
Lebar belt	:	0,5 m
Panjang belt	:	10 m
Kemiringan	:	30°
Residence time	:	10 detik
Daya (power)	:	180 HP
Jumlah	:	1 buah

3. ROTARY CUTTER (C-123)

Fungsi	:	Untuk mencacah atau memotong eceng gondok sehingga menjadi potongan-potongan kecil
Type	:	<i>Continous Rotary cutter</i>
Kapasitas actual	:	0,818 ft ³ /min
Lebar drum	:	3 in = 0,0762 m
Diameter cutter	:	28 in = 0,7112 m
W	:	25 in
Power	:	2 Hp
Jumlah knife	:	10 buah

4. BUCKET ELEVATOR (J-124)

Fungsi	:	Untuk mengangkat eceng gondok dari rotary cutter menuju conveyor drying
Type	:	<i>Centrifugal discharge</i>
Kapasitas	:	146,1157 ton/jam
Ukuran bucket	:	(6 x 4 x 4 ½) in = 108 in = 9 ft
Kecepatan	:	225 ft/min
Lebar belt	:	18 in
Daya motor	:	0,5 Hp
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Jumlah	:	1 buah

5. BELT CONVEYOR DRYER (B-120)

LIHAT BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA
OLEH : JEFRY YONATHAN LETIK (0514022)

6. FILTER UDARA (H-125)

Type	: Dry filter
Kapasitas	: 1000 ft ³ /menit
Rate volume udara	: 256.522,252 ft ³ /menit
Ukuran dry filter	: (38 x 15) ft
Bahan	: <i>Carbon steel steel SA 135 Grade M</i>
Jumlah	: 257 buah

7. Blower (G-126)

Type	: Centrifugal blower
Power motor	: 675 Hp
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	: 1 buah

8. HEATER UDARA (E-127)

Jenis	: Shell and Tube Heat Exchanger Type 3 - 6
Diameter Equivalent	: IDS 23 1/4 " 16 BWG, dengan luas area pada :
Shell	: 0.1292 ft ²
Tube	: 0.20927083 ft ²
Jumlah Tube	: 123 tube panjang 16 ft
Fluida dalam shell	: udara (fluida cold)
Fluida dalam tube	: steam (fluida panas)
ΔP (pressure drop) di shell	sebesar 1.71077×10^{-5} psi
ΔP (pressure drop) di tube	sebesar 0.117406658 psi
U_D	= 24.6111597 Btu/hr.ft ² .°F dan U_C = 192.8100295 Btu/hr.ft ² .°F

9. CYCLONE (H-128)

Type	: Duclone collector
Kapasitas	: Dc = 11.0417 ft De = 5.5209 ft He = 5.5209 ft Lc = 22.0834 ft Sc = 1.3802 ft Zc = 22.0834 ft Jc = 2.7604 ft
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA 240 Grade M Type 316
Jumlah	: 1 buah

10. BIN ECENG GONDOK (F-111)

Fungsi	: menampung ecek gondok sebelum masuk digester
Type	: silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dishead dan tutup bawah berbentuk conical, dengan $\alpha = 120^\circ$
Kapasitas	: 13.515,6998 kg/jam = 29.796,7118 lb/jam
Dimensi tangki	:
Bahan konstruksi	= High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Jumlah	= 1 buah
Di (diameter dalam)	= 17,75 in
Do (diameter luar)	= 18 in
ts (tebal silinder)	= 3/16 in
Ls (tinggi silinder)	= 26,625 in
tha (tebal tutup atas)	= 1/8 in
ha (tinggi tutup atas)	= 2,9998 in
thb (tebal tutup bawah)	= 3/16 in
hb (tinggi tutup bawah)	= 5,1238 in
Tinggi tangki	= 34,7486 in

11. DIGESTER (M-113)

Fungsi : untuk menghancurkan dan mencampur eceng gondok dengan air sehingga membentuk suspensi eceng gondok 30%

Type : silinder tegak dengan tutup atas plat datar dan tutup bawah conical dengan sudut 120°

a. Dimensi tangki :

Bahan konstruksi	= High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Do (diameter luar)	= 84 in
Di (diameter dalam)	= 83,625 in
t_s (tebal silinder)	= 3/16 in
L_s (tinggi silinder)	= 125,4384 in
tha (tebal tutup atas)	= 3/16 in
ha (tinggi tutup atas)	= 15,8314 in
thb (tebal tutup bawah)	= 1/8 in
hb (tinggi tutup bawah)	= 25,6398 in
Tinggi reaktor	= 166,9095 in

b. Dimensi pengaduk :

Jenis pengaduk	= axial turbin 4 blades sudut 45°
Bahan impeller	= High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Diameter impeller (D_i)	= 33,45 in
Tinggi impeller (Z_i)	= 27,875 in
Panjang impeller (L)	= 8,3625 in
Lebar impeller (W)	= 6,69 in
Daya pengaduk	= 26 HP
Diameter poros	= 3,4054 in
Panjang poros	= 121,7573 in
Jumlah pengaduk	= 1 buah

c. Coil Pemanas

Diameter coil	= 2,38 in
Jumlah lilitan	= 18 lilitan

Tinggi coil = 59,84 in
 Bahan konstruksi = *High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316*

12. HEATER (E-112)

Fungsi : untuk memanaskan air proses dari 30°C hingga 90°C sebelum masuk ke digester
 Jenis : Double Pipe Heat Exchanger
 Diameter Equivalent : 0.168 ft, dengan luas area pada :
 Annulus : 0.018 ft²
 Pipe : 0.009 ft²
 Fluida dalam annulus : air (fluida cold)
 Fluida dalam pipe : steam (fluida panas)
 ΔP (pressure drop) di annulus sebesar 9.1946 psi
 ΔP (pressure drop) di pipe sebesar 0.0491 psi
 $U_D = 122 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$ dan $U_C = 622.7133 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$

13. Pompa (L-114)

Fungsi : Mengalirkan slurry dari digester menuju ke reaktor
 liquifikasi
 Type : *Rotary pump*
 Rate bahan masuk : 30.034,8884 kg/jam = 66215,5940 lb/jam
 Densitas bahan : 1.117,7095 kg/m³ = 69,7763 lb/ft³
 Viskositas bahan : 3,28 cp = 22,0406 x 10⁻⁴ lb/ft.dt
 Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
 Ukuran pipa : 4 in Sch 80
 Daya motor : 3 Hp

14. COOLER (E-115a)

Fungsi	:	Untuk mendinginkan bahan yang keluar dari digester dari suhu 121 °C sampai 85 °C.
Jenis	:	Shell and Tube Heat Exchanger Type 2 - 4
Diameter Equivalent	:	IDS 37 " 16 BWG, dengan luas area pada :
Shell	:	0.308333 ft ²
Tube	:	0.599805556 ft ²
Jumlah Tube	:	1144 tube panjang 18 ft
Fluida dalam shell	:	bahan yang keluar dari digester
Fluida dalam tube	:	air pendingin
ΔP (pressure drop) di shell sebesar 9.32036 psi		
ΔP (pressure drop) di tube sebesar 0.31954 psi		
U _D = 95.21611 Btu/ft ² .jam.°F dan U _C = 167.5544 Btu/h.ft ² .°F		

15. COOLER (E-115b)

Fungsi	:	Untuk melanjutkan pendinginan bahan dari 85 °C menjadi 55 °C
Jenis	:	Shell and Tube Heat Exchanger Type 1 - 2
Diameter Equivalent	:	IDS 39 " 16 BWG, dengan luas area pada :
Shell	:	0.8125 ft ²
Tube	:	4.0221 ft ²
Jumlah Tube	:	1176 tube ; panjang 18 ft
Fluida dalam shell	:	bahan yang keluar Cooler I
Fluida dalam tube	:	air pendingin
U _D = 124.2271 Btu/ft ² .jam.°F dan U _C = 318.7091 Btu/h.ft ² .°F		

16. BIN ENZIM SELOBIOHIDROLASE (F-116)

Fungsi : Untuk menyimpan enzim selobiohidrolase (CBH) sebelum diumpan ke reaktor liquifikasi.

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat head (datar) dan tutup bawah berbentuk conical, $\alpha = 120^\circ$

Kapasitas : 3.8173 Kg/jam

Jumlah : 1 buah

Dimensi tangki :

1. Bahan konstruksi = *High Alloy Steel, SA-240 Grade M Type 316*
2. Volume tangki (V_T) = 0,9575 ft³
3. Di (diameter dalam) = 11,6250 in
4. Do (diameter luar) = 12 in
5. t_s (tebal silinder) = 3/16 in
6. L_s (tinggi silinder) = 17,4375 in
7. t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in
8. h_b (tinggi tutup bawah) = 3,3558 in
9. Tinggi tangki = 20,7933 in

17. REAKTOR LIQUIFIKASI (R-110)

LIHAT BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

OLEH : ATIKHA PRIHATIN (0514003)

18. POMPA (F-131)

Fungsi : Untuk memompa slurry dari reaktor liquifikasi menuju reaktor sakarifikasi.

Type : *Rotary pump*

Ukuran : pipa 4 in Sch. 40

Kapasitas : 124.1373 gpm

Daya : 13 Hp

Bahan konstruksi : *Commercial steel*
 Jumlah : 1 buah

19. STORAGE AMMONIAK (F-132)

Fungsi : Untuk menyimpan ammonia yang akan digunakan sebagai pendingin
 Type : Tangki horizontal bertekanan
 Diameter dalam : 50.7500 in
 Diameter luar : 54 in
 Tebal tutup : 5/16 in
 Tebal silinder : 1 5/8 in
 Jumlah tangki : 2 buah

20. POMPA (L-133)

Fungsi : Untuk memompa larutan glukosa menuju evaporator
 Type : *Centrifugal pump*
 Ukuran : pipa 6 in Sch. 40
 Kapasitas : 288,3629 gpm
 Daya : 7 Hp
 Bahan konstruksi : *Commercial steel*
 Jumlah : 1 buah

21. COOLER (E-134a)

Fungsi : Untuk menurunkan suhu air pendingin dari 30 °C menjadi 10 °C.
 Jenis : Shell and Tube Heat Exchanger Type 1 - 2
 Diameter Equivalent : IDS 35 " 16 BWG, dengan luas area pada :
 Shell : 0.5833 ft²
 Tube : 3.7689 ft²
 Jumlah Tube : 1102 tube ; panjang 12 ft

Fluida dalam shell : air
 Fluida dalam tube : amoniak sebagai pendingin
 $U_D = 199.9597 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$ dan $U_C = 203.9721 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

22. COOLER (E-134b)

Fungsi : Untuk mendinginkan bahan yang keluar dari Reaktor Liquifikasi dari suhu 55°C menjadi 20°C
 Jenis : Shell and Tube Heat Exchanger Type 1 - 2
 Diameter Equivalent : IDS 35 " 16 BWG, dengan luas area pada :
 Shell : 0.7292 ft^2
 Tube : 5.4513 ft^2
 Jumlah Tube : 1068 tube ; panjang 12 ft
 Fluida dalam shell : bahan keluar dari Reaktor Liquifikasi
 Fluida dalam tube : air sebagai pendingin
 $U_D = 295.4211 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$ dan $U_C = 494.7670 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

23. STORAGE AMMONIAK (F-137)

Fungsi : Untuk menyimpan ammonia yang akan digunakan sebagai pendingin
 Type : Tangki horizontal bertekanan
 Diameter dalam : 50.7500 in
 Diameter luar : 54 in
 Tebal tutup : 5/16 in
 Tebal silinder : 1 5/8 in
 Jumlah tangki : 2 buah

24. BIN ENZIM β -GLUKOSIDASE (F-135)

Fungsi	:	Untuk menyimpan enzim β -glukosidase sebelum diumpan ke reaktor sakarifikasi
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat dished head (datar) dan tutup bawah berbentuk conical, dengan $\alpha = 120^\circ$
Kapasitas	:	7.3872 kg/jam
Jumlah	:	1 buah
Dimensi tangki	:	
Bahan konstruksi	=	<i>High Alloy Steel, SA-240 Grade M Type 316</i>
Volume tangki (V_T)	=	1,8530 ft ³
Di (diameter dalam)	=	15,6250 in
Do (diameter luar)	=	16 in
ts (tebal silinder)	=	3/16 in
Ls (tinggi silinder)	=	23,4375 in
thb (tebal tutup bawah)	=	3/16 in
hb (tinggi tutup bawah)	=	4,5104 in
Tinggi tangki	=	27,9479 in

25. BIN HCl (F-136)

Fungsi	:	Untuk menyimpan larutan HCl 37% sebelum diumpan ke reaktor sakarifikasi
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat dished head (datar) dan tutup bawah berbentuk conical, dengan $\alpha = 120^\circ$
Kapasitas	:	$2,6584 \times 10^{-14}$ kg/jam
Jumlah	:	1 buah
Dimensi tangki	:	
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless Steel, SA 167 Grade 10 Type 310</i>
Di (diameter dalam)	=	11,6250 in

Do (diameter luar)	= 12 in
ts (tebal silinder)	= 3/16 in
Ls (tinggi silinder)	= 17,4375 in
thb (tebal tutup bawah)	= 3/16 in
hb (tinggi tutup bawah)	= 3,3558 in
Tinggi tangki	= 20,7933 in

26. REAKTOR SAKARIFIKASI (R-130)

Fungsi : Untuk mengubah selobiosa menjadi glukosa dengan menambahkan enzim β -glukosidase dan HCl untuk mengatur pH.

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished dan tutup bawah berbentuk conical dengan $\alpha = 120^\circ$

Kapasitas : 32.421,3297 kg/jam

Jumlah : 20 buah

Dimensi tangki :

1. Bahan konstruksi = *High Alloy Steel, SA-240 Grade M Type 316*
2. Volume tangki (V_T) = 5311.2928 ft³
3. Di (diameter dalam) = 203,5000 in
4. Do (diameter luar) = 204 in
5. ts (tebal silinder) = 4/16 in
6. Ls (tinggi silinder) = 305,2500 in
7. tha (tebal tutup atas) = 6/16 in
8. ha (tinggi tutup atas) = 34,3915 in
9. thb (tebal tutup bawah) = 6/16 in
10. hb (tinggi tutup bawah) = 58,7437 in
11. Tinggi tangki = 398,3852 in

Dimensi pengaduk :

1. Type = Paddle dengan 4 buah
2. Bahan konstruksi = *High Alloy Steel, SA 240 Grade M type 316*

- | | | |
|-----------------------------------|---|-------------|
| 3. Putaran | = | 100 rpm |
| 4. Power pengaduk | = | 2555 Hp |
| 5. Diameter pengaduk | = | 101,7500 in |
| 6. Jarak pengaduk ke dasar tangki | = | 67,8333 in |
| 7. Lebar pengaduk | = | 50,8750 in |
| 8. Tebal blades | = | 16,9583 in |
| 9. Panjang pengaduk | = | 25,4375 in |
| 10. Diameter poros pengaduk | = | 5,3522 in |
| 11. Panjang poros pengaduk | = | 305,7248 in |
| 12. Jumlah | = | 1 buah |

Dimensi coil :

- | | | |
|---------------------|---|--------------------------------------------------|
| 1. Bahan Konstruksi | = | <i>High Alloy Steel, SA 240 Grade M type 316</i> |
| 2. Panjang coil | = | 5,1322 in |
| 3. Tinggi coil | = | 2,3800 in |
| 4. Jumlah lilitan | = | 1 lilitan |

27. POMPA (L-141)

- | | | |
|------------------|---|----------------------------------------------------------------------------------------|
| Fungsi | : | Untuk memompa slurry yang keluar dari reaktor sakarifikasi menuju rotary vacuum filter |
| Type | : | <i>Rotary pump</i> |
| Ukuran | : | Pipa 4 in Sch. 40 |
| Kapasitas | : | 124,1644 gpm |
| Daya | : | 13 Hp |
| Bahan konstruksi | : | <i>Commersial steel</i> |
| Jumlah | : | 1 buah |

28. ROTARY VACUUM FILTER (H-142)

- | | | |
|-----------------|---|---------------------------------------------|
| Fungsi | : | Untuk memisahkan antara filtrat dengan cake |
| Type | : | Horisontal Rotary Drum |
| Kapasitas bahan | : | 33.714,4533 kg/jam |
| Volume bahan | : | 34,4655 ft ³ /putaran |

Luas penyaringan	:	153,6973 m ²
Diameter	:	1 m
Daya motor	:	56 Hp

29. POMPA CAKE (L-144)

Fungsi	:	Untuk memompa slurry yang keluar dari reaktor sakarifikasi menuju rotary vacuum filter
Type	:	<i>Rotary pump</i>
Ukuran	:	Pipa 3 in Sch. 80
Kapasitas	:	35,7141 gpm
Daya	:	9 Hp
Bahan konstruksi	:	<i>Commercial steel</i>
Jumlah	:	1 buah

30. BAK PENAMPUNG CAKE (F-145)

Fungsi	:	Untuk menampung cake dari rotary vacuum filter selama 1 hari
Type	:	Bak terbuka
Bahan konstruksi	:	Beton
Panjang	:	9,2663 m
Lebar	:	6,9497 m
Tinggi	:	4,6331 m
Jumlah	:	1 buah

31. BIN KARBON AKTIF (F-143)

Fungsi	:	Untuk menyimpan karbon aktif sebelum masuk ke tangki pengkarbonan
Type	:	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat dished head (datar) dan tutup bawah berbentuk conical, dengan $\alpha = 120^\circ$

Kapasitas : 38,1727 kg/jam

Jumlah : 1 buah

Dimensi tangki :

1. Bahan konstruksi = *Carbon Steel , SA 283 Grade A*
2. Di (diameter dalam) = 47,6250 in
3. Do (diameter luar) = 48 in
4. t_s (tebal silinder) = 3/16 in
5. L_s (tinggi silinder) = 71,4375 in
6. thb (tebal tutup bawah) = 3/16 in
7. hb (tinggi tutup bawah) = 13,7478 in
8. Tinggi tangki = 85,1853 in

32. TANKI PENGKARBONAN (M-140)

Fungsi : Untuk menyerap bau dan warna yang ditimbulkan selama proses liquifikasi dan sakarifikasi

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

Kapasitas : 24.427,0871 kg/jam

Jumlah : 2 buah

Dimensi tangki :

1. Bahan konstruksi = *High Alloy Steel, SA-240 Grade M Type 316*
2. Volume tangki (V_T) = 540,3161 ft³
3. Di (diameter dalam) = 95,6250 in
4. Do (diameter luar) = 96 in
5. t_s (tebal silinder) = 3/16 in
6. L_s (tinggi silinder) = 143,4375 in
7. tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
8. ha (tinggi tutup atas) = 16,1606 in
9. thb (tebal tutup bawah) = 3/16 in
10. hb (tinggi tutup bawah) = 16,1606 in

11. Tinggi tangki = 175,7588 in

Dimensi pengaduk :

1. Type = Paddle dengan 4 buah
2. Bahan konstruksi = *High Alloy Steel, SA 240 Grade M type 316*
3. Putaran = 30 rpm
4. Power pengaduk = 2 Hp
5. Diameter pengaduk = 101,7500 in
6. Jarak pengaduk ke dasar tangki = 31,8750 in
7. Lebar pengaduk = 23,9062 in
8. Tebal blades = 7,9688 in
9. Panjang pengaduk = 11,9531 in
10. Jumlah = 1 buah

Dimensi coil :

1. Bahan Konstruksi = *High Alloy Steel, SA 240 Grade M type 316*
2. Panjang coil = 873,5056 in
3. Tinggi coil = 83,1250 in
4. Jumlah lilitan = 5 lilitan

33. POMPA (L-146)

- Fungsi : Untuk memompa larutan gula menuju kation exchanger
- Type : *Centrifugal pump*
- Ukuran : Pipa 4 in Sch. 80
- Kapasitas : 81,3889 gpm
- Daya : 3 Hp
- Bahan konstruksi : *Commercial steel*
- Jumlah : 1 buah

34. KATION EXCHANGER (X-147a)

- Fungsi : Untuk mengikat atau menghilangkan ion-ion positif yang masih terkandung dalam larutan glukosa
- Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk flange dished head
- Kapasitas : 24.447,9250 kg/jam
- Jumlah : 2 buah
- Dimensi tangki :
1. Bahan konstruksi = *High Alloy Steel, SA 167 Grade 10 Type 310*
 2. V_T (volume tangki) = 337,9857 ft³
 3. D_i (diameter dalam) = 89,6250 in
 4. D_o (diameter luar) = 90 in
 5. t_s (tebal silinder) = 3/16 in
 6. L_s (tinggi silinder) = 134,4375 in
 7. t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
 8. h_a (tinggi tutup atas) = 15,1466 in
 9. t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in
 10. h_b (tinggi tutup bawah) = 15,1466 in
 11. Tinggi bed = 24 in
 12. Tinggi tangki = 164,7308 in

35. POMPA (L-148)

- Fungsi : Untuk memompa larutan gula menuju anion exchanger
- Type : *Centrifugal pump*
- Ukuran : Pipa 4 in Sch. 80
- Kapasitas : 81,2719 gpm
- Daya : 3 Hp
- Bahan konstruksi : *Commercial steel*
- Jumlah : 1 buah

36. ANION EXCHANGER (X-147b)

Fungsi : Untuk mengikat atau menghilangkan ion-ion negatif yang masih terkandung dalam larutan glukosa

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

Kapasitas : 24.401,1570 kg/jam

Jumlah : 2 buah

Dimensi tangki :

1. Bahan konstruksi = *High Alloy Steel, SA 167 Grade 10 Type 310*
2. V_T (volume tangki) = 337,3391 ft³
3. D_i (diameter dalam) = 89,6250 in
4. D_o (diameter luar) = 90 in
5. t_s (tebal silinder) = 3/16 in
6. L_s (tinggi silinder) = 134,4375 in
7. t_{ha} (tebal tutup atas) = 3/16 in
8. h_a (tinggi tutup atas) = 15,1466 in
9. t_{hb} (tebal tutup bawah) = 3/16 in
10. h_b (tinggi tutup bawah) = 15,1466 in
11. Tinggi bed = 24 in
12. Tinggi tangki = 164,7308 in

37. POMPA (L-149)

Fungsi : Untuk memompa larutan gula menuju evaporator

Type : *Centrifugal pump*

Ukuran : Pipa 4 in Sch. 80

Kapasitas : 81,2079 gpm

Daya : 3 Hp

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 1 buah

38. KONDENSOR (E-151)

Jenis	: Shell and Tube Heat Exchanger Type 2 - 4
Diameter Equivalent	: IDS 39 " 16 BWG, dengan luas area pada : - shell : 0.325 ft ² - tube : 3.00125 ft ²
Jumlah Tube	: 1176 tube ; panjang 20 ft
Fluida dalam shell	: uap air yang keluar dari evaporator
Fluida dalam tube	: air sebagai pendingin
$U_D = 136.6108499 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$ dan $U_C = 236.6440469 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	
Δp shell	: 1.477×10^{-6} psi
Δp tube	: 6.67175 psi

39. SINGLE EVAPORATOR (V-150)

LIHAT BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA
OLEH : EVY KURNIATI (0614012)

40. POMPA (L-152)

Fungsi	: Untuk memompa sirup glukosa menuju cooler (E-152)
Type	: <i>Centrifugal pump</i>
Ukuran	: pipa 2 ½ in Sch. 40
Kapasitas	: 40, 7972 gpm
Daya	: 1 Hp
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 buah

41. COOLER (L-153)

Fungsi	: Untuk mendinginkan bahan produk yang keluar dari evaporator dari suhu 100.57°C menjadi 35°C
Jenis	: Shell and Tube Heat Exchanger Type 2 - 4
Diameter Equivalent	: IDS 25" 16 BWG, dengan luas area pada :
Shell	: 0,2604 ft ²
Tube	: 0,2213 ft ²
Jumlah Tube	: 422 tube ; panjang 18 ft
Fluida dalam shell	: bahan yang keluar Evaporator
Fluida dalam tube	: air sebagai pendingin
$U_D = 244,6083 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$ dan $U_C = 338,0420 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	

42. TANGKI PENAMPUNG SIRUP GLUKOSA (F-154)

Fungsi	: Untuk menyimpan produk sirup glukosa sebelum pengemasan
Type	: Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished dan tutup bawah berbentuk conical, $\alpha = 120^\circ$
Kapasitas	: 9942,0986 kg/jam
Jumlah	: 1 buah
Dimensi tangki	:
1. Bahan konstruksi	= <i>High Alloy Steel (HAS) SA 240 grade M type 316</i>
2. Di (diameter dalam)	= 83,6250 in
3. Do (diameter luar)	= 84 in
4. t_s (tebal silinder)	= 3/16 in
5. L_s (tinggi silinder)	= 125,4375 in
6. t_{ha} (tebal tutup atas)	= 3/16 in
7. h_a (tinggi tutup atas)	= 13,1600 in
8. t_{hb} (tebal tutup bawah)	= 3/16 in
9. h_b (tinggi tutup bawah)	= 24,1405 in
10. Tinggi tangki	= 162,7379 in

43. ALAT PENGEMAS (P-155)

Kapasitas mesin : 19.884,1972 kg/jam
Volume alat : 654,4082 ft³

44. STORAGE PRODUK (F-156)

Fungsi : Untuk menyimpan produk sirup glukosa selama 7 hari
Type : Gudang persegi panjang
Kapasitas : 21.918,5494 lb/jam
Bahan konstruksi : Beton
Panjang : 31,1925 m
Lebar : 15,5963 m
Tinggi : 8 m
Jumlah : 1 buah

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA

6.1. BELT CONVEYOR DRYER

- Nama alat : Belt Conveyor Dryer
- Kode alat : B-110
- Fungsi : Untuk menguapkan H₂O yang terdapat dalam eceng gondok hingga kadarnya menjadi 50% sebelum masuk ke dalam digester
- Jumlah : 1 buah
- Type : Lemari berbentuk persegi panjang dengan 4 buah belt yang disusun secara paralel dengan udara kering sebagai media pengeringnya
- Prinsip kerja : Belt Conveyor Dryer merupakan tempat terjadinya proses pengeringan bahan baku eceng gondok dengan bentuk seperti sebuah lemari yang menguapkan H₂O dalam eceng gondok basah hingga kadarnya menjadi 50%. Belt Conveyor Dryer yang digunakan memiliki 4 buah belt yang disusun secara paralel dimana H₂O dalam bahan baku eceng gondok akan diuapkan dengan udara kering (suhu 90° C).
- Kondisi operasi : tekanan = 1 atm
temperatur = 90° C
fase = solid – gas

Dasar perencanaan :

- Rate bahan masuk = 121763,0610 kg/jam
- Q bahan masuk = 2419045,0349 kJ/jam
= 2292812,3 Btu/jam
- Suhu bahan masuk = 30 °C
- Suhu bahan keluar = 60 °C
- Suhu udara pemanas masuk = 90 °C

$$\text{Suhu udara pemanas keluar} = 42,4046 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Bulk density eceng gondok} &= 96 \text{ kg/m}^3 \\ &= 5,9931 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan (berdasarkan Hesse, Tabel 15-3, hal. 433) :

$$\text{Diameter roller belt} = 0,254 \text{ m} = 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak antar belt} = 0,5 \text{ m} = 19,6850 \text{ in} = 1,6404 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal belt} = 5/8 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 0,5 \text{ m} = 19,6850 \text{ in} = 1,6404 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Perbedaan jarak pemasangan antar belt} &= \frac{1}{2} \times 0,25 \text{ m} = 0,125 \text{ m} = \\ &4,9213 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak belt dan dinding (samping kiri dan kanan)} &= \frac{1}{2} \times 0,25 \text{ m} = 0,125 \text{ m} = \\ &4,9213 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak belt dan dinding (samping depan-belakang)} &= \frac{1}{2} \times 0,25 \text{ m} = 0,125 \text{ m} = \\ &4,9213 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Jarak belt dan dinding (atas dan bawah)} = 0,5 \text{ m} = 19,6850 \text{ in}$$

Perhitungan :

Mencari ΔT_{LMTD}

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{(\Delta t_2 - \Delta t_1)}{\ln(\Delta t_2 - \Delta t_1)} \\ &= \frac{((42,4046 - 60) - (90 - 30))}{\ln(42,4046 - 60) - (90 - 30)} \\ &= \frac{(-17,5954 - 60)}{\ln\left(\frac{17,5954}{60}\right)} \\ &= 63,2550 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 145,859 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Mencari dimensi belt (dari Perry ed. 6, hal 11-44) didapat :

Type : Metal belt

U : 17 Btu/jam ft² °F untuk tebal lake 5/16 in

$$\begin{aligned}
 \text{Luas belt yang dibutuhkan (A)} &= \frac{Q}{U \times \Delta T_{\text{LMTD}}} \\
 &= \frac{2292812,3 \text{ Btu/jam}}{17 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \times 145,859 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 924,6691 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Diambil luas permukaan terisi material : 80 %

$$\begin{aligned}
 \text{Luas belt sebenarnya} &= 100/80 \times 924,6691 \text{ ft}^2 \\
 &= 1155,8364 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dari Perry ed. 7, hal 21-11 Tabel 21-7 :

$$\text{Lebar belt maximum} = 60 \text{ in} = 5 \text{ ft}$$

$$\text{Capacity} = 720 \text{ tons/h}$$

$$\text{Belt speed} = 100 \text{ ft/min}$$

$$\text{Power} = 7,64 \text{ Hp/10 ft}$$

Ditetapkan :

$$\text{Lebar belt} = 5 \text{ ft} = 60 \text{ in}$$

$$\text{Panjang belt} = 232 \text{ ft} = 2784 \text{ in}$$

$$\text{Lebar belt terisi} = 0,8 \times 5 \text{ ft} = 4 \text{ ft} = 48 \text{ in}$$

Belt akan disusun 4 tingkat dengan jarak antar tingkat yaitu 0,5 m (1,6404 ft), maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang tiap belt} &= 232 \text{ ft} / 4 \\
 &= 58 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang keliling roller} &= \frac{1}{2} \times \pi \times D \\
 &= \frac{1}{2} \times 3,14 \times 0,8202 \text{ ft} \\
 &= 1,2877 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang 1 belt yang di butuhkan} &= (2 \times 58 \text{ ft}) + 1,2877 \text{ ft} \\
 &= 117,2877 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang belt yang dibutuhkan (4 belt)} &= 4 \times 117,2877 \text{ ft} \\
 &= 469,1509 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power yang dibutuhkan} &= 469,1509 \times (7,64/10) \\
 &= 358,4313 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Digunakan 2 buah motor penggerak, maka :

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{358,4313}{2} \\ &= 179,2157 \text{ HP} \\ &\approx 180 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu Operasi} &= \frac{232 \text{ ft}}{100 \text{ ft/mn}} \\ &= 2,32 \text{ min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate material masuk} &= 121763,0610 \text{ kg/jam} \\ &= 268438,8443 \text{ lb/jam} \times (1/60) \text{ jam/menit} \\ &= 4473,9807 \text{ lb/menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{4473,9807 \text{ lb/menit}}{5,9931 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 746,5220 \text{ ft}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Menghitung corong feed atau hopper :

$$\begin{aligned} \text{Rate material masuk} &= 121763,0610 \text{ kg/jam} \\ &= 268438,8443 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{268438,8443 \text{ lb/jam}}{5,9931 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 44791,3174 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Maka volume corong pemasukan atau hopper :

$$\begin{aligned} V &= 44791,3174 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ detik} \\ &= 12,4420 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Maka volume hopper} &= 1,2 \times 12,4420 \text{ ft}^3 \\ &= 14,9304 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan corong berbentuk kerucut terpancung dengan ketentuan :

$$D_{\text{luar}} = 2 \text{ ft dan } D_{\text{dalam}} = 0,5 \text{ ft}$$

Maka :

$$V = 1/3 \times r \times t^2$$

$$14,9304 = 1/3 \times (2 - 0,5) \times t^2$$

$$t = 5,4645 \text{ ft}$$

Tinggi lemari	= jarak antar belt + diameter roller + tinggi pondasi + tinggi hopper
	= $(5 \times 0,5 \text{ m}) + (4 \times 0,25 \text{ m}) + 0,5 \text{ m} + 1,6656 \text{ m}$
	= 5,6656 m
Lebar lemari	= lebar belt + jarak belt dan dinding (samping kiri dan kanan)
	= $1,5204 \text{ m} + (2 \times 0,125 \text{ m})$
	= 1,7704 m
Panjang lemari	= panjang belt + jarak belt dan dinding (samping depan dan belakang) + perbedaan jarak pemasangan antar belt
	= $17,6784 \text{ m} + (2 \times 0,125 \text{ m}) + 0,125 \text{ m}$
	= 18,0534 m

SPESIFIKASI ALAT BELT CONVEYOR DRYER:

a. Lemari Dryer

Jenis	: lemari persegi panjang
Tinggi	: 5,6656 m = 223,0551 in = 18,5879 ft
Lebar	: 1,7704 m = 69,7008 in = 5,8084 ft
Panjang	: 18,0534 m = 710,7638 in = 59,2303 ft
Kapasitas	: 4473,9807 lb/menit
Rate volumetrik	: 746,5220 ft ³ /menit
Waktu Operasi	: 2,32 menit
Bahan konstruksi	: High Alloy Steell SA 240 grade M type 316
Jumlah	: 1 buah

b. Belt Dryer

Type	: metal belt
Lebar belt	: 1,5240 m = 60 in = 5 ft

Panjang belt	:	70,7136 m = 2784 in = 232 ft
Lebar belt terisi	:	1,2192 m = 48 in = 4 ft
Panjang tiap belt	:	17,6784 m = 696 in = 58 ft
Kecepatan belt	:	100 ft/menit
Jarak antar belt	:	0,5 m = 19,6850 in = 1,6404 ft
Tebal belt	:	0,0159 m = 5/8 in = 0,0521 ft
Diameter roller belt	:	0,254 m = 10 in = 0,8333 ft
Jumlah	:	4 buah (di susun paralel bertingkat)
Perbedaan jarak pemasangan antar belt	:	0,125 m = 4,9213 in = 0,4101 ft
Jarak belt dan dinding (samping kiri dan kanan)	:	0,125 m = 4,9213 in = 0,4101 ft
Jarak belt dan dinding (samping depan-belakang)	:	0,125 m = 4,9213 in = 0,4101 ft
Jarak belt dan dinding (atas dan bawah)	:	0,5 m = 19,6850 in = 1,6404 ft

c. Motor Penggerak

Power	:	180 HP
Jumlah	:	2 buah

d. Hopper

Bentuk	:	Kerucut terpancung
Diameter	:	0,6096 m = 24 in = 2 ft
Tinggi	:	1,6656 m = 65,5740 in = 5,4645 ft
Jumlah	:	1 buah

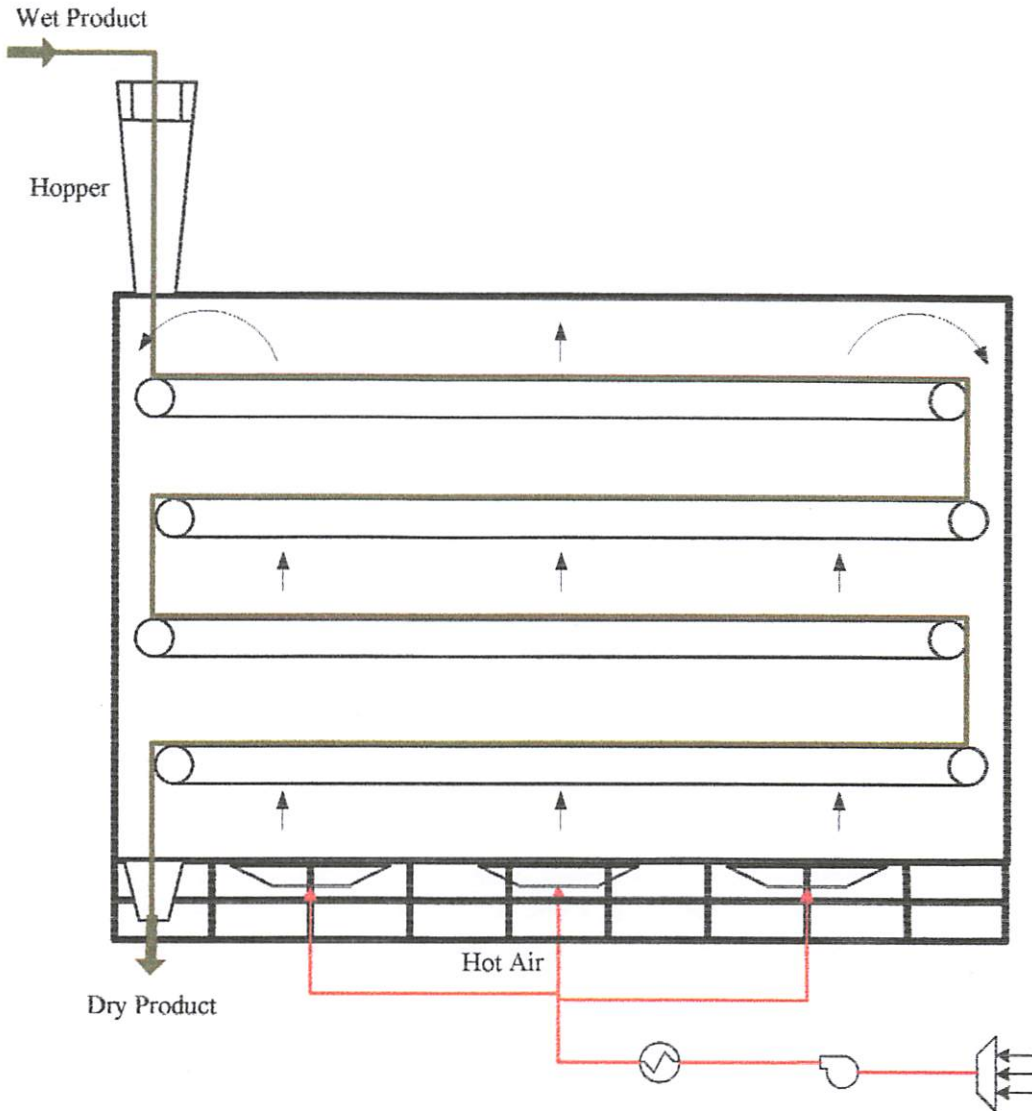
e. Roller

Diameter	:	0,254 m = 10 in = 0,8333 ft
Panjang	:	1,7704 m = 69,7008 in = 5,8084 ft
Jumlah	:	8 buah

f. Penyangga

Bentuk	:	persegi panjang
Bahan	:	carbon steel

Lebar : 1,7704 m = 69,7008 in = 5,8084 ft
 Panjang : 18,0534 m = 710,7638 in = 59,2303 ft
 Tinggi : 0,5 m = 19,6850 in = 1,6404 ft



Gambar 6.1.1. Aliran Produk dan Udara Kering Pada Belt Conveyor Dryer

6.2. REAKTOR LIQUIFIKASI

- Nama** : Reaktor
- Kode** : R-130
- Fungsi** : Untuk mengubah senyawa selulosa menjadi selobiosa dengan menambahkan enzim selobiohidrolase
- Type** : Tangki berbentuk silinder tegak
Tutup atas berbentuk standart dished dan tutup bawah conical dengan $\alpha = 120^\circ$
- Jumlah** : 6 buah
- Prinsip Kerja** : Reaktor Liquifikasi merupakan tempat untuk merubah selulosa menjadi selobiosa, dimana bahan yang masuk ke dalam reaktor ini dalam bentuk bubur yaitu bubur eceng gondok yang telah disterilisasi. Reaktor Liquifikasi menggunakan proses batch, dalam bentuk bejana yang dilengkapi dengan pengaduk dan coil pendingin. Dalam reaktor ini bubur eceng gondok akan diambahkan enzim selobiohidrolase (CBH) dan diaduk selama 16 jam. Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis sehingga di dalam tangki dilengkapi dengan coil pendingin untuk menjaga suhu operasi yaitu 55°C , dimana tekanan operasi sebesar 1 atm. Untuk mengontrol kondisi operasi maka dipasang instrumentasi yaitu berupa *temperature controller*. Setelah bubur eceng gondok terjadi reaksi dengan enzim CBH, maka produk keluar dari reaktor liquifikasi untuk dilakukan proses selanjutnya.
- Perlengkapan** : Pengaduk dan Coil pendingin

Direncanakan	:	
Bahan Konstruksi	:	<i>High Alloy Steel , SA-240 Grade M Type 316</i>
Allowble Stress (f)	:	18750 psia
Tipe pengelasan	:	<i>Double welded butt joint</i> , E = 0.8
Faktor korosi	:	1/16 in
Waktu tinggal		16 jam
Waktu operasi	:	4 jam
Suhu operasi	:	55 °C = 328.15 K
Tekanan operasi	:	1 atm = 14.7 psia
Densitas campuran	:	1149.7310 kg/m ³ = 71.7752 lb/ft ³
Massa bahan	:	32413.9425 kg/jam = 71463.0190 lb/jam

A. Menghitung Volume Tangki (V_T)

$$\text{Rate Volumetrik (Q)} = \frac{\text{Massa bahan}}{\rho \text{ bahan}} = \frac{71463.019}{71.7752} = 995.65045 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume liquid} = Q \times \text{waktu operasi} = 3982.601819 \text{ ft}^3$$

$$\text{Asumsi} = V_{rk} = 25\% V_{total}$$

$$V_{total} = V_{liquid} + V_{rk}$$

$$V_{total} = 3982.6018 \text{ ft}^3 + 0.25 V_{total}$$

$$0.75 V_{total} = 3982.6018 \text{ ft}^3$$

$$V_{total} = 5310.1358 \text{ ft}^3$$

B. Menghitung Diameter Tangki (di)

$$\text{Asumsi} : (L_s = 1.5 \text{ di})$$

$$V_{total} = V_{silinder} + V_{tutup \text{ bawah}} + V_{atas}$$

$$5310.136 \text{ ft}^3 = \pi/4 \text{ di}^2 L_s + \frac{\pi \cdot \text{di}^3}{24 \text{ tg } \frac{1}{2} \alpha} + 0.0847 \text{ di}^3$$

$$5310.136 \text{ ft}^3 = 1.1775 \text{ di}^3 + 0.0755 \text{ di}^3 + 0.0847 \text{ di}^3$$

$$\text{di}^3 = 3969.499 \text{ ft}^3$$

$$\text{di} = 15.8336 \text{ ft} = 190.0027 \text{ in}$$

C. Menghitung Tinggi Liquid dalam Tangki (L_{ls})

$$\begin{aligned}
 V_{total} &= V_{silinder} + V_{tutup\ bawah} \\
 5310.136 \text{ ft}^3 &= \pi/4 \text{ di}^2 L_s + \frac{\pi \cdot \text{di}^3}{24 \text{ tg } \frac{1}{2} \alpha} \\
 5310.136 \text{ ft}^3 &= 295.201 L_{ls} + 299.8342 \\
 L_{ls} &= 16.9725 \text{ ft} = 203.6700 \text{ in}
 \end{aligned}$$

D. Menghitung Tekanan Design (P_i)

$$\begin{aligned}
 P_{design} &= P_{operasi} + P_{hidrostatis} \\
 P_{hidrostatis} &= \frac{\rho \cdot g \cdot L_{ls}}{144 \cdot gc} \\
 &= \frac{71.7752 \times 32.2 \times 16.9725}{144 \times 32.2} \\
 &= 8.45976 \text{ psi} \\
 P_i &= P_{operasi} + P_{hidrostatik} \\
 &= 14.7 + 8.45975518 \\
 &= 23.1598 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

E. Menghitung Tebal Tangki (t_s)

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{pi \cdot di}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot pi)} + C \\
 &= \frac{23.1598 \times 190.0027}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 23.160)} + \frac{1}{16} \\
 &= 0.209317 \text{ in} = \frac{3.34906}{16} \approx \frac{4}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standarisasi d_o

$$\begin{aligned}
 d_o &= d_i + 2 t_s \\
 &= 190.0027 + 2 \times 4/16 \\
 &= 190.5027 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young, hal : 91 diperoleh :

$$do \text{ baru} = 204 \text{ in}$$

$$icr = 12 \frac{1}{4} \text{ in} ; \quad r = 170 \text{ in} ; \quad sf = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Menentukan harga di baru

$$\begin{aligned} di \text{ baru} &= do - 2 t_s \\ &= 204 - 2 \times 4/16 \\ &= 203.5000 \text{ in} = 16.95833 \text{ ft} \end{aligned}$$

Cek hubungan Ls dengan di

$$\begin{aligned} V_{\text{total}} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup bawah}} \\ V_{\text{total}} &= \pi/4 d_i^2 L_s + \frac{\pi \cdot d_i^3}{24 \operatorname{tg} \frac{1}{2} \alpha} \\ 5310.136 \text{ ft} &= 0.7857 d_i^2 L_s + 0.0755 d_i^3 \\ 5310.136 \text{ ft} &= 225.9556 L_s + 368.2107 \\ L_s &= 21.8712 \text{ ft} = 262.4547 \text{ in} \\ \frac{L_s}{d_i} &= \frac{21.8712}{16.9583} = 1.289704 < 1.5 \text{ (memenuhi syarat)} \end{aligned}$$

F. Menghitung Tinggi Silinder (Ls)

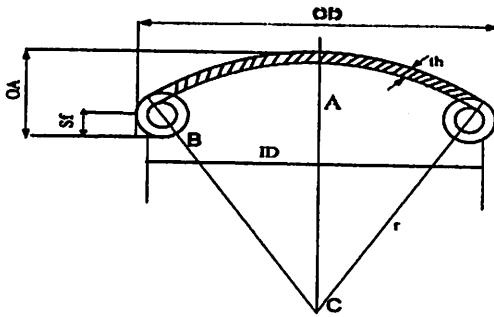
$$\begin{aligned} L_s &= 1.5 d_i \\ &= 1.5 \times 203.5000 \\ &= 305.2500 \text{ in} \end{aligned}$$

G. Menghitung Tebal Tutup Atas (t_{ha})

Tutup atas berbentuk standart dish maka : $d_i = r$

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0.885 \times \pi \times r}{(f \cdot E - 0.6 \cdot \pi)} + C \\ t_{ha} &= \frac{0.885 \times 23.1598 \times 203.5000}{(18750 \times 0.8 - 0.6 \times 23.1598)} + \frac{1}{16} \\ t_{ha} &= 0.34083 \text{ in} = \frac{5.4532}{16} \approx \frac{6}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

H. Menghitung Tinggi Tutup Atas (h_a)



$$a = \frac{di}{2} = \frac{203.5000}{2} = 101.7500 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 101.7500 - 12 \frac{1}{4} = 89.5000 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 170 - 12 \frac{1}{4} = 157.7500 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= \sqrt{(157.7500)^2 - (89.3750)^2} \\ &= 129.9031 \text{ in} \end{aligned}$$

$$b = r - AC = 170 - 129.9031 = 40.0969 \text{ in}$$

dari perhitungan diatas, maka :

$$\begin{aligned} h_a &= th_a + b + sf \\ &= \frac{6}{16} + 40.0969 + 1 \frac{1}{2} \\ &= 41.9719 \text{ in} \end{aligned}$$

I. Menghitung Tebal Tutup Bawah (t_{hb})

Tutup bawah berbentuk conical maka : $di = de$

$$t_{hb} = \frac{\pi \cdot de}{2(f \cdot E - 0.6 \cdot \pi) \cos \theta} + C$$

$$t_{hb} = \frac{23.1598 \times 203.5000}{2 \times (18750 \times 0.8 - 0.6 \times 23.1598)} + \frac{1}{16}$$

$$t_{hb} = 0.3770 \text{ in} = \frac{6.0319}{16} \approx \frac{6}{16} \text{ in}$$

J. Menghitung Tinggi Tutup Bawah (h_b)

$$b = \frac{\frac{1}{2} di}{\operatorname{tg} \frac{1}{2} \alpha} = \frac{1/2 \times 203.5000}{\operatorname{tg} 60^\circ} = 58.7437 \text{ in}$$

$$h_b = b + sf = 58.7437 + 1 \frac{1}{2} = 60.2437 \text{ in}$$

K. Menghitung Tinggi Tangki (H)

$$H = h_a + h_b + L_s$$

dimana, H = tinggi tangki (in)

h_a = tinggi tutup atas (in)

h_b = tinggi tutup bawah (in)

L_s = tinggi silinder (in)

Dari perhitungan di atas didapatkan tinggi tangki sebesar :

$$\begin{aligned} H &= 41.9719 + 60.2437 + 305.2500 \\ &= 407.4656 \text{ in} \end{aligned}$$

RANCANGAN PENGADUK**A. Dasar perancangan**

Jenis pengaduk : *Flate six blades turbine with disk*

Berdasarkan tabel 3.4-1 Geankoplis, hal : 144, didapatkan :

$$D_a = 1/2 D_t$$

$$C/D_t = 1/3$$

$$W/D_a = 1/5$$

$$J/D_t = 1/12$$

$$L/D_a = 1/4$$

Keterangan :

D_a = diameter pengaduk

D_t = diameter dalam tangki

C = jarak pengaduk ke dasar tangki

W = lebar impeller

J = lebar baffle

L = panjang impeller

- Menentukan diameter pengaduk

$$D_a = 1/2 \times D_t = 8.4792 \text{ ft}$$

- Menentukan jarak pengaduk ke dasar tangki

$$C = 1/3 \times D_t = 5.65278 \text{ ft}$$

- Menentukan lebar impeller

$$W = 1/5 \times D_a = 1.69583 \text{ ft}$$

- Menentukan lebar baffle

$$J = 1/12 \times D_t = 1.41319 \text{ ft}$$

- Menentukan panjang impeller

$$L = 1/4 \times D_a = 2.11979 \text{ ft}$$

B. Menentukan Jenis pengaduk

Dari perbandingan D_a/W , Geankoplis hal : 144, didapatkan $D_a/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis *Flat Six Blade Turbine with 4 Baffles*.

C. Menghitung Jumlah Pengaduk

$$N_p = \frac{\text{tinggi liquid dalam silinder}}{2 \times D_a^2}$$

$$= 0.0098 \approx 1 \text{ buah}$$

D. Menghitung Daya Pengaduk

$$N_p = \frac{P \times g_c}{\rho \times N^3 \times D_a^5}$$

(Mc. Cabe, hal : 244)

dimana :

P = daya pengaduk

N_p = power number

ρ = densitas bahan = 71.7752 lb/ft³

N = putaran pengaduk, direncanakan = 100 rpm = 1.6667 rps

D_a = diameter pengaduk = 8.4792 ft

- Menghitung bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu}$$

(Mc. Cabe, hal : 241)

$$\mu = 3.28 \text{ Cp} = 0.0022 \text{ lb/ft s}$$

$$N_{Re} = \frac{71.8963 \times 1.667 \times 71.7752}{0.00220}$$

$$= 3902166.7872 \quad (> 4000, \text{ maka aliran liquid adalah turbulen})$$

Berdasarkan persamaan 9.23 dan 9.24 Mc. Cabe, hal : 245, maka :

$$N_p = K_T = 6.3$$

maka daya pengaduk :

$$P = \frac{71.7752 \times 4.630 \times 43829.4337}{202.860}$$

$$= 71794.3305 \text{ lb ft/s}$$

$$P = 130.5351 \text{ Hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Gain Losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk.
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk.

$$\begin{aligned} \text{sehingga daya yang dibutuhkan} &= (0.1 + 0.15) P + P \\ &= 163.169 \text{ Hp} \approx 163 \text{ Hp} \end{aligned}$$

E. Menghitung poros pengaduk

- Diameter poros

$$T = \frac{\pi \cdot S \cdot D^3}{16}$$

(Hesse, Pers. 16.1, hal : 465)

dimana :

$$T = \text{momen puntir (lb.in)} = \frac{63025 \times H}{N}$$

$$H = \text{daya motor pada poros} = 163 \text{ Hp}$$

$$N = \text{putaran pengaduk} = 100 \text{ rpm}$$

S = maksimum design shering stress yang diujikan

D = diameter poros pengaduk

sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 163}{100} = 102730.7500 \text{ lb.in}$$

Dari Hesse, tabel 16-1 hal : 467 untuk bahan Hot Rolled Steel SAE 1020, mengandung karbon = 20% dengan batas = 36000 lb/in²

$$S = 20\% \times 36000 \text{ lb/in}^2 = 7200 \text{ lb/in}^2$$

maka diameter poros pengaduk (D) :

$$D = \left[\frac{16 \times T}{\pi \times S} \right]^{1/3}$$

$$= \frac{16 \times 102730.7500}{3.14 \times 7200} = 4.1737 \text{ in}$$

b. Panjang poros

$$L = h + l - Z_i$$

dimana :

L = panjang poros (ft)

$$h = \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup atas} = 347.2219 \text{ in}$$

$$l = \text{panjang poros diatas bejana tangki} = 25.4375 \text{ in}$$

$$Z_i = \text{jarak impeller dari dasar tangki} = 67.8333 \text{ in}$$

maka panjang poros pengaduk :

$$L = 347.2219 + 25.4375 - 67.8333$$

$$= 304.8261 \text{ in}$$

$$= 25.4022 \text{ ft}$$

PERHITUNGAN NOZZLE

A. Perancangan Nozzle

Nozzle pada tutup standart dished

- Nozzle untuk pemasukan bahan dari Digester
- Nozzle untuk pemasukan enzim selobiohidrolase

Nozzle untuk silinder reaktor

- Nozzle untuk pemasukan coil pendingin
- Nozzle untuk pengeluaran coil pendingin
- Nozzle untuk *man hole*

Nozzle untuk tutup bawah

- Nozzle untuk pengeluaran produk

B. Dasar Perhitungan

- **Nozzle untuk pemasukan bahan dari Digester**

Bahan masuk : 71463.0190 lb/jam

Densitas bahan : 71.7752 lb/ft³

Viskositas bahan : 0.0022 lb/ft.s

Perhitungan

$$Q = \frac{\text{bahan masuk}}{\text{densitas bahan}} = \frac{71463.0190}{71.7752} = 995.6505 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.27657 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 47 hal : 365, didapatkan :

$$D_i \text{ opt} = 3 \times Q^{0.36} \times \mu^{0.18}$$

$$= 3 \times 0.62958 \times 0.33249$$

$$= 0.6280 \text{ ft}$$

$$= 7.53585 \text{ in}$$

Standardisasi D_i dari Kern Tabel 11, hal. 844, maka dipilih pipa 8 in IPS

Sch 80 dengan ukuran :

$$\text{OD} = 8.6250 \text{ in} = 0.71875 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7.6250 \text{ in} = 0.63542 \text{ ft}$$

$$A = 45.700 \text{ in}^2 = 0.31736 \text{ ft}^2$$

- **Nozzle untuk pemasukan enzim selobiohidrolase**

Bahan masuk : 3.8173 kg/jam = 8.4160 lb/jam

Densitas bahan : 78.1253 lb/ft³

Viskositas bahan : 0.0008 lb/ft.s

Perhitungan

$$Q = \frac{\text{bahan masuk}}{\text{densitas bahan}} = \frac{8.4160}{78.1253} = 0.1077 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.00003 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 47 hal : 365, didapatkan :

$$D_i \text{ opt} = 3 \times Q^{0.36} \times \mu^{0.18}$$

$$= 3 \times 0.02352 \times 0.27894$$

$$= 0.0197 \text{ ft}$$

$$= 0.23614 \text{ in}$$

Standardisasi D_i dari Kern Tabel 11, hal. 844, maka dipilih pipa 1/2 in IPS

Sch 80 dengan ukuran :

OD = 0.8400 in = 0.07000 ft

ID = 0.5460 in = 0.04550 ft

A = 0.2350 in² = 0.00163 ft²

- **Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran coil pendingin**

Bahan masuk : 935.8100 kg/jam = 2063.1803 lb/jam

Densitas bahan : 61.6831 lb/ft³

Viskositas bahan : 0.0003 lb/ft.s

Perhitungan

$$Q = \frac{\text{bahan masuk}}{\text{densitas bahan}} = \frac{2063.1803}{61.6831} = 33.4481 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.00929 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 47 hal : 365, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ opt} &= 3 \times Q^{0.36} \times \mu^{0.18} \\
 &= 3 \times 0.18557 \times 0.23823 \\
 &= 0.1326 \text{ ft} \\
 &= 1.59146 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standardisasi D_i dari Kern Tabel 11, hal. 844, maka dipilih pipa 1 1/2 in

IPS Sch 40 dengan ukuran :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 1.9000 \text{ in} = 0.15833 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 1.6100 \text{ in} = 0.13417 \text{ ft} \\
 A &= 2.0400 \text{ in}^2 = 0.01417 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

- **Nozzle untuk *man hole***

Lubang *man hole* dibuat berdasarkan standart yang ada yaitu 20 in

(Brownell & Young fig. 3.15 hal : 51 dengan data item 3,4,5 hal 351)

Berdasarkan fig. 12.2 Brownell & Young hal: 221, didapatkan dimensi pipa :

Ukuran pipa nominal (NPS)	= 20	in
Diameter luar <i>flange</i> (A)	= 32	in
Ketebalan <i>flange</i> minimum (T)	= 1 7/8	in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	= 27 1/4	in
Diameter hubungan pada titik pengelasan (K)	= 24	in
Diameter hubungan pada alas (E)	= 26 1/8	in
Panjang ke dalam shell (L)	= 6	in
Diameter dalam <i>flange</i> (B)	= 23.25	in
Jumlah lubang baut	= 20	buah
Diameter baut	= 1 1/8	in

- **Nozzle untuk pengeluaran produk**

Bahan masuk	: 71463.0190	lb/jam
Densitas bahan	: 71.7752	lb/ft ³
Viskositas bahan	: 0.0022	lb/ft.s

Perhitungan

$$Q = \frac{\text{bahan masuk}}{\text{densitas bahan}} = \frac{71463.0190}{71.7752} = 995.650 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.27657 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dari Peters & Timmerhaus, pers. 47 hal : 365, didapatkan :

$$D_i \text{ opt} = 3 \times Q^{0.36} \times \mu^{0.18}$$

$$= 3 \times 0.62958 \times 0.33249$$

$$= 0.6280 \text{ ft}$$

$$= 7.53585 \text{ in}$$

Standardisasi D_i dari Kern Tabel 11, hal. 844, maka dipilih pipa 8 in IPS

Sch 80 dengan ukuran :

$$\text{OD} = 8.6250 \text{ in} = 0.71875 \text{ ft}$$

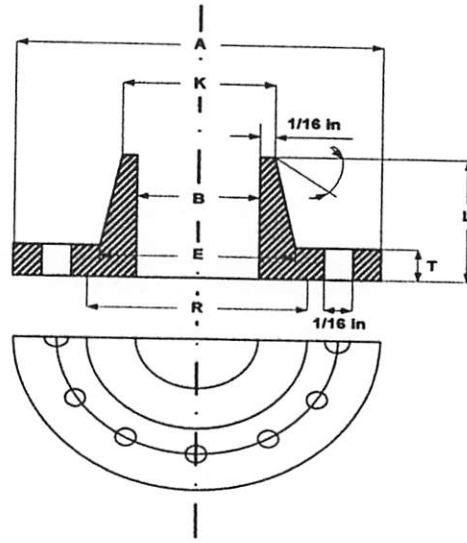
$$\text{ID} = 7.6250 \text{ in} = 0.63542 \text{ ft}$$

$$A = 45.700 \text{ in}^2 = 0.31736 \text{ ft}^2$$

PENENTUAN FLANGE PADA NOZZLE

Dari Brownell & Young tabel 12.2 hal : 221 diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standard type welding neck dengan dimensi nozzle sebagai berikut :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	8	13 1/2	1 1/8	10 5/8	9 11/16	8.630	4	7.98
B	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 1/2	0.840	1 7/8	0.62
C	1 1/2	5	1 1/16	2 7/8	2 4/7	1.900	2 7/16	1.61
D	8	13 1/2	1 1/8	10 5/8	9 11/16	8.630	4	7.98
E	20	32	1 7/8	27 1/4	26 1/8	24.00	6	23.3



Gambar 6.2.2. Dimensi Flange pada Nozzle

Keterangan :

- A = Nozzle untuk pemasukan bahan dari Digester
- B = Nozzle untuk pemasukan enzim selbiohidrolase
- C = Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran coil pendingin
- D = Nozzle untuk pengeluaran produk
- E = Nozzle untuk *man hole*

dimana,

- NPS = ukuran pipa nozzle (in)
- A = diameter luar flange (in)
- T = ketebalan flange (in)
- R = diameter luar bagian yang menonjol (in)
- E = diameter pusat dari dasar (in)
- K = diameter hubungan pada titik pengelasan (in)
- L = panjang (in)
- B = diameter dalam flange (in)

PERHITUNGAN DIMENSI COIL PENDINGIN

A. Dasar perancangan

- Kebutuhan panas dalam reaktor = 58770.7432 kJ/jam
= 55703.69761 Btu/jam
- Rate massa pendingin = 935.8100 kg/jam
= 2063.1803 lb/jam
- Bentuk coil = spiral
- Rd minimal = 0.0010
- Kecepatan putaran = 100 rpm
- Suhu pendingin masuk = 30 °C = 86 °F
- Suhu pendingin keluar = 45 °C = 113 °F
- Panas laten steam pada suhu 135 °C = 2159.6100 kJ/kg
- Tekanan operasi = 14.7 psia
- Diameter pengaduk (D_a) = 8.4792 ft
- Diameter tangki (D_t) = 203.5000 in
- Tinggi silinder (L_s) = 305.2500 in
- Bahan konstruksi = *High Alloy Steel, SA 240 Grade M, type 316*

B. Perhitungan

- Menentukan ΔT_{LMTD}

$$T_1 = \text{suhu bahan masuk} = 55 \text{ °C} = 131 \text{ °F}$$

$$T_2 = \text{suhu bahan keluar} = 55 \text{ °C} = 131 \text{ °F}$$

$$t_1 = \text{pendingin masuk} = 30 \text{ °C} = 86 \text{ °F}$$

$$t_2 = \text{pendingin keluar} = 45 \text{ °C} = 113 \text{ °F}$$

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 18 \text{ °F}$$

$$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 45 \text{ °F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{18 - 45}{\ln \frac{18}{45}} = 29.4666 \text{ °F}$$

- Menentukan suhu kaloric

$$T_c = 1/2 (T_1 + T_2) = 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 1/2 (t_1 + t_2) = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Ukuran pipa yang digunakan 1 1/4 in IPS Sch 40, dengan ukuran :
(Kern, tabel 11, hal : 844)

$$D_o = 1.6600 \text{ in} = 0.1383 \text{ ft}$$

$$D_i = 1.3800 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft}$$

$$a'' = 0.4350 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 1.5000 \text{ in}^2 = 0.0104 \text{ ft}^2$$

- Koefisien perpindahan panas bagian tangki (larutan)

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu \times 2.42} \\ &= \frac{71.8963 \times 100 \times 71.7752}{3.2800 \times 2.42} \\ &= 65011.7111 \end{aligned}$$

Dari gambar 20.2 hal. 718 (Kern) diperoleh $J_c = 925$

$$h_o = J_c \left(\frac{k}{d_i} \right) \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$\begin{aligned} h_o &= 925 \frac{0.1057}{16.9583} \times \frac{0.4801 \times 3.28}{0.1057} \times 1 \\ &= 925 \times 0.0062 \times 2.4603 \\ &= 14.1896 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

- Koefisien perpindahan panas bagian coil (pendingin)

$$G_t = \frac{\text{Massa steam}}{a'} = \frac{2063.180}{0.0104} = 198065.3095 \text{ lb/h.ft}^2$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{D_i \times G_t}{\mu \times 2.42} = \frac{0.1150 \times 198065.3095}{0.8007 \times 2.42} \\ &= 11754.957 > 4000 \end{aligned}$$

Aliran liquid adalah aliran turbulen

Berdasarkan fig. 20.2, Kern hal : 718 diperoleh :

$$J_c = 450$$

$$h_i = J_c \left(\frac{k}{d_i} \right) \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

dimana,

$$\left(\frac{\mu}{\mu \cdot W} \right)^{0.14} = 1$$

$$- C_p = \text{kapaitas panas pendingin} = 0.980 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$- \mu = \text{viskositas pendingin} = 0.8007 \text{ Cp}$$

$$- k = \text{konduktivitas thermal pendingin} = 0.356 \text{ btu/h.ft.}^\circ\text{F}$$

sehingga :

$$\begin{aligned} h_i &= 450 \times \frac{0.356}{16.9583} \times \frac{0.980 \times 0.8007}{0.356} \\ &= 450 \times 0.021 \times 1.30141 \\ &= 12.2940 \text{ Btu/h.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times \frac{d_i}{d_o} = 12.2940 \times \frac{16.9583}{0.1383} \\ &= 1507.13089 \text{ Btu/h.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Koreksi h_{io}

$$h_{io} = h_{io} \times (1 + 3.5 \times (d_{i\text{pipa}} / \Phi_{\text{lilitan}}))$$

$$\begin{aligned} \Phi_{\text{lilitan}} &= d_i - 2(d_{o\text{pipa}}) \\ &= 203.500 - 2 \times 1.6600 \\ &= 200.180 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= 1507.1309 \times (1 + 3.5 \times 0.0069) \\ &= 1543.4954 \text{ Btu/h.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

- *Tahanan pada pipa dalam keadaan bersih*

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1543.4954 \times 14.190}{1543.4954 + 14.190}$$

$$= 14.0603 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F}$$

- *Tahanan pada pipa dalam keadaan kotor*

$$h_d = \frac{1}{R_d} = \frac{1}{0.0010} = 1000$$

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

$$= \frac{14.0603 \times 1000}{14.0603 + 1000}$$

$$U_d = 13.8654 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F}$$

- *Luas perpindahan panas*

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}} \text{ ft}^2$$

$$= \frac{55703.6976}{13.8654 \times 29.4666}$$

$$= 136.3398 \text{ ft}^2$$

- *Panjang coil pendingin*

$$L = A/a''$$

$$L = \frac{136.3398}{0.4350}$$

$$= 313.4248 \text{ in}$$

- *Jumlah lilitan coil pendingin*

$$n_c = \frac{L}{(\pi \times \Phi_{\text{coil}})}$$

$$n_c = \frac{313.4248}{3.14 \times 16.6817}$$

$$= 5.9836 \approx 6 \text{ lilitan}$$

- *Tinggi coil pendingin*

$$\text{Jarak antara 2 coil } (h_c) = 10 \text{ in} = 0.8333 \text{ ft}$$

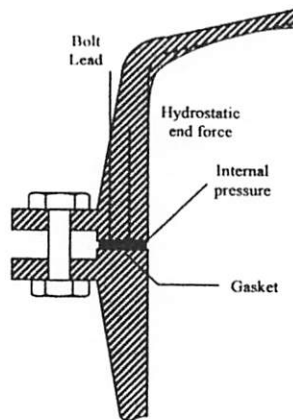
$$\begin{aligned} L_c &= [(n_c - 1)(h_c + D_o) + D_o] \\ &= [(6 - 1)(0.8333 + 0.1383) + 0.1383] \\ &= 4.9967 \text{ ft} = 59.9600 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena $L_c = 4.9967 \text{ ft} < L_{ls} 16.9725 \text{ ft}$, jadi perhitungan coil pendingin sudah memadai.

Perancangan Dimensi Gasket, Bolting dan Flange tangki Reaktor

Dari perancangan silinder reaktor dapat diketahui data sebagai berikut :

- Tebal silinder (t_s) = 6/16 in
- Diameter dalam silinder (d_i) = 203.5000 in
- Diameter luar silinder (d_o) = 204 in
- Tekanan internal tangki (P_i) = 23.1598 psi
- Stress yang diijinkan (f) = 18750
- Faktor korosi yang dipakai (C) = 1/16



Gambar 6.2.3. Dimensi Gasket dan Bolting

A. Dimensi Gasket

Dari fig. 12.11 Brownell & Young, hal. 228, didapatkan :

Bahan konstruksi = Flat metal, jacketed, asbestos filled
(stainless steel)

Gasket factor (m) = 3.75

Min design seating stress (y) = 9000

Perhitungan Lebar Gasket

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p \times m}{y - p (m + 1)}}$$

(Brownell & Young, Pers. 12.2, hal. 226)

dimana,

d_o = diameter luar gasket

d_i = diameter dalam gasket

y = Min design seating stress

p = internal pressure

m = gasket factor

Diketahui : d_i gasket = d_o shell = 204 in

sehingga :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9000 - 23.1598 \times 3,75}{9000 - 23.1598 (3,75 + 1)}}$$

$$\frac{d_o}{204} = 1.001302$$

$$d_o = 204.2656 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{204.2656 - 204}{2} \\ &= 0.1328 \\ &= \frac{2.1244}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Diambil lebar gasket (n)} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

Diameter rata-rata gasket (G) :

$$\begin{aligned} G &= d_i + n \\ &= 204 + 3/16 \\ &= 204.1875 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan Beban Gasket (W_{m2})

Beban gasket agar tidak bocor (H_y)

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

dimana,

b = beban efektif gasket

G = diameter rata-rata gasket

y = 9000

Dari fig. 12.12 Brownell & Young, hal. 229 :

$b = b_o$ jika $b_o \leq 1/4$ in

$b = \sqrt{\frac{b_o}{2}}$ jika $b_o > 1/4$ in

$$\text{Lebar setting gasket bawah} = b_o = \frac{n}{2} = \frac{3/16}{2} = 0.09375 \text{ in}$$

karena $\leq 1/4$ in, maka $b = b_o = 0.0938$ in

$$\begin{aligned} W_{m2} &= H_y = \pi \times b \times G \times y \\ &= 3.14 \times 0.09375 \times 204.1875 \times 9000 \\ &= 540969.258 \text{ lb} \end{aligned}$$

Perhitungan Beban Operasi pada Kondisi Kerja (W_{m1})

$$W_{m1} = H + H_p \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 12.91, hal. 240})$$

- Beban untuk menjaga sambungan (H_p)

$$\begin{aligned} H_p &= 2\pi \times b \times G \times m \times p \\ &= 2 \times 0.09375 \times 204.1875 \times 3.75 \times 23.1598 \\ &= 10440.59631 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Beban karena tekanan dalam (H)

$$\begin{aligned}
 H &= \pi/4 \times G^2 \times p \\
 &= \frac{3.14}{4} \times 41692.5352 \times 23.1598 \\
 &= 757987.2920 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 W_{m1} &= H + H_p \\
 &= 757987.292 + 10440.5963 \\
 &= 768427.888 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan dapat diketahui bahwa $W_{m1} > W_{m2}$, sehingga dapat disimpulkan bahwa beban kerja yang digunakan dalam proses adalah W_{m1} .

B. Dimensi Bolting

Dari App.D-4 Brownell & Young, hal. 342, diperoleh data :

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304
 Tensile strength min. : 75000 psi
 Allowable stress (f) : 15000

Perhitungan luas minimum bolting area

$$\begin{aligned}
 A_{m1} &= \frac{W_{m1}}{f} \\
 &= \frac{768427.888}{15000} \\
 &= 51.22853 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Dari tabel 10.4 Brownell & Young, hal. 188 untuk ukuran baut 3 in :

Ukuran baut : 3 in
 Root area : 5.621 in²
 Bolt spacing minimum (Bs) : 6 1/4 in
 Minimum radial distance (R) : 3 5/8 in
 Edge distance (E) : 2 7/8 in
 Nut dimension : 4 5/8 in

Maximum fillet radius : 1 5/16 in

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bolting optimum} &= \frac{A_{\text{fillet}}}{\text{root area}} \\ &= \frac{51.22853}{5.621} \\ &= 9.1138 \approx 10 \text{ buah} \end{aligned}$$

Evaluasi lebar gasket

$$\begin{aligned} A_{\text{actual}} &= \text{jumlah bolt} \times \text{root area} \\ &= 10 \times 5.621 \\ &= 56.2100 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum (W)

$$\begin{aligned} W &= A_{\text{actual}} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G} \\ &= \frac{56.2100 \times 15000}{2 \times 3.14 \times 9000 \times 204.188} \\ &= 0.073059 \text{ in} \end{aligned}$$

Nilai $W <$ lebar gasket yang telah ditentukan (0.0938 in), sehingga lebar gasket telah memadai.

C. Dimensi Flange

Dari App.D-4 Brownell & Young, hal. 342 diperoleh data :

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310

Tensile strength min. : 75000 psi

Allowable stress (f) : 18750

Type flange : Loose ring flange

Perhitungan diameter luar flange (A)

$$\begin{aligned} \text{Do flange} &= \text{bolt circle diameter} + 2E \\ &= C + 2E \end{aligned}$$

Dari dimensi baut didapatkan :

$$R = 3 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$E = 2 \frac{7}{8} \text{ in}$$

$$g_o = t_s = \frac{6}{16} \text{ in}$$

$$\begin{aligned} C &= \text{di gasket} + 2 (1.415 \times g_o \times R) \\ &= 204 + 2 \times 1.415 \times \frac{6}{16} \times 3 \frac{5}{8} \\ &= 207.8470 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, Do flange} &= 207.8470 + 2 \times 2 \frac{7}{8} \\ &= 213.5970 \text{ in} \end{aligned}$$

Perhitungan Moment

Total moment pada kondisi operasi :

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

Dari pers. 12.94 Brownell & Young hal. 242, untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

$$\begin{aligned} W &= \left(\frac{A_{ml} + A_b}{2} \right) \times f \\ &= \frac{51.22853 + 56.2100}{2} \times 18750 \\ &= 1007236.1802 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle :

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{C - G}{2} \\ &= \frac{207.8470 - 204.1875}{2} \\ &= 1.829766 \text{ in} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, Pers. 12.101, hal. 242)

Menentukan moment flange (M_a) :

$$\begin{aligned} M_a &= W \times h_G \\ &= 1007236.1802 \times 1.8298 \\ &= 1843006.1388 \text{ in} \end{aligned}$$

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{ml} = 768427.888 \text{ lb} \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 12.95, hal. 242})$$

Menghitung moment komponen hingga H_D (M_D)

$$M_D = H_D \times h_D \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 12.96, hal. 242})$$

$$\begin{aligned} H_D &= 0.785 \times B^2 \times P \\ &= 0.785 \times 41616 \times 23.1598 \\ &= 756595.8516 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{C - B}{2} \\ &= \frac{207.8470 - 204}{2} \\ &= 1.923516 \text{ in} \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 756595.8516 \times 1.92352 \\ &= 1455323.9424 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Menghitung moment komponen hingga H_G (M_G)

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ H_G &= W - H = W_{ml} - H \\ &= 768427.888 - 757987.2920 \\ &= 10440.5963 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{C - G}{2} \\ &= \frac{207.8470 - 204.1875}{2} \\ &= 1.829766 \text{ in} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \\ &= 10440.5963 \times 1.82977 \end{aligned}$$

$$= 19103.84423 \text{ lb.in}$$

Menghitung moment komponen hingga H_T (M_T)

$$M_T = H_T \times h_T \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 12.97, hal. 242})$$

$$H_T = H_D - H$$

$$= 757987.2920 - 756595.8516$$

$$= 1391.4404 \text{ lb}$$

$$h_T = \frac{h_D + h_o}{2}$$

$$= \frac{1.923516 + 1.82977}{2}$$

$$= 1.87664 \text{ in}$$

maka,

$$M_T = H_T \times h_T$$

$$= 1391.4404 \times 1.87664$$

$$= 2611.2335 \text{ lb.in}$$

Maka moment total pada keadaan operasi :

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

$$= 1455323.9424 + 19103.84423 + 2611.2335$$

$$= 1477039.0202 \text{ lb.in}$$

Perhitungan tebal flange

$$f_T = \frac{Y \times M_o}{t^2 \times B}$$

sehingga diperoleh rumus :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_o}{f \times B}} \quad \text{dan } k = A/B$$

dimana, A = diameter luar flange

B = diameter luar silinder

f = stress yang diijinkan

$$\text{maka, } k = \frac{213.5970}{204} = 1.0470$$

Dari fig.12.22 Brownell & Young hal. 238 , didapatkan :

$$Y = 40$$

$$M_{\max} = M_0 = 1477039.0202 \text{ lb.in}$$

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_0}{f \times B}}$$

$$= \sqrt{\frac{40 \times 1477039.0202}{18750 \times 204}} = 3.9302 \text{ in}$$

Kesimpulan Perancangan :

Flange pada tangki :

Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310
Tensile strength minimum	: 75000 psi
Type flange	: Loose ring flange
Tebal flange	: 3.9302 in
Allowable stress (f)	: 18750

Bolting pada tangki :

Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304
Tensile strength minimum	: 75000 psi
Allowable stress (f)	: 15000
Ukuran baut	: 3 in
Jumlah baut	: 10 buah
Bolt spacing (B _s)	: 6 1/4 in
Min. radial distance (R)	: 3 5/8 in
Edge distance (E)	: 2 7/8 in

Gasket pada tangki :

Bahan konstruksi	: Flat metal, jacketed, asbestos filled (stainless steel)
------------------	--------------------------------------------------------------

Gasket factor (m)	:	3.75
Min design seating stress (y)	:	9000
Lebar gasket	:	3/16 in

PERANCANGAN SISTEM PENYANGGA REAKTOR

A. Menentukan Berat Reaktor

Dari perancangan silinder reactor dapat diketahui data sebagai berikut :

Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA-240 Grade M type 316
Tebal silinder (t_s)	:	6/16 in
Tinggi badan silinder (L_s)	:	305.2500 in = 25.4375 ft
Diameter luar silinder (D_o)	:	204 in = 17.0000 ft
Diameter dalam (D_i)	:	203.5000 in = 16.9583 ft
Tekanan internal tangki (P_i)	:	23.1598 psi

Menentukan berat tangki kosong

Bahan konstruksi yang digunakan adalah steel

$$\rho_{\text{steel}} = 481 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{Tabel 2-118, Perry's})$$

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\pi}{4} \times (D_o^2 - D_i^2) \times H \times \rho \\ &= 0.785 \times 289 - 287.585069 \times 25.4375 \times 481 \\ &= 13590.15109 \text{ lb} \\ &= 6164.356632 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menentukan Berat Tutup Atas Reaktor

Tutup atas berbentuk standard dished

$$t_{ha} = 9/16 \text{ in} = 0.0521 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup atas dalam}} &= 0.0847 \times D_i^3 \\ &= 0.0847 \times 4876.9635 \\ &= 413.0788 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup atas luar}} &= 0.0847 \times (D_i + t_{ha})^3 \\ &= 0.0847 \times 4922.03678 \\ &= 416.897 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{dinding tutup atas}} &= V_{\text{tutup atas luar}} - V_{\text{tutup atas dalam}} \\
 &= 416.8965 - 413.0788 \\
 &= 3.8177 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Berat tutup atas :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{tutup atas}} &= V_{\text{dinding tutup atas}} \times \rho_{\text{steel}} \\
 &= 3.8177 \times 481 \\
 &= 1836.318431 \text{ lb} \\
 &= 832.9357 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menentukan Berat Tutup Bawah Reaktor

Tutup bawah berbentuk conical

$$thb = 10/16 \text{ in} = 0.0521 \text{ ft}$$

$$\alpha = 120^\circ$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tutup bawah dalam}} &= \frac{\pi}{24} \times \frac{D_i^3}{\tan(\frac{1}{2}\alpha)} \\
 &= \frac{3.14}{24} \times \frac{4876.9635}{1.73205} = 368.3897 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tutup bawah luar}} &= \frac{\pi}{24} \times \frac{(D_i + thb)^3}{\tan(\frac{1}{2}\alpha)} \\
 &= \frac{3.14}{24} \times \frac{4922.03678}{1.73205} = 371.7944 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{dinding tutup bawah}} &= V_{\text{tutup bawah luar}} - V_{\text{tutup bawah dalam}} \\
 &= 371.7944 - 368.3897 \\
 &= 3.4047 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Berat tutup bawah :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{tutup bawah}} &= V_{\text{dinding tutup bawah}} \times \rho_{\text{steel}} \\
 &= 3.4047 \times 481 \\
 &= 1637.65556 \text{ lb} \\
 &= 742.8242 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menentukan Berat Larutan Dalam Reaktor

Rumus :

$$W_1 = m \times t$$

dimana,

$$m = \text{berat larutan dalam reaktor} = 71463.0190 \text{ lb/jam}$$

$$t = \text{waktu tinggal larutan dalam reaktor} = 16 \text{ jam}$$

maka :

$$W_1 = 71463.0190 \times 16$$

$$= 1143408.3045 \text{ lb}$$

$$= 518638.5728 \text{ kg}$$

Menentukan Berat Poros Pengaduk

Dari perhitungan dimensi poros pengaduk diperoleh data :

$$\text{Panjang poros pengaduk (Lps)} : 25.4022 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter poros pengaduk (Dps)} : 0.34781 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{poros pengaduk}} &= \frac{\pi}{4} \times Dps^2 \times Lps \times \rho \\ &= \frac{3.14}{4} \times 0.120970 \times 25.4022 \times 481 \end{aligned}$$

$$= 1160.278 \text{ lb}$$

$$= 526.2904 \text{ kg}$$

Menentukan Berat Pengaduk

Dari perhitungan dimensi pengaduk diperoleh data :

$$\text{Diameter pengaduk (Da)} : 4.2396 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pengaduk (L)} : 2.1198 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar pengaduk (W)} : 1.6958 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah blade (n)} : 6 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{pengaduk}} &= n \times Da \times L \times W \times \rho \\ &= 6 \times 4.2396 \times 2.1198 \times 1.6958 \times 481 \end{aligned}$$

$$= 20749.26276 \text{ lb}$$

$$= 9411.6581 \text{ kg}$$

Menentukan Berat Coil Pendingin

Dari perhitungan dimensi coil diperoleh data :

$$\text{Panjang coil (L)} \quad : \quad 313.4248 \quad \text{ft}$$

$$\text{Diameter luar coil (Do}_c\text{)} \quad : \quad 0.1383 \quad \text{ft}$$

$$\text{Diameter dalam coil (Di}_c\text{)} \quad : \quad 0.1150 \quad \text{ft}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{coil}} &= \frac{\pi}{4} \times (D_o^2 - D_i^2) \times L \times \rho \\ &= \frac{3.14}{4} \times (0.01914^2 - 0.01323^2) \times 313.425 \times 481 \\ &= 699.5476 \text{ lb} = 317.3078 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menghitung Berat Pendingin

$$W_{\text{pendingin}} = 2063.1803 \text{ lb}$$

$$= 935.8380 \text{ kg}$$

Menghitung Berat Perlengkapan Lain (Attachment)

Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti nozzle, flange, baut, dan sebagainya.

$$W_a = 18\% \times W_s$$

$$= 18\% \times 6164.3566$$

$$= 1109.5842 \text{ kg}$$

Menghitung Berat Total Reaktor

$$\begin{aligned} W_T &= W_s + W_{\text{tutup atas}} + W_{\text{tutup bawah}} + W_L + W_{\text{poros pengaduk}} + W_{\text{pengaduk}} + \\ &\quad W_{\text{coil}} + W_{\text{pendingin}} + W_a \\ &= 6164.357 + 832.9357 + 742.8242 + 518638.573 + \\ &\quad 526.2904 + 9411.658 + 317.3078 + 935.8380 + \\ &\quad 1109.5842 \\ &= 538679.3677 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dengan memperhatikan faktor keamanan sebesar 10% maka berat total beban reaktor adalah :

$$W_{\text{TOTAL}} = 1.1 \times 538679.3677$$

$$= 592547.3045 \text{ kg} = 1306329.788 \text{ lb}$$

B. Perancangan Leg Support (Penyangga)

Perencanaan :

- Menggunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)
- Jenis kolom yang digunakan : I beam

Dasar Perhitungan :

Beban tiap kolom :

$$P = \frac{4 \times P_w \times (H - 1)}{n \times D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n}$$

(Pers. 10.76 Brownell & Young, hal.197)

dimana,

P = beban tiap kolom, lb

P_w = total beban permukaan karena angin, lb

V_w = kecepatan angin = 15 knot = 27.78 km/jam = 17.2617 mph

H = tinggi vessel dari pondasi, ft

L = jarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft

P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg, lb

n = jumlah support = 4 buah

W = berat total = 1306329.7876 lb

D_{bc} = diameter anchor bolt circle = 203.5000 in

Reaktor diletakkan diluar ruangan, sehingga dipengaruhi adanya tekanan angin (beban tekanan angin dikontrol).

maka berlaku rumus :

$$\begin{aligned} P_w &= 0.004 \cdot V_w^2 \cdot F_s \\ &= 0.004 \times 297.9663 \times 1 \\ &= 1.1919 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= (L_s + h_a + h_b) + L \\ &= 407.4656 + 60 \\ &= 467.4656 \text{ in} = 38.9555 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{1}{2} H + 2 \frac{1}{2} \text{ ft} \\ &= 0.5 \times 38.9555 + 2 \frac{1}{2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 21.9777 \text{ ft} = 263.732816 \text{ in} \\
 P &= \frac{4 \times 0.5297 \times (467.1199 - 1)}{4 \times 203.500} \times \frac{1306329.7876}{4} \\
 &= 2.7320 \times 326582.4469 \\
 &= 892226.6633 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Trial Ukuran I Beam

Untuk mendapatkan ukuran I-Beam didasarkan pada ukuran standard dari App.G Brownell & Young, hal. 355 yaitu :

Trial I-Beam 4 in ukuran $4 \times 2 \frac{5}{8}$ dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu), didapatkan :

Nominal size	:	4 in
Berat	:	7.7 lb
Area of section (Ay)	:	2.21 in ²
Depth of beam (h)	:	4 in
Width of flange (b)	:	2.6600 in
I ₁₋₁	:	6.0000 in ⁴
Axis (r)	:	1.6400 in

Menghitung bearing capacity (fc)

$$\frac{l}{r} = \frac{263.7328}{1.640} = 160.8127$$

Karena l/r antara 60 – 200 , maka :

$$\begin{aligned}
 f_c &= \frac{18000}{1 + \left(\frac{(L/r)^2}{18000} \right)} \\
 &= \frac{18000}{1 + \left(\frac{(160.7073)^2}{18000} \right)} \\
 &= 7387.01927 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f_{\text{eksentrik}} &= \frac{P(a + 0,5 b)}{I_{1-1} / 0,5b} \\
 &= \frac{399384153 (1,5 + 0,5(2,660))}{36,20 / 0,5(2,660)} \\
 &= 559708.6563 \text{ lb/in}^2 \\
 f_{\text{aman}} &= f_c - f_{\text{eksentrik}} \\
 &= 7387.01927 - 559708.6563 \\
 &= 567095.676 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Luas yang dibutuhkan (A)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{P}{f_{c_{\text{aman}}}} \\
 &= \frac{892226.6633}{567095.676} \\
 &= 1.573327 \text{ in}^2 < A_y
 \end{aligned}$$

Karena $A < A$ yang tersedia (A_y) maka trial I-Beam sudah memadai.

C. Perancangan Base Plate

Perencanaan :

Base plate yang dibuat memiliki toleransi panjang sebesar 5% dan toleransi lebar sebesar 20%.
(Hesse, hal. 163)

Bahan konstruksi : Beton

Dasar perhitungan :

Luas Base Plate

Rumus :

$$A_{bp} = \frac{P}{f_{bp}}$$

dimana,

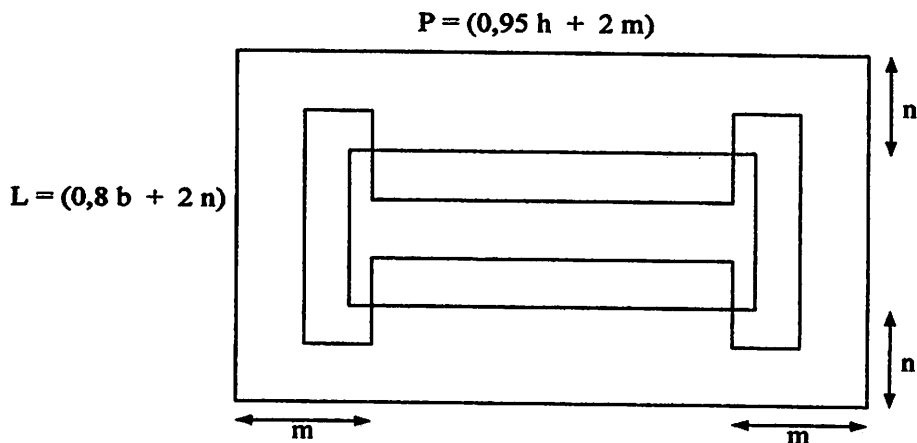
A_{bp} = luas base plate, in²

P = beban dari tiap-tiap base plate = 892226.6633 lb

f_{bp} = stress yang diterima oleh pondasi (bearing capacity yang terbuat dari beton = 600 lb/in²) (Hesse, tabel 7-7 hal. 162)

sehingga,

$$A_{bp} = \frac{P}{f_{bp}} = \frac{892226.663}{600} = 1487.044 \text{ in}^2$$



Panjang dan Lebar Base Plate

$$A_{bp} = p \times l$$

Dimana :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \text{luas base plate} \\ &= 1487.044 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} l &= \text{lebar base plate, in} \\ &= 2n + 0.8b \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} p &= \text{panjang base plate, in} \\ &= 2m + 0.95h \end{aligned}$$

Diasumsikan $m = n$

(Hesse, hal. 163)

$$b = 3 \text{ in}$$

$$h = 5 \text{ in}$$

maka,

$$A_{bp} = (2m + 0,95h) \times (2n + 0,8b)$$

$$1487.04 \text{ in}^2 = [2m \times (2n + 0,8b)] + [0,95h \times (2n + 0,8b)]$$

$$1487.04 \text{ in}^2 = (2m + 4,75) \times (2m + 2,4)$$

$$1487.04 \text{ in}^2 = 4m^2 + 14.3m + 11.4$$

$$0 = 4m^2 + 14.3m + -1475.644$$

Dengan menggunakan rumus abc, didapatkan :

$$x = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$= -14.3 \pm \sqrt{\frac{14.3^2 - (4 \times 4 \times (-1475.64))}{2 \times 4}}$$

$$x_1 = 40.2605$$

$$x_2 = -52.7734$$

Dari perhitungan diatas, maka : $m = n = 40.2605$

sehingga :

$$\begin{aligned} \text{- Panjang base plate (p)} &= 2 \times 40.2605 + 0.95 \times 5 \\ &= 85.271 \text{ in} \approx 86 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Lebar base plate (l)} &= 2 \times 40.2605 + 0.8 \times 3 \\ &= 82.921 \text{ in} \approx 83 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{bp \text{ baru}} &= p \times l \\ &= 86 \times 83 \\ &= 7138 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 86 in dan lebar base plate 83 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah 86 x 83 in dengan luas (A) = 7138 in².

Peninjauan terhadap bearing capacity

$$f = \frac{P}{A_{\text{baru}}}$$

dengan,

f = bearing capacity, lb/in^2

P = beban tiap kolom = 892226.6633 lb

A = luas base plate = 7138 in^2

maka :

$$f = \frac{892226.6633}{7138} = 124.996731 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2$$

Karena $f < f_{bp}$, maka dimensi base plate sudah memenuhi.

Peninjauan terhadap harga m dan n

- Panjang base plate (p)

$$p = 2m + 0.95h$$

$$86 = 2m + 0.95 \times 5$$

$$m = 40.6250 \text{ in}$$

- Lebar base plate (l)

$$l = 2n + 0.8b$$

$$83 = 2n + 0.8 \times 3$$

$$n = 40.3000 \text{ in}$$

Karena harga $m > n$, maka tebal base plate dihitung berdasarkan harga m .

Menghitung tebal base plate

Rumus :

$$t_{bp} = \sqrt{0,00015 \cdot p \cdot m^2} \quad (\text{Hesse, pers 7-12, hal : 163})$$

dimana :

t_{bp} = tebal base plate, in

p = f = actual unit pressure yang terjadi pada base plate
= 124.9967 lb/in^2

m = 40.6250 in

maka :

$$t_{bp} = \sqrt{0,00015 \times 124.9967 \times 40,6250^2}$$

$$= 5.5627 \text{ in}$$

Menghitung dimensi baut dari base plate**Diketahui :**

Gaya yang bekerja pada 1 Leg = 892226.6633 lb

Jumlah baut pada setiap Leg = 4 buah

Maka beban tiap baut :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n_{\text{baut}}} \\
 &= \frac{892226.6633}{4} \\
 &= 223056.6658 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Bahan baut : High Alloy Steel SA-193 grade B type 321

Max. Allowable stress (f) : 15000 psi

$$\begin{aligned}
 A_{\text{baut}} &= \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}} \\
 &= \frac{223056.6658}{15000} \\
 &= 14.8704 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{1}{4} \times \pi \times d_{\text{baut}}^2$$

$$14.8704 = \frac{1}{4} \times 3.14 \times d_{\text{baut}}^2$$

$$d_{\text{baut}}^2 = 18.9432 \text{ in}^2$$

$$d_{\text{baut}} = 4.3524 \text{ in}$$

Standardisasi diameter baut dari tabel 10.4 Brownell & Young, hal : 188

sehingga diperoleh ukuran baut 3 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

Ukuran baut : 3 in

Root area : 5.621 in²

Bolt spacing min. : 6 1/4 in

Min. radial distance : 3 5/8 in

Edge distance : 2 7/8 in

Nut dimension : 4 5/8 in

Max filled radius : 15/16 in

D. Perancangan Lug dan Gusset

Perencanaan :

Digunakan 2 buah plat horizontal (untuk lug) dan 2 buah plat vertikal (untuk gusset).

Type : Double gusset plate

Bahan : High Alloy Steel SA-193 Grade B8 type 321

Max allowable stress (f) : 15000 psi

μ : poisson ratio : 0.33

Menghitung tebal horizontal plate (thp)

$$thp = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{allowable}}}$$

(Pers. 10.41 Brownell & Young, hal: 192)

$$M_y = \frac{P}{\pi} \times \left((1 + \mu) \times \ln \frac{2 \times l}{\pi} + (1 - \gamma_1) \right)$$

Menentukan gusset spacing (b')

Diketahui :

Lebar flange (b) : 2.660 in

d_{baut} : 3 in

$$b' = b + (2 \times d_{baut})$$

$$= 2.660 + 2 \times 3$$

$$= 8.660 \text{ in}$$

Menentukan panjang lug (l) dengan konstanta γ_1

Diketahui :

$$l = b_{I-Beam} = \text{lebar flange} = 2.660 \text{ in}$$

$$\frac{b'}{l} = \frac{8.660}{2.660} = 3.2556$$

Dari Tabel 10.6 Brownell & Young, hal : 192 diperoleh :

$$\gamma_1 = 0.042$$

Menentukan radius (e)

$$\begin{aligned} e &= \frac{1}{2} t_s + 1\frac{1}{2} + \frac{1}{2} b_{I\text{-Beam}} \\ &= \frac{1}{2} \times \frac{6}{16} + 1\frac{1}{2} + \frac{1}{2} \times 2.660 \\ &= 3.0175 \end{aligned}$$

Sehingga dapat dihitung :

$$\begin{aligned} M_y &= \frac{P}{\pi} \times \left((1 + \mu) \times \ln \frac{2 \times 1}{\pi} + (1 - \gamma_1) \right) \\ &= \frac{399381.415}{3.14} \times \left((1 + 0.3) \times \ln \frac{2 \times 1}{3.14} + (1 - 0) \right) \\ &= 1120831.193 \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} thp &= \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{\text{allowable}}}} \\ &= \sqrt{\frac{6 \times 501710.1221}{15000}} \\ &= 21.17386 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tebal gusset (t_g)

$$t_g = \frac{3}{8} \times thp$$

(Pers. 10.47 Brownell & Young, hal : 194)

$$= \frac{3}{8} \times 21.17386$$

$$= 7.9402 \text{ in}$$

Menghitung tinggi gusset (h_g)

$$h_g = A + \text{ukuran baut}$$

$$\begin{aligned} \text{dimana } A &= \text{lebar lug} = \text{Ukuran baut} + 9 \text{ in} \\ &= 3 + 9 \\ &= 12 \text{ in} \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} h_g &= A + \text{ukuran baut} \\ &= 12 + 3 \\ &= 15 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tinggi lug (h)

$$\begin{aligned} h &= h_g + 2thp \\ &= 15 + 2 \times 21.1739 \\ &= 57.34773 \text{ in} \end{aligned}$$

E. Perancangan Pondasi

Perencanaan :

1. Beban total yang harus ditahan pondasi :

- Berat reaktor total
- Berat penyangga
- Berat base plate

2. Ditentukan :

- Masing-masing penyangga diberi pondasi
- Spesifik untuk semua penyangga sama

Dasar perhitungan :

Beban tiap kolom (W)

$$W = P = 892226.663$$

Beban base plate (W_{bp})

Rumus :

$$W_{bp} = p \cdot l \cdot t \cdot \rho$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 p &= \text{panjang base plate} &= 86 \text{ in} &= 7.1667 \text{ ft} \\
 l &= \text{lebar base plate} &= 83 \text{ in} &= 6.9167 \text{ ft} \\
 t &= \text{tebal base plate} &= 5.563 \text{ in} &= 0.4636 \text{ ft} \\
 \rho &= \text{densitas dari bahan konstruksi} &= 481 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned}
 W_{bp} &= 7.1667 \times 6.9167 \times 0.4636 \times 481 \\
 &= 11052.6448 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Beban tiap penyangga (W_p)

Rumus :

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

dimana :

$$\begin{aligned}
 L &= \text{tinggi kolom} &= 4 \text{ in} &= 0.3333 \text{ ft} \\
 A &= \text{luas kolom I-beam} &= 2.210 \text{ in}^2 &= 0.0153 \text{ ft}^2 \\
 F &= \text{faktor koreksi} &= 1 \\
 \rho &= \text{densitas dari bahan konstruksi} &= 481 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned}
 W_p &= 0.3333 \times 0.0153 \times 1 \times 481 \\
 &= 2.4607 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Beban total

$$\begin{aligned}
 W_T &= W + W_{bp} + W_p \\
 &= 892226.663 + 11052.645 + 2.4607 \\
 &= 903281.769 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap hanya gaya vertikal dari berat kolom.

Untuk itu luas yang dibutuhkan untuk menahan beban tersebut adalah :

- Luas pondasi atas = $96 \times 96 \text{ in}$
- Luas pondasi bawah = $110 \times 110 \text{ in}$
- Tinggi = 96 in

$$\begin{aligned}
 \text{Luas pondasi rata-rata (A)} &= \left(\frac{\text{Luas pondasi atas} + \text{Luas pondasi bawah}}{2} \right) \\
 &= \frac{96 \times 96}{2} + \frac{110 \times 110}{2} \\
 &= 10658 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume pondasi (V)} &= A \times t \\
 &= 10658 \times 96 \\
 &= 1023168 \text{ in}^3 \\
 &= 592.1111 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat pondasi (W)} &= V \times \rho \\
 &= 592.1111 \times 144 \\
 &= 85264.0000 \text{ lb} \\
 &= 38674.8978 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung tekanan tanah

Pondasi didirikan diatas semen, sand dan gravel, dengan:

$$\text{Save bearing power minimum} = 5 \text{ ton/ft}^2$$

$$\text{Save bearing power maximum} = 10 \text{ ton/ft}^2 \quad (\text{Tabel 12.2 Hesse, hal. 327})$$

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned}
 P &= 10 \text{ ton/ft}^2 \\
 &= 20000 \text{ lb/ft}^2
 \end{aligned}$$

Takanan pada tanah :

$$P = \frac{W}{A}$$

dimana :

W = berat beban total + berat pondasi

A = Luas pondasi bawah

$$\begin{aligned}
 \text{maka : } P &= \frac{903281.769 + 38674.8978}{12100} \\
 &= 77.8477 \text{ lb/in}^2 = 11210.37088 \text{ lb/ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran luas atas sebesar (96×96) in dan ukuran luas bawah sebesar (110×110) in dengan tinggi pondasi sebesar 96 in dapat digunakan.

Kesimpulan Dimensi Reaktor

1. Bagian Silinder

Bahan Konstruksi	:	<i>High Alloy Steel , SA-240 Grade M Type 316</i>
Allowble Stress (f)	:	18750 psia
Tipe pengelasan	:	<i>Double welded butt joint, E = 0.8</i>
Volume tangki(V_T)	:	5310.1358 ft ³
Diameter dalam (d_i)	:	203.5000 in
Diameter luar (d_o)	:	204 in
Tebal silinder (t_s)	:	4/16 in
Tinggi silinder (L_s)	:	305.2500 in
Tebal tutup atas (t_{ha})	:	6/16 in
Tinggi tutup atas (h_a)	:	41.9719 in
Tebal tutup bawah (t_{hb})	:	6/16 in
Tinggi tutup bawah (h_b)	:	60.2437 in
Tinggi tangki	:	407.4656 in
Jumlah	:	6 buah

2. Pengaduk

Bahan konstruksi	:	<i>High Alloy Steel , SA-240 Grade M Type 316</i>
Jenis pengaduk	:	<i>Flat Six Blade Turbine with 4 baffle</i>
Diameter impeller	:	101.7500 in
Tinggi pengaduk	:	67.8333 in
Lebar impeller	:	20.3500 in
Panjang impeller	:	25.4375 in
Lebar baffle	:	16.9583 in

Daya pengaduk	: 163	Hp
Diameter poros	: 4.1737	in
Panjang poros	: 304.8261	in
Jumlah pengaduk	: 1	buah

3. Nozzle

a. Nozzle untuk pemasukan bahan dari Digester

Type	:	<i>Welding Neck</i>
Ukuran NPS	:	8 in
Diameter luar flange (A)	:	13 1/2 in
Ketebalan <i>flange</i> minimum (T)	:	1 1/8 in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	:	10 5/8 in
Diameter hubungan pada alas (E)	:	9 11/16 in
Diameter hubungan pada titik pengelasan (K)	:	8.6300 in
Panjang ke dalam shell (L)	:	4 in
Diameter dalam <i>flange</i> (B)	:	7.9800 in

b. Nozzle untuk pemasukan enzim selobiohidrolase

Type	:	<i>Welding Neck</i>
Ukuran NPS	:	1/2 in
Diameter luar flange (A)	:	3 1/2 in
Ketebalan <i>flange</i> minimum (T)	:	7/16 in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	:	1 3/8 in
Diameter hubungan pada alas (E)	:	1 1/2 in
Diameter hubungan pada titik pengelasan (K)	:	0.8400 in
Panjang ke dalam shell (L)	:	1 7/8 in
Diameter dalam <i>flange</i> (B)	:	0.6200 in

c. Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran coil pendingin

Type	:	<i>Welding Neck</i>
Ukuran NPS	:	1 1/2 in
Diameter luar flange (A)	:	5 in

Ketebalan <i>flange</i> minimum (T)	: 1 1/16 in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	: 2 7/8 in
Diameter hubungan pada alas (E)	: 2 4/7 in
Diameter hubungan pada titik pengelasan (K)	: 1.9000 in
Panjang ke dalam shell (L)	: 2 7/16 in
Diameter dalam <i>flange</i> (B)	: 1.6100 in

d. Nozzle untuk *man hole*

Type	: <i>Welding Neck</i>
Ukuran NPS	: 20 in
Diameter luar flange (A)	: 32 in
Ketebalan <i>flange</i> minimum (T)	: 1 7/8 in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	: 27 1/4 in
Diameter hubungan pada alas (E)	: 26 1/8 in
Diameter hubungan pada titik pengelasan (K)	: 24.0000 in
Panjang ke dalam shell (L)	: 6 in
Diameter dalam <i>flange</i> (B)	: 23.2500 in

e. Nozzle untuk pengeluaran produk

Type	: <i>Welding Neck</i>
Ukuran NPS	: 8 in
Diameter luar flange (A)	: 13 1/2 in
Ketebalan <i>flange</i> minimum (T)	: 1 1/8 in
Diameter luar bagian yang menonjol (R)	: 10 5/8 in
Diameter hubungan pada alas (E)	: 9 11/16 in
Diameter hubungan pada titik pengelasan (K)	: 8.6300 in
Panjang ke dalam shell (L)	: 4 in
Diameter dalam <i>flange</i> (B)	: 7.9800 in

4. Coil Pendingin

Bahan konstruksi	: <i>High Alloy Steel, SA 240 Grade M, type 316</i>
Ukuran pipa	: 1 1/4 in
Diameter dalam	: 1.3800 in
Diameter luar	: 1.6600 in
Panjang coil	: 313.4248 in
Jumlah lilitan	: 6 lilitan
Tinggi lilitan	: 59.9600 in

5. Flange

Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310
Type Flange	: Loose ring flange
Tensile strength min	: 75000 psi
Allowable stress	: 18750
Tebal flange	: 3.9302 in

6. Bolting

Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304
Tensile strength min	: 75000 psi
Allowable stress (f)	: 15000
Ukuran baut	: 3 in
Jumlah baut	: 10 buah
Bolt spacing	: 6 1/4 in

7. Gasket

Bahan konstruksi	: Flat metal, jacketed, asbestos filled (stainless steel)
Min design seating stress (y)	: 9000
Gasket faktor	: 3.75
Lebar gasket	: 3/16 in

8. Bagian penyangga

a. Sistem penyangga

Jenis	:	Kolom I beam
Jumlah	:	4 buah
Panjang (L)	:	263.7328 in
Ukuran I beam	:	4 in
Berat	:	7.7 lb
Area of section (A_y)	:	2 in ²
Depth of beam (h)	:	4 in
Width of flange	:	2.6600 in

b. Base Plate

Bahan	:	Cast iron
Panjang	:	86 in
Lebar	:	83 in
Tebal	:	5.5627 in
Ukuran baut	:	3 in
Jumlah baut	:	4 buah

c. Lug dan Gusset

Tebal plate horizontal	:	21.1738631 in
Tebal plate vertikal	:	7.9402 in
Lebar lug dan gusset	:	12 in
Tebal lug	:	21.1738631 in
Tebal gusset	:	7.9402 in
Tinggi lug dan gusset	:	57.3477261 in

9. Bagian Pondasi

Bahan	:	Cemen, Sand dan Gravel
Luas pondasi atas	:	96 × 96 in
Luas pondasi bawah	:	110 × 110 in
Tinggi	:	96 in

6.3. EVAPORATOR

- Nama alat** : Evaporator (V - 150)
Fungsi : Memekatkan larutan glukosa dari 15.73% berat menjadi 38.68% berat (45° Brix)
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

A. Kondisi Operasi

Jumlah larutan masuk (F)	:	24372.75	kg/jam	=	53733	lb/jam
Suhu larutan masuk	:	20	°C	=	68	°F
Suhu operasi	:	100	°C	=	212	°F
Suhu steam	:	135	°C	=	275	°F
Tekanan operasi	:	313	kPa	=	45.3968	psia
Suhu kondensat keluar	:	100.5747	°C	=	213.03	°F
Jumlah steam masuk (S)	:	14430.6060	kg/j	=	31814.2067	lb/j
Jumlah kondensat keluar (C)	:	14430.60600	kg/j	=	31814.2067	lb/j
Jumlah larutan keluar (L)	:	9942.0986	kg/j	=	21918.6900	lb/j
Jumlah uap keluar (V)	:	14430.6470	kg/	=	31814.2971	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 :

$$E = 0.80$$

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

$$\alpha = 120$$

$$f = 18750$$

B. Perhitungan Luas Pemanas

Panas steam (Q) = massa steam (S) x λ

dimana telah diketahui bahwa :

$$Q = 51272269.03 \text{ kJ/jam} = 48596543.35 \text{ Btu/jam}$$

Menghitung ΔT :

$$\Delta T = T_s - T_v = 275 \text{ }^\circ\text{C} - 212 \text{ }^\circ\text{F} = 63 \text{ }^\circ\text{F}$$

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 :

$$U_d = 4395 \text{ J/s.m}^2.\text{K} \text{ (masih dalam range } 100 - 2000 \text{ J/s.m}^2.\text{K)}$$

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

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

$$A = \frac{Q}{U_d \text{ trial} \times \Delta T} = \frac{48596543.35 \text{ Btu/jam}}{773.999 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \times 63 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$= 996.60781 \text{ ft}^2 = 92.5848 \text{ m}^2$$

Dari Ulrich tabel 4-7 hal.94, luas pemanas antara 30 - 300 m² memenuhi syarat untuk menggunakan evaporator jenis short tube, forced circulation.

C. 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) : $996.60781 \text{ ft}^2 = 92.5848 \text{ m}^2$

Volume liquid pada tiap pipa (V_1)

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

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

Massa liquid masuk tiap pipa (m_1)

$$m_1 = V \times \rho_{\text{campuran}} = 0.050414 \text{ ft}^3 \times 96.13906 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 4.8468 \text{ lb}$$

Menentukan jumlah pipa :

$$N_t = \frac{A}{a'' \times L} = \frac{996.60781 \text{ ft}^2}{0.3925 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 5 \text{ ft}} = 507.8256 \text{ buah}$$

$$= 508 \text{ buah}$$

Massa total liquid masuk (m_2)

$$m_2 = N_t \times m_1 = 508 \times 4.8468 \text{ lb} = 2461.3279 \text{ lb}$$

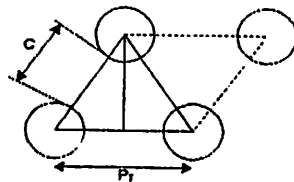
Menentukan volume liquid total di dalam tube (V_2)

$$V_2 = \frac{m_2}{\rho_{\text{campuran}}} = \frac{2461.3279 \text{ lb}}{96.13906 \text{ lb/ft}^3} = 25.60175 \text{ ft}^3$$

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 508 buah tube

adalah :

$$= N_t \times \text{luas triangular pitch} = 508 \times 0.01 = 5.37 \text{ ft}^2$$

D. Perhitungan dimensi evaporator

$$\text{Kapasitas larutan} = 53732.9873 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Suhu feed masuk} = 68.00 \text{ }^\circ\text{F}$$

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

Direncanakan lama pemisahan dengan liquidnya 38 detik sehingga :

$$\text{Vol. liquida} = \frac{53732.9873}{96.1391} \times \frac{38}{3600} \text{ jam} = 5.90 \text{ ft}^3$$

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

$$\begin{aligned} L = \text{panjang total tube} &= 5 \text{ ft} \times 508 = 2539.128 \text{ ft} \\ &= 773.9357 \text{ m} \end{aligned}$$

$$v = \frac{L}{t} = \frac{773.9357 \text{ m}}{3600 \text{ s}} = 0.2150 \text{ m/s}$$

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

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

$$\text{Maka volume total} = \frac{100 \%}{80 \%} \times 5.90 = 7.37 \text{ ft}^3$$

A tangki = Luasan pipa + luasan downtake + luasan triangular

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

$$\begin{aligned} 1/2 \text{ Luas tube} &= 1/2 [1/4 \cdot \pi \cdot Di^2] = 1/2 [1/4 \times 3.14 \times (1.36)^2] \\ &= 0.7260 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Luasan downtake} &= 1/4 \cdot \pi \cdot (D_D)^2 \text{ dimana } D_D = 1/4 \cdot D_{shell} \\ &= 1/4 \cdot \pi \cdot (1/4 \cdot D_{shell})^2 = 1/4 \cdot \pi \cdot 1/16 \cdot Di^2 = 1/64 \cdot \pi \cdot Di^2 \end{aligned}$$

maka :

A = Luasan pipa + luasan downtake = 80 % Luasan total

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

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

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

$$di = \sqrt{\frac{5.37}{0.5789}} = 3.0190 \text{ ft} = 36.2280 \text{ in} = 0.9202 \text{ m}$$

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

$$V_{tb} = \frac{\pi \cdot di^3}{24 \cdot \text{tg}(1/2 \cdot \alpha)} = 0.0755 \cdot di^3 = 2.0774 \text{ ft}^3$$

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

$$V_{Ls} = \frac{\pi}{4} di^2 \cdot Ls = 0.25 \times 3.14 \times (3.0190)^2 \times 12.5 = 89.4331 \text{ ft}^3$$

Menentukan V_{lls}

$$V_{lls} = V_{Ls} - V_{tb} = 87.3556 \text{ ft}^3$$

Menentukan tinggi larutan (lls)

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

$$87.3556 = 0.25 \times 3.14 \times 9.1142 \times lls$$

$$lls = 12.2096 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi tutup bawah (hb)

$$hb = \frac{1/2 di}{\text{tg}(1/2 \alpha)} = \frac{0.50 \times 3.0190}{\text{tg} 60} = 0.8715 \text{ ft} = 10.458 \text{ in}$$

Menentukan tinggi tutup atas (ha)

$$ha = 0.169 \times di = 0.5102 \text{ ft}$$

Menentukan tinggi evaporator (H)

Tinggi total = $L_s + h_a + h_b$

$$= 12.5 + 0.5102 + 0.8715 = 13.8817 \text{ ft}$$

a. Menentukan tekanan design

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

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

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho(H-1)}{144} = \frac{96.13906 \times 12.8817}{144}$$

$$= 8.6002 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = 14.7 + 8.6002 - 14.7 = 8.6002 \text{ psig}$$

b. Menentukan tebal silinder

- Tinggi silinder (L_s)

Tinggi silinder dibuat = 2.5 kali dari tinggi tube

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

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

$$t_s = \frac{8.6002 \times 36.2280}{2(18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0.0729 \text{ in} \times \frac{16}{16} = \frac{1.1662}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Standardisasi d_o :

$$d_o = d_i + 2t_s$$

$$= 36.2280 + 2 \cdot (3/16) = 36.6030 \text{ in} = 3.0503 \text{ ft}$$

Dari tabel Brownell and Young hal 89 diperoleh :

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

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

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 :

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0.0885 \times \pi \times r}{f \cdot E - 0.1 \pi} + C \\
 &= \frac{0.0885 \times 8.6002 \times 37.6250}{(18750 \times 0.8 - 0.1 \times 8.6002)} + \frac{1}{16} = 0.0625 \text{ in} \\
 &= 0.0625 \times \frac{16}{16} = \frac{1}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

- 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})

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{\pi \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0.6 \pi) \cos 1/2 \alpha} + C \\
 t_{hb} &= \frac{8.6002 \times 37.625}{2(18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002) \cos 60} + \frac{1}{16}
 \end{aligned}$$

$$t_{hb} = 0.08408 \text{ in} \times \frac{16}{16} = \frac{1.3453}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

- Menghitung tinggi tutup bawah (h_b)

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

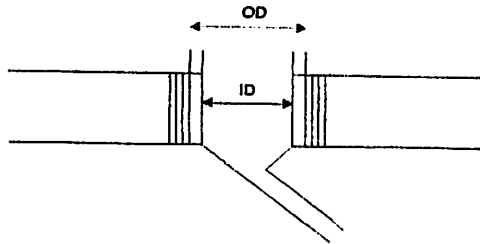
- b. Menentukan tinggi larutan (l_s)

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

$$89.4331 = 0.25 \times 3.14 \times 9.8308 \times l_s$$

$$l_s = 11.5888 \text{ ft}$$

3. Perhitungan downtake



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

$$D_{DT} = 0.25 \times D_{shell}$$

$$= 0.25 \times 37.625 = 9.4063 \text{ in}$$

4. Menghitung tinggi total evaporator (H_{baru})

$$\text{Tinggi total} = h_a + h_b + h \text{ badan silinder}$$

$$= 6.3586 + 10.8614 + 150$$

$$= 167.2200 \text{ in} = 13.9350 \text{ ft}$$

E. Perhitungan dimensi 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

$$\text{Suhu steam masuk} = 135 \text{ } ^\circ\text{C} = 275 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Jumlah steam masuk} = 31814.2067 \text{ lb/jam}$$

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

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

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

$$\text{Flow rate} = \frac{31814.2067 \text{ lb/jam}}{1348 \times 53.2623 \text{ lb/ft}^3} = 0.4431 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.000123 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Asumsi : Aliran turbulen

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

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

$$= 3.9 \times (0.000123)^{0.45} \times (53.2623)^{0.13}$$

$$= 0.11379 \text{ ft} = 1.3654 \text{ in}$$

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

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

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

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

Check terhadap asumsi

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

$$= \frac{0.000123 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{3.14/4 \cdot (0.134)^2} = 0.0087 \text{ ft/dtk}$$

$$N_{RE} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.134 \times 0.0087 \times 96.13906}{0.00001008}$$

$$= 11146.874 > 4000$$

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

b. Lubang feed masuk

$$\text{Suhu feed} = 20 \text{ }^\circ\text{C} = 68 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Jumlah feed masuk} = 24372.7457 \text{ kg/jam} = 53733 \text{ lb/jam}$$

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

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

$$\text{Flow rate} = \frac{53733 \text{ lb/jam}}{1348 \times 96.13906 \text{ lb/ft}^3} = 0.41462 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.00011517 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Asumsi : Aliran turbulen

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

$$\begin{aligned} \text{Di optimum} &= 3.9 \cdot (\phi f)^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times (0.00011517)^{0.45} \times (96.1391)^{0.1} \\ &= 0.11925 \text{ ft} = 1.4310 \text{ in} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Ukuran pipa normal} &= 1.5 \text{ in sch } 40 \\ \text{ID} &= 1.61 \text{ in} = 0.1342 \text{ ft} \\ \text{OD} &= 1.90 \text{ in} \end{aligned}$$

Check terhadap asumsi

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (v)} &= \frac{\phi}{A} = \frac{\phi}{\pi/4 \cdot \text{ID}^2} \\ &= \frac{0.000115172}{3.14/4 (0.134)^2} = 0.008151 \text{ ft/dtk} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{RE} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.1342 \times 0.008151 \times 96.13906}{0.00129018} \\ &= 81.486 < 4000 \end{aligned}$$

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

c. Lubang produk keluar

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

$$\text{Jumlah produk} = 21918.6900 \text{ lb/jam}$$

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

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

$$\begin{aligned} \text{Flow rate} &= \frac{21918.6900 \text{ lb/jam}}{1348 \times 96.13906 \text{ lb/ft}^3} = 0.1691316 \text{ ft}^3/\text{ja} \\ &= 0.00004698 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Asumsi : Aliran turbulen

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

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

$$= 3.9 \times (0.00004698)^{0.45} \times (96.1391)^{0.1}$$

$$= 0.07965 \text{ ft} = 0.9558 \text{ in}$$

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

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

$$= \frac{0.000046981}{3.14/4 \cdot (0.087)^2} = 0.007832 \text{ ft/dtk}$$

$$N_{RE} = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.0874 \times 0.007832 \times 96.13906}{0.00129018}$$

$$= 51.016 < 4000$$

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

d. Lubang kondensat keluar

$$\text{Suhu steam masuk} = 135 \text{ }^\circ\text{C} = 275 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Jumlah kondensat keluar} = 31814.2067 \text{ lb/jam}$$

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

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

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

$$\text{Flow rate} = \frac{31814.2067 \text{ lb/jam}}{1348 \times 53.2623 \text{ lb/ft}^3} = 0.4431 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0.000123 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Asumsi : Aliran turbulen

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

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

$$= 3.9 \times (0.000123)^{0.45} \times (53.2623)^{0.1}$$

$$= 0.11379 \text{ ft} = 1.3654 \text{ in}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (v)} &= \frac{\dot{V}}{A} = \frac{\dot{V}}{\pi/4 \cdot \text{ID}^2} \\ &= \frac{0.000123 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{3.14/4 \cdot (0.134)^2} = 0.0087 \text{ ft/dtk} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{RE} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.134 \times 0.0087 \times 53.26232}{0.00001008} \\ &= 6175.516 > 4000 \end{aligned}$$

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

e. Lubang uap keluar

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

$$\text{Jumlah uap keluar} = 31814.2971 \text{ lb/jam}$$

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

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

$$\begin{aligned} \text{Flow rate} &= \frac{31814.2971 \text{ lb/jam}}{1348 \times 96.13906 \text{ lb/ft}^3} = 0.2455 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0000682 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Asumsi : Aliran turbulen

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

$$\begin{aligned} \text{Di optimum} &= 3.9 \cdot (\dot{V})^{0.45} \cdot \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times (0.0000682)^{0.45} \times (96.1391)^{0.1} \\ &= 0.09419 \text{ ft} = 1.1303 \text{ in} \end{aligned}$$

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

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

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

$$OD = 1.66 \text{ in}$$

Check terhadap asumsi

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan linear (v)} &= \frac{\dot{V}}{A} = \frac{\dot{V}}{\pi/4 \cdot ID^2} \\ &= \frac{0.000068191}{3.14/4 (0.115)^2} = 0.00657 \text{ ft/dtk} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{RE} &= \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.1150 \times 0.00657 \times 96.13906}{0.00129018} \\ &= 56.2874 < 4000 \end{aligned}$$

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

F. Menentukan flange pada lubang

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

Tabel 6.6.1. Dimensi Flange pada masing-masing Pipa

No	Lubang	NPS	A	T	R	E	K	L	B
1	Steam	1 1/2	5	1 1/16	2 7/8	2 9/16	1.9	2 7/16	1.61
2	Feed	1 1/2	5	1 1/16	2 7/8	2 9/16	1.9	2 7/16	1.61
3	Produk	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1.32	2 3/16	1.05
4	Kondensat	1 1/2	5	1 1/16	2 7/8	2 9/16	1.9	2 7/16	1.61
5	Uap	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	1.66	2 1/4	1.38

Dimana :

A = Diameter luar flange (in)

T = Tebal minimal flange (in)

R = Diameter luar dari raised face (in)

E = Diameter 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

G. Menghitung dimensi hand hole

a. Dimensi hand hole

Sebuah hand hole direncanakan dengan diameter man hole 10 in
 = 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 permukaan (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

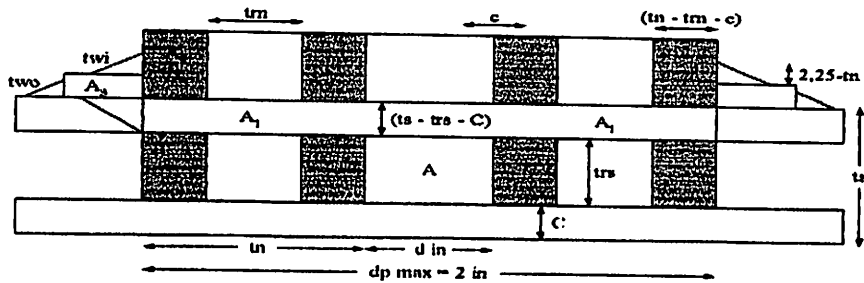
b. Tutup hand hole

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

H. 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 :

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

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

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

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

Diameter penguat max

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

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

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

Maka dengan C lubang = 0

* Tebal silinder teoritis (t_{rs}) :

$$\begin{aligned} t_{rs} &= \frac{P_i \times D_i}{2[f.E - 0.6P_i]} = \frac{8.6002 \times 37.625}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002]} \\ &= 0.0108 \text{ in} \end{aligned}$$

* Tebal lubang teoritis (t_{rn}) :

$$\begin{aligned} t_{rn} &= \frac{P_i \times D_{in}}{2[f.E - 0.6P_i]} = \frac{8.6002 \times 1.610}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002]} \\ &= 0.000462 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = t_{rs} \times d_{in} = 0.0108 \times 1.6 = 0.0174 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} A_1 &= (t_s - t_{rs} - C) \times D_{in} = (3/16 - 0.0108 - 0) \times 1.61 \\ &= 0.2845 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 [(t_n - t_{rn} - C) \times (2 \frac{1}{4} t_n + t_p)] \\ &= 0.6674 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A1 + A2 = 0.95189 \text{ in}^2$$

$A < A1 + A2$, 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

$$Dp = 2 \times Din \text{ max}$$

$$= 2 \times 1.61$$

$$= 3.22 \text{ in}$$

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

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

Maka dengan C lubang = 0

* Tebal silinder teoritis (trs) :

$$trs = \frac{Pi \times Di}{2[f.E - 0.6Pi]} = \frac{8.6002 \times 37.625}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002]}$$

$$= 0.0108 \text{ in}$$

* Tebal lubang teoritis (t_{rn}) :

$$t_{rn} = \frac{\text{Pi} \times \text{Din}}{2[f.E - 0.6\text{Pi}]} = \frac{8.6002 \times 1.610}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002]} \\ = 0.000462 \text{ in}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = t_{rs} \times \text{din} = 0.0108 \times 1.61 = 0.0174 \text{ in}^2$$

$$A1 = (t_s - t_{rs} - C) \times \text{Din} = (3/16 - 0.0108 - 0) \times 1.61 \\ = 0.2845 \text{ in}^2$$

$$A2 = 2 [(t_n - t_{rn} - C) \times (2 \frac{1}{4} t_n + t_p)] \\ = 0.6674 \text{ in}^2$$

$$A1 + A2 = 0.95189 \text{ in}^2$$

$A < A1 + A2$, 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 :

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

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

$$= 1.32 - 1.049$$

$$= 0.27 \text{ in}$$

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

$$= 0.5 \times 3/16$$

$$= 0.0938 \text{ in}$$

two > two min, maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

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

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

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

Maka dengan C lubang = 0

* Tebal silinder teoritis (trs) :

$$\begin{aligned} trs &= \frac{P_i \times D_i}{2[f.E - 0.6P_i]} = \frac{8.6002 \times 37.625}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002]} \\ &= 0.0108 \text{ in} \end{aligned}$$

* Tebal lubang teoritis (trn) :

$$\begin{aligned} trn &= \frac{P_i \times D_{in}}{2[f.E - 0.6P_i]} = \frac{8.6002 \times 1.049}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002]} \\ &= 0.000301 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = trs \times d_{in} = 0.0108 \times 1.05 = 0.0113 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} A_1 &= (t_s - trs - C) \times D_{in} = (3/16 - 0.0108 - 0) \times 1.049 \\ &= 0.1854 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 [(t_n - trn - C) \times (2 \frac{1}{4} t_n + t_p)] \\ &= 0.6008 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A_1 + A_2 = 0.78619 \text{ in}^2$$

$A < A_1 + A_2$, 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 :

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

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

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

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

Diketahui :

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

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

$$= 1.90 - 1.61$$

$$= 0.29 \text{ in}$$

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

$$= 0.5 \times 3/16$$

$$= 0.0938 \text{ in}$$

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

Diameter penguat max

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

$$= 2 \times 1.61$$

$$= 3.22 \text{ in}$$

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

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

Maka dengan C lubang = 0

* Tebal silinder teoritis (t_{rs}) :

$$t_{rs} = \frac{P_i \times D_i}{2[f.E - 0.6P_i]} = \frac{8.6002 \times 37.625}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002]}$$

$$= 0.0108 \text{ in}$$

* Tebal lubang teoritis (t_{rn}) :

$$t_{rn} = \frac{P_i \times D_{in}}{2[f.E - 0.6P_i]} = \frac{8.6002 \times 1.610}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002]}$$

$$= 0.000462 \text{ in}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = t_{rs} \times d_{in} = 0.0108 \times 1.61 = 0.0174 \text{ in}^2$$

$$A_1 = (t_s - t_{rs} - C) \times D_{in} = (3/16 - 0.0108 - 0) \times 1.610$$

$$= 0.2845 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} A2 &= 2 [(t_n - t_{rn} - C) \times (2 \frac{1}{4} t_n + t_p)] \\ &= 0.6674 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A1 + A2 = 0.95189 \text{ in}^2$$

$A < A1 + A2$, 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 :

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

$$\begin{aligned} t_n &= D_o \text{ lubang} - D_i \text{ lubang} \\ &= 1.66 - 1.38 \\ &= 0.28 \text{ in} \end{aligned}$$

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

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

Diameter penguat max

$$\begin{aligned} D_p &= 2 \times D_{in \max} \\ &= 2 \times 1.38 \\ &= 2.76 \text{ in} \end{aligned}$$

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

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

Maka dengan C lubang = 0

* Tebal silinder teoritis (trs) :

$$\begin{aligned} trs &= \frac{Pi \times Di}{2[f.E - 0.6Pi]} = \frac{8.6002 \times 37.625}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002]} \\ &= 0.0108 \text{ in} \end{aligned}$$

* Tebal lubang teoritis (trn) :

$$\begin{aligned} trn &= \frac{Pi \times Din}{2[f.E - 0.6Pi]} = \frac{8.6002 \times 1.38}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002]} \\ &= 0.000396 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = trs \times din = 0.0108 \times 1.38 = 0.0149 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} A1 &= (ts - trs - C) \times Din = (3/16 - 0.0108 - 0) \times 1.38 \\ &= 0.2439 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A2 &= 2 [(tn - trn - C) \times (2 \frac{1}{4} tn + tp)] \\ &= 0.6319 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A1 + A2 = 0.87577 \text{ in}^2$$

$A < A1 + A2$, 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 :

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

$$\begin{aligned} tn &= \text{Do lubang} - \text{Di lubang} \\ &= 10 - 9.25 \\ &= 0.75 \text{ in} \end{aligned}$$

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

two > two min, maka pengelasan memadai.

Diameter penguat max

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

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

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

Maka dengan C lubang = 0

* Tebal silinder teoritis (trs) :

$$\begin{aligned} \text{trs} &= \frac{P_i \times D_i}{2[f.E - 0.6P_i]} = \frac{8.6002 \times 37.625}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002]} \\ &= 0.0108 \text{ in} \end{aligned}$$

* Tebal lubang teoritis (trn) :

$$\begin{aligned} \text{trn} &= \frac{P_i \times D_{\text{in}}}{2[f.E - 0.6P_i]} = \frac{8.6002 \times 9.250}{2[18750 \times 0.8 - 0.6 \times 8.6002]} \\ &= 0.002653 \text{ in} \end{aligned}$$

sehingga dapat dihitung :

$$A = \text{trs} \times d_{\text{in}} = 0.0108 \times 9.3 = 0.0998 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} A_1 &= (t_s - \text{trs} - C) \times D_{\text{in}} = (3/16 - 0.0108 - 0) \times 9.25 \\ &= 1.6346 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 [(t_n - \text{trn} - C) \times (2 \frac{1}{4} t_n + t_p)] \\ &= 3.2696 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A_1 + A_2 = 4.90421 \text{ in}^2$$

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

L. Perhitungan dimensi gasket, bolting, dan flange pada tangki

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

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

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

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 psi

Menentukan lebar gasket

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

dimana :

do = diameter luar gasket (in)

di = diameter dalam gasket (in)

P = 8.6002 + 14.7 = 23.3002 psia

y = 1600 psia

m (faktor gasket) = 2

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{1600 - (23.3002 \times 2)}{1600 - 23.3002 (2 + 1)}} = 1.0076$$

Asumsi di gasket = 37.625 in, maka

$$Do = 37.625 \times 1.0076 = 37.9104 \text{ in}$$

$$\text{Lebar minimumi gasket} = 1/2 \cdot (do - di)$$

(Brownell and Young,hal 242)

$$= 0.5 \times (37.9104 - 37.625)$$

$$= 0.1427 \text{ in} \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{2.2831}{16} \text{ in} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan beban gasket (Wm2)

$$Wm2 = Hy = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

(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)

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

= $d_i + \text{tebal gasket}$

= 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})

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

- Beban untuk menjaga sambungan (H_p)

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

$$= 2 \times 0.0625 \times 3.14 \times 37.75 \times 23.3002 \times 2$$

$$= 690.4737 \text{ lb}$$

- Beban karena tekanan dalam

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

$$= 3.14/4 \times 1425.063 \times 23.3002$$

$$= 26065.3808 \text{ lb}$$

Jadi beban berat pada kondisi operasi didapatkan :

$W_{m1} = H + H_p$

$$= 26065.3808 + 690.4737 = 26755.8545 \text{ lb}$$

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

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})

$$A_{m1} = \frac{W_{m1}}{f_b} = \frac{26755.8545}{15000} = 1.7837 \text{ in}^2$$

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)

$$N = \frac{A_{m1}}{\text{Root area}} = \frac{1.7837}{0.693} \approx 2 \text{ buah}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Ab aktual} &= \text{jumlah baut} \times \text{root area} \\ &= 2 \times 0.693 = 1.386 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum

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

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

3 Dimensi flange

Direncanakan :

Bahan : HAS SA 240 grade S type 304

Allowable stress : 18750

Menghitung diameter luar flange (A)

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

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

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

dimana $g_o > 5/8 \text{ in}$

$$\text{Diambil } g_o = 0.8 \text{ in}$$

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

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

Perhitungan momen

$$\text{Total momen pada kondisi operasi } (M_o) = M_D + M_G + M_T$$

- Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$\begin{aligned}W &= 1/2 \cdot (A_m l + A_b) \times f_{all} \quad (\text{Brownell, hal 243}) \\ &= 0.5 \times (1.7837 + 1.386) \times 15000 \\ &= 23772.9272 \text{ lb}\end{aligned}$$

- Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle

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

Momen flange (M_a)

$$M_a = h_G \times W = 2.5695 \times 23772.9272 = 61084.5365 \text{ lb.in}$$

Untuk kondisi operasi

$$\begin{aligned}W &= W_{m1} \quad (\text{Brownell, hal 243}) \\ &= H + H_p \\ &= 26755.8545 \text{ lb}\end{aligned}$$

Menghitung momen M_D

$$M_D = H_D \times h_D$$

- Tekanan hidrostatik pada daerah flange (H_D)

$$H_D = 0.785 \cdot B^2 \times P$$

(Brownell, hal 243)

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

$$P = 23.3002 \text{ psia}$$

$$\text{Maka } H_D = 0.785 \times 1444 \times 23.3002 = 26411.761 \text{ lb}$$

- 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

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 26411.761 \times 2.4445 = 64563.5493 \text{ lb.in}$$

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 :

$$H_G = W - H = Wm1 - H$$

$$= 26755.8545 - 26065.3808$$

$$= 690.4737 \text{ lb}$$

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

$$= 690.4737 \times 2.5695 = 1774.1721 \text{ lb.in}$$

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)

$$H_T = H_D - H$$

$$= 26411.7608 - 26065.3808 = 346.38 \text{ lb}$$

$$h_T = 1/2 \cdot (h_D + h_G)$$

(Brownell, hal 243)

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

maka

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T && \text{(Brownell, hal 244)} \\ &= 346.38 \times 2.5070 = 868.3747 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Total momen pada kondisi operasi

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 64563.5493 + 1774.1721 + 868.3747 \\ &= 67206.0961 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Perhitungan tebal flange

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

Dimana :

$$M_{\max} = M_o$$

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

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

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

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

Dari Brownell fig. 12.12 hal 238, didapatkan:

$$Y = 12$$

$$T = \sqrt{\frac{12 \times 64563.549}{18750 \times 38}} = 1.0639 \times \frac{16}{16} = \frac{17.02}{16.00}$$

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

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

J Menghitung dimensi penyangga

a. Berat bejana kosong

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

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

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

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

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

$$W_s = (\pi/4) \cdot (d_o^2 - d_i^2) \cdot \rho \cdot H$$

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

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

b. Berat tutup bejana

- Tutup bawah conical

$$V = \frac{\pi \cdot (d_o^3 - d_i^3)}{24 \cdot \text{tg}(1/2\alpha)} = \frac{3.14 \times (31.7546 - 30.8238)}{24 \cdot \text{tg } 60}$$

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

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

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

- Tutup atas standard dished

$$V = 0.000049 (d_o^3 - d_i^3)$$

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

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

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

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

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

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

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

$$\begin{aligned} W_s &= (\pi/4) \cdot (do^2 - di^2) \cdot \rho \cdot H \\ &= (3.14/4) \times (10.028^2 - 9.8308^2) \times 489 \times 12.50 \\ &= 944.9802 \text{ lb} = 428.6336 \text{ kg} \end{aligned}$$

b. Berat tutup bejana

- Tutup bawah conical

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi \cdot (do^3 - di^3)}{24 \cdot \text{tg}(1/2\alpha)} = \frac{3.14 \times (31.7546^3 - 30.8238^3)}{24 \cdot \text{tg } 60} \\ &= 0.07031 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

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

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

- Tutup atas standard dished

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

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

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

$$W_{\text{in}} = V \times \rho$$

$$= 0.00004561 \times 489$$

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

$$W_{\text{tutup}} = W_{\text{tb}} + W_{\text{in}}$$

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

c. Berat larutan evaporator (W_L)

$$W_L = 24372.7457 \text{ kg/jam} \times \frac{38}{3600} = 257.2679 \text{ kg}$$

d. Berat tube (W_1)

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

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

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

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

$$= (3.14/4) \times (0.0156 - 0.0128) \times 489 \times 508 \times 5$$

$$= 2710.1587 \text{ lb} = 1229.301 \text{ kg}$$

e. Berat steam

$$W_{\text{st}} = 14430.61 \times \frac{38}{3600} = 152.3231 \text{ kg}$$

f. Berat isolasi

Pemilihan isolasi = Asbestos Fibber Standart

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

(Kern, hal. 795)

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

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

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

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

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

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

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

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 :

$$\begin{aligned} \text{Berat total} &= W_s + W_{\text{tutup}} + W_L + W_t + W_{\text{st}} + W_i + W_p \\ &= 428.6336 + 15.6061 + 257.268 + 1229.301 \\ &\quad + 152.3231 + 205.1391 + 77.15404 \\ &= 2365.42458 \text{ kg} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} W_{\text{total}} &= 1.1 \times 2365.42458 \\ &= 2601.96704 \text{ kg} \end{aligned}$$

h. Perancangan leg support

Untuk penahan dipilih jenis I-Beam sebanyak 4 buah

$$\begin{aligned} \text{Beban tiap kolom (P)} &= \frac{\text{Berat total}}{4} = \frac{2601.96704}{4} \\ &= 650.4918 \text{ kg} \\ &= 1434.0963 \text{ lb} \end{aligned}$$

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:

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

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

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

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

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

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

$$= 0.5 \times 18.6299 + 2.5$$

$$= 11.8150 \text{ ft}$$

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

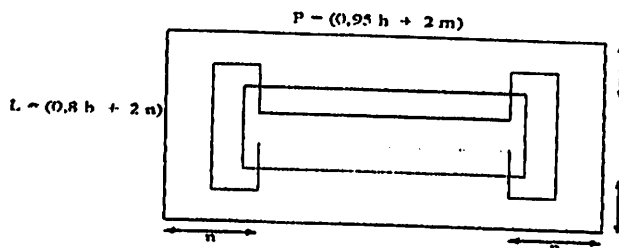
karena $\frac{l}{r}$ terletak diantara 60 - 200 maka $p = 18000$

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

$$\text{Luas (A) yang dibutuhkan} = \frac{P}{f_c \text{ aman}} = \frac{1434.0963}{8413.50} = 0.1705 \text{ ir}$$

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

i. Dimensi Base plate



$$P = 1434.0963 \text{ lb}$$

f_c = stress pada penahan, digunakan beban beton yaitu $f_{pb} = 600 \text{ lb/in}^2$
(Hesse hal 162)

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

Sehingga :

$$A_{bp} = \frac{1434.0963}{600} = 2.3902 \text{ in}^2$$

- Menghitung panjang dan lebar dari base plate

$$A = P \times L$$

$$p = 2m + 0.95h$$

$$l = 2n + 0.8b$$

$$A_{bp} = (0.8b + 2n)(0.95h + 2m)$$

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

$$A_{bp} = (0.8 \times 5.08 + 2 \times m) \cdot (0.95 \times 12 + 2 \times m)$$

$$2.3902 = (4.06 + 2m) \cdot (11.40 + 2m)$$

$$2.3902 = 46.311 + 30.9248m + 4m^2$$

$$4m^2 + 30.9248m + 43.9212 = 0$$

Dengan rumus abc, diperoleh :

$$m = 1.8750$$

Maka didapatkan :

$$P = 2m + 0.95h$$

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

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

$$L = 2n + 0.8b$$

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

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

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

$A_{\text{baru}} > A_{bp}$, 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 :

$$f_{cr} = \frac{P}{A} = \frac{1434.0963}{128} = 11.2035 \text{ ksi}$$

~ Abaru 128 11.2039 psi

$f_c' < f_{pb}$ yaitu 600 psi maka dimensi base plate memadai.

Menghitung tebal base plate

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

j. Dimensi baut

$$P \text{ setiap leg} = 1434.0963 \text{ lb}$$

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

$$P \text{ tiap baut} = \frac{1434.0963}{4} = 358.5241 \text{ lb}$$

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

$$A \text{ baut} = \frac{P \text{ tiap baut}}{F_t \text{ shell}} = \frac{358.5241}{12000} = 0.0299 \text{ in}^2$$

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

$$0.0299 = 0.25 \times 3.14 \times db^2$$

$$db^2 = 0.0381 \text{ in}^2$$

$$db = 0.19509 \text{ in}$$

Standarisasi dari Brownell, hal 188 didapatkan :

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

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

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

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

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

k. Dimensi lug support

Type : Double Gusset Plate

- Menghitung tebal plate horizontal (hp)

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

Dimana :

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

My = 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 = $1/2 \cdot t_s + 1.5 + 1/2 \cdot b_{l-beam}$

r_o = jari-jari silinder luar = $1/2 \cdot OD = 0.5 \times 38$
= 19 in

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

μ = poisson ratio = ± 0.33

$t_s = 3/16$ in

Perhitungannya adalah sebagai berikut :

$b = b_i + 2 \text{ db}$

$$= 5.078 + 2 \times 0.19509$$

$$= 5.4682 \text{ in}$$

$e = 1/2 \cdot t_s + 1/2 \cdot b_i + 1.5$

$$= 4.3278$$

$h =$ tinggi lug

$$= 5/3 \times l \quad (\text{untuk leg tanpa beban, } l = h_{l-beam} = 12 \text{ in})$$

$$= 5/3 \times 12$$

$$= 20 \text{ in}$$

$P = 1434.0963 \text{ lb}$

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

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

$$= \frac{0.02524 \times 0.0352 \times 1434.096 \times 4.3278 \times 361}{12 \times 0.8911 \times 5.0780 \times 20}$$

$$= 1.83099$$

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)

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

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

$$= 10.375 \text{ in}$$

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

1. Dimensi pondasi

- Beban tiap kolom (W)	=	1434.0963	lb
- Beban base plate (Wbp)	=	$p \times l \times t \times \rho$	

Dimana :

$$p = \text{panjang base plate} = 16 \text{ in} = 1.333 \text{ ft}$$

$$l = \text{lebar base plate} = 8 \text{ in} = 0.667 \text{ ft}$$

$$t = \text{tebal base plate} = 3/16 \text{ in} = 0.0156 \text{ ft}$$

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

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

- Beban kolom penyangga (W_p)

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

Dimana :

$$L = \text{Tinggi kolom} = 12 \text{ in} = 1 \text{ ft}$$

$$A = \text{Luas kolom I-beam} = 10.2 \text{ in}^2 = 0.07079 \text{ ft}^2$$

$$F = \text{Faktor koreksi} = 3.4$$

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

Jadi berat total (W_t)

$$\begin{aligned} W_t &= W + W_p + W_{bp} \\ &= 1434.0963 + 117.6921 + 6.7917 \\ &= 1558.5801 \text{ lb} \end{aligned}$$

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 $\rho = 144 \text{ lb/ft}^3$

$$\text{Berat pondasi} = V \times \rho$$

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

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

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

$$= \frac{642.060 + 1558.58}{512.50} = 4.2939 \text{ lb/in}^2$$

$$= 618.722 \text{ lb/ft}^2$$

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 38.68% 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 (A_y) : 10.2 in²
- Tinggi (h) : 12 in
- Lebar (B) : 5.078 in
- R_{2-2} : 0.99 in
- I_{2-2} : 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

Instrumentasi dan keselamatan kerja adalah dua faktor yang penting dalam suatu industri guna meningkatkan kualitas dan kuantitas produk. Instrumentasi digunakan untuk mengontrol jalannya suatu proses agar dapat dikendalikan sesuai yang diinginkan. Sedangkan keselamatan kerja juga harus diperhatikan untuk mencegah kerugian nyawa, materi, alat-alat, sarana, dan prasarana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu. Dengan pertimbangan tersebut perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan proses dan manajemen tentang keselamatan kerja.

Dalam pengaturan dan pengendalian kondisi operasi dan peralatan proses sangatlah diperlukan adanya peralatan (instrumentasi) kontrol. Di mana instrumentasi ini merupakan suatu alat penunjuk atau indikator, suatu perekam, atau suatu pengontrol (*controller*). Dalam industri kimia banyak variabel yang perlu diukur dan dikontrol, seperti tekanan, temperatur, ketinggian cairan, kecepatan aliran, dan sebagainya.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi dalam suatu pabrik kimia adalah untuk mengukur variabel proses dengan menunjukkan (*indikator*), mencatat (*recorder*), dan mengendalikan (*controller*) jalannya proses mulai dari bahan baku sampai dengan produk, agar proses dapat berlangsung sesuai dengan yang diharapkan.

Instrumentasi yang digunakan dapat bekerja secara manual atau otomatis. Instrumentasi secara manual digunakan apabila proses sepenuhnya dilakukan oleh tenaga manusia, dan secara otomatis apabila instrumentasinya dilakukan dengan alat kontrol yang bekerja secara otomatis. Instrumentasi secara otomatis dilakukan apabila secara manual tidak memungkinkan atau biaya operasi alat kontrol lebih murah dibanding tenaga manusia. Dengan adanya instrumentasi dapat diharapkan:

- Proses lebih stabil

- Kualitas produk homogen
- Mutu produk lebih baik
- Pengoperasian alat lebih mudah
- Peningkatan keselamatan kerja
- Mengurangi penggunaan tenaga kerja manusia yang berlebihan

Umumnya instrumentasi dibagi berdasarkan proses kerjanya, yaitu proses manual dimana peralatan yang digunakan hanya terdiri atas instrumen penunjuk dan pencatat saja dan proses otomatis dimana peralatan instrumentasi dihubungkan dengan suatu alat control yang terdiri dari beberapa instrument yaitu:

- *Sensing element/primary*
- Elemen yang merasakan adanya perubahan dari variabel yang diukur.
- Elemen pengukur
- Elemen yang menerima *output* dari elemen primer dan melakukan pengukuran. Contohnya: alat-alat penunjuk/indikator dan alat-alat pencatat/*recorder*.
- Elemen pengontrol
- Elemen yang menunjukkan harga-harga perubahan dari variabel yang dirasakan oleh elemen perasa dan diukur oleh elemen pengukur untuk mengukur sumber tenaga sesuai perubahan yang terjadi. Tenaga ini dapat secara mekanis, pneumatis, maupun elektris.
- Elemen akhir

Elemen yang mengubah input ke dalam proses sehingga variabel yang diukur tetap berada di dalam *range* yang diijinkan.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi:

1. *Range* yang diperlukan untuk pengukuran
2. Ketelitian yang dibutuhkan
3. Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses
4. Faktor ekonomi

Instrumentasi yang digunakan pada pra rencana pabrik Sirup Glukosa ini antara lain:

1. Level indicator (LI)

Alat ini berfungsi untuk mengetahui maksimal dan minimal ketinggian fluida yang ada dalam tangki agar tidak melebihi batas yang telah ditentukan, dan mengetahui ada tidaknya ketersediaan bahan dalam tangki.

2. Temperature Indicator (TI)

Alat ini berfungsi untuk menunjukkan kondisi temperature dari suatu peralatan agar tidak melebihi batas temperatur yang telah ditetapkan.

3. Temperature Controller (TC)

Temperature Controller (TC) berfungsi untuk menjaga temperatur agar beroperasi pada temperatur konstan.

4. Flow Controller (FC)

Dipasang pada alat untuk mengendalikan laju alir fluida melalui perpipaan sehingga aliran yang masuk keperalatan proses tetap konstan

5. Pressure Controller (PC)

Pressure Controller (PC) berfungsi untuk menjaga tekanan agar tetap sesuai dengan yang telah ditetapkan.

6. Weight Controller (WC)

Berfungsi untuk mengatur berat bahan dalam suatu sistem agar sesuai dengan yang telah ditentukan.

Pemasangan alat – alat instrumentasi pada masing – masing alat dapat dilihat pada tabel 7.1.

Tabel 7.1. Alat – alat instrumentasi yang dipasang pada masing – masing alat :

No	Nama Alat	Kode Alat	Instrumentasi
1.	Belt Conveyor Dryer	B-120	FC
2.	Bin eceng gondok	F-111	WC
3.	Digester	M-113	TC
4.	Heater	E-112, E-127	TI
5.	Reaktor	R-110, R-130	TC, PC

6.	Tangki Pengarbonan	M-140	TC
7.	Evaporator	V-150	TC, PC
8.	Cooler	E-115, E-134, E-153	TI
9.	Kondensor	E-151	TI
10.	Tangki Penampung Sirup Glukosa	F-154	WC

7.2. Keselamatan Kerja

Pada suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan faktor yang harus mendapat perhatian besar, sebab mengabaikan masalah ini dapat mengakibatkan terjadinya hal-hal yang tidak diinginkan. Keselamatan kerja yang terjamin secara psikologis dapat membuat para pekerja yang terlibat di dalamnya merasa aman dan tenang serta lebih berkonsentrasi pada pekerjaan yang ditangani sehingga produktivitas juga akan meningkat.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja dan keamanan pabrik tidak hanya ditujukan kepada faktor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada di dalam pabrik. Dengan terpeliharanya peralatan dengan baik maka diharapkan peralatan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lama.

Untuk menjamin keselamatan kerja perlu adanya:

- Dukungan seluruh karyawan.
- Koordinasi yang baik antara para pekerja dengan pekerja dan atasan.
- Penerapan peraturan – peraturan tentang keselamatan kerja yang ketat serta memberikan penerangan tentang keselamatan kerja.
- Pengetahuan dan keahlian tentang keselamatan kerja dari para karyawan.

Macam-macam bahaya yang biasa terjadi dalam pabrik yang harus diperhatikan dalam perencanaan yaitu :

a. Bahaya Kebakaran

Bahaya kebakaran merupakan hal yang sangat membutuhkan perhatian, oleh sebab itu diperlukan pengaman yang sebaik – baiknya terutama dalam produksi.

Cara menanggulangi kebakaran antara lain dengan cara:

- Penyediaan alat – alat pencegah kebakaran, baik akibat listrik maupun api.

- Penempatan alat – alat utilitas cukup jauh tetapi praktis dari unit operasi.
- Penempatan bahan – bahan yang mudah terbakar di tempat tertutup dan jauh dari sumber api.
- Pemasangan pipa air melingkar di seluruh lokasi pabrik.
- Penyediaan alat – alat pemadam kebakaran di setiap bagian pabrik dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau.
- Pengamanan dan pengontrolan terhadap kebakaran.
- Apabila terjadi kebakaran api harus diisolir dan diusahakan dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana mengatasinya. Jika tidak dapat ditangani sendiri oleh pabrik maka segera menghubungi unit pemadam kebakaran setempat.

b. Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku. Hal – hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah:

- Konstruksi harus mendapat perhatian yang cukup tinggi.
- Perencanaan peralatan harus sesuai dengan aturan yang berlaku, baik pemilihan bahan konstruksi maupun faktor yang lain.
- Pemasangan alat – alat kontrol yang baik dan sesuai beserta alat pengamanannya.

c. Bahaya Terhadap Kesehatan

Untuk menjaga kesehatan dan keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain. Untuk itu pengetahuan akan bahaya masing-masing alat sangatlah penting diketahui oleh semua karyawan terutama operator control. Semua karyawan harus menggunakan pelindung diri seperti topi pengaman, sepatu karet, sarung tangan, dan masker.

Untuk menghindari kerusakan alat seperti peledakan atau kebakaran maka pada alat-alat tertentu perlu dipasang alat pengaman seperti *safety valve*, isolasi, dan pemadam kebakaran.

Selain itu bahaya terhadap kesehatan karyawan juga perlu diwaspadai. Umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses, dan produk. Karena itu

diusahakan agar ruangan proses maupun ruangan lainnya memiliki ventilasi atau pertukaran udara yang cukup sehingga dapat memberikan kesegaran pada karyawan serta dapat menghindari gangguan terhadap pernafasan. Alat pengaman keselamatan kerja karyawan dapat dilihat pada tabel 7.2.

Tabel 7.2. Alat keselamatan kerja pada Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa

No.	Alat Pelindung	Lokasi Pengamanan
1.	Masker	Pekerja pada bagian proses, laboratorium
2.	Helm	Pekerja pada bagian bahan baku, proses, produk
3.	Sepatu karet	Pekerja pada bagian bahan baku, utilitas, produk
4.	Sarung tangan	Pekerja pada bagian bahan baku, proses, produk, laboratorium
5.	Isolasi panas dan pagar	Pekerja pada bagian reaktor, heater, boiler, evaporator
6.	Pemadam kebakaran	Seluruh karyawan kantor dan lapangan
7.	P3K	Seluruh karyawan kantor dan lapangan
8.	Jas laboratorium	Karyawan laboratorium
9.	Pagar pelindung	Alat transportasi misal bucket elevator
10.	Sepatu dengan ujung besi	Pekerja pada bagian proses
11.	Isolasi dan panel	Kabel-kabel listrik

d. Bahaya Listrik

Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi hendaknya selalu menggunakan alat – alat pengaman yang disediakan pabrik, sehingga para pekerja dapat terjaga keselamatannya. Hal – hal yang harus diperhatikan:

- Semua bagian pabrik harus diberi cukup penerangan yang cukup.
- Peralatan yang penting seperti switcher dan transformator diletakkan di tempat yang aman dan tersendiri.
- Peralatan listrik di bawah tanah sebaiknya diberi tanda yang jelas.

BAB VIII

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa ini, yaitu:

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Refrigerant sebagai media pendingin pada proses pembentukan kristal produk dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan pabrik.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan boiler dan generator.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit, yaitu:

1. Unit penyediaan air
2. Unti penyediaan steam
3. Unit penyediaan tenaga listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar

8.1. Unit Penyediaan Air

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 harus dipenuhi.

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 sebesar

73280.0859 kg/jam. Air umpan boiler yang disediakan 20% sebagai pengganti steam yang hilang yang diperkirakan karena adanya kebocoran akibat transmisi.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air tidak merusak boiler (ketel). Dari *Perry's edisi 6, hal 9-76* didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut:

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkanitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silika = 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 di atas, air umpan boiler harus bebas dari :

- Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O₂, CO₂, H₂S, dan NH₃.
- Zat-zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat-zat tak 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.

8.1.2. Air Proses

Air proses pada Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa ini sebesar 17812.3123 kg/jam yang digunakan di Digester dan Rotary Vacuum Filter.

8.1.3. Air Sanitasi

Air sanitasi 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 mikrobiologis

- 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 standar WHO kebutuhan air untuk setiap orang = 120 L/hari/orang.

2. Untuk laboratorium, pemadam kebakaran dan taman

Direncanakan kebutuhan untuk taman dan laboratorium adalah sebesar 10% dari kebutuhan karyawan.

Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk pabrik Sirup Glukosa sebesar 640.5000 kg/jam

8.1.4. Air pendingin

Berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Menggunakan air sebagai media pendingin ini disebabkan karena:

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan.
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Selain sebagai media pendingin air harus memenuhi persyaratan tertentu yaitu tidak mengandung:

- besi penyebab korosi
- silika penyebab kerak
- hardness yang memberikan efek pada pembuatan kerak.
- Minyak penyebab menurunnya efisiensi heat transfer yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

Air pendingin pada Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa ini sebesar 324054.6997 kg/jam.

8.2. Unit Pengolahan Steam

Bahan baku pembuatan steam adalah Air Umpan Boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses pembuatan Sirup Glukosa sebanyak 73280.0859 kg/jam mempunyai kondisi :

- Tekanan : 15 atm = 220.4400 psi
- Temperatur : 200 °C = 392°F

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 berbuih (berbusa)

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

- Kesulitan pembacaan tinggi liquida dalam boiler.
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menenpel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

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

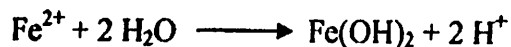
b. Tidak boleh membentuk kerak pada boiler

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

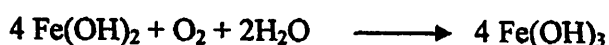
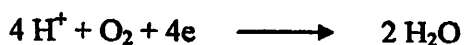
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

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 H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 , yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

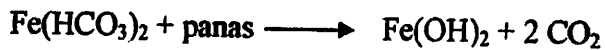


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO_2 , karena pemanasan dan adanya tekanan. CO_2 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 menjadi CO_2 lagi.

Reaksi yang terjadi :



Proses Pengolahan Air Pada Unit Pengolahan Air

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

Air dari sungai dipompa dengan pompa (L-211) menuju bak sedimentasi (F-212) yang berfungsi untuk mengendapkan lumpur yang terikut. Dari bak sedimentasi air dipompa (L-213) menuju bak skimmer (F-214) yang berfungsi untuk memisahkan kotoran yang mengapung. Dari bak skimmer air dipompa (L-215) menuju tangki clarifier (F-216), disini terjadi proses koagulasi dan flokulasi dengan penambahan alum sebagai zat koagulan dan diadakan pengadukan dengan kecepatan lambat agar alum dan air dapat bercampur secara homogen.

Setelah terjadi proses koagulasi dan flokulasi dalam bak clarifier, kemudian air dialirkan menuju sand filter (H-217) untuk menyaring air dari kotoran-kotoran yang masih tersisa. Dari sand filter, air masuk ke bak air bersih (F-218) dan diolah sesuai dengan fungsinya masing-masing, yaitu:

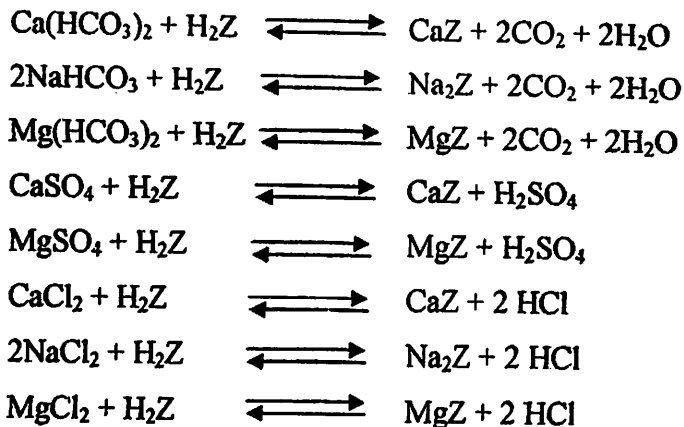
a. Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih (F-218) dialirkan dengan pompa (L-228) menuju bak klorinasi (F-230) dan ditambahkan desinfektan klor (Cl_2) sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung kedalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan dengan menggunakan pompa (L-229) menuju bak air sanitasi (F-231) dan siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

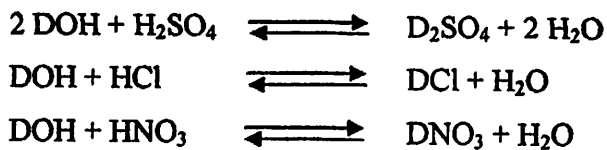
b. Pengolahan air umpan boiler

Pelunakan air umpan boiler yang dilakukan dengan pertukaran ion dalam demineralisasi yang terdiri dari dua tangki, yaitu tangki kation exchanger (D-210A) dan anion exchanger (D-210B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (H_2Z) dan anion yang digunakan adalah deacidite (DOH).

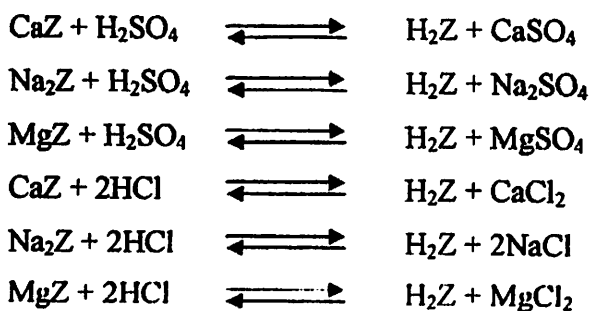
Air dari bak air bersih (F-218) dialirkan dengan pompa (L-219) menuju kation exchanger (D-210A). dalam tangki kation exchanger terjadi reaksi-reaksi sebagai berikut :



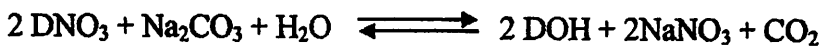
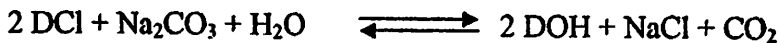
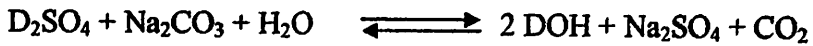
Ion-ion bikarbonat, sulfat dan klor diikat dengan ion Z membentuk CO_2 dan air, H_2SO_4 dan HCl . Selanjutnya air yang bersifat asam ini dialirkan ke tangki anion exchanger (D-210B) untuk dihilangkan anion-anion yang mengganggu proses. Resin yang dipakai dalam anion exchanger adalah Deacidite (DOH). 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 hidrogen 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 sebagai berikut :



Setelah keluar dari demineralisasi, air umpan boiler telah terbebas dari ion-ion pengganggu. Untuk memenuhi kebutuhan umpan boiler, air lunak ditampung dalam bak air lunak (F-221) yang selanjutnya dipompa ke bak steam kondensat yang berfungsi sebagai tempat penampungan air boiler dan steam kondensat. Dari bak steam kondensat, air dipompa (L-222) ke deaerator (D-223) untuk menghilangkan gas impurities pada air umpan boiler dengan sistem pemanasan. Dari deaerator air dialirkan ke bak boiler feed water. Dari bak boiler feed water air siap diumpungkan ke boiler (Q-220) dengan pompa (L-224). Steam yang dihasilkan boiler didistribusikan ke peralatan dan kondensat yang dihasilkan direcycle.

c. Pengolahan air pendingin

Untuk memenuhi kebutuhan air pendingin, air dari bak air lunak (F-221) dipompa (L-225) ke bak air pendingin (F-226) kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa (L-227). Setelah digunakan air direcycle ke cooling tower (P-240) dan selanjutnya dari cooling tower air direcycle ke bak air pendingin kembali.

8.3. Unit Penyediaan Listrik

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

- Untuk proses
Total kebutuhan listrik untuk proses yaitu sebesar 775,9009 kW, dimana listrik yang disupplay dari PLN sebesar 582,0272 kW dan listrik yang dibangkitkan dari generator sebesar 388,0181 kW.
- Untuk instrumentasi
Tenaga listrik yang dibutuhkan untuk instrumentasi 10 % dari tenaga yang dibutuhkan untuk proses, maka kebutuhan listrik untuk instrumentasi adalah sebesar 77,5901 kW.

- Untuk penerangan

Kebutuhan listrik total untuk penerangan adalah sebesar 18,3685 kW.

- Untuk lain-lain

Kebutuhan listrik untuk lain-lain seperti pemakaian computer, mesin fotocopy, mesin fax, lemari es dan lain-lain sebesar 10 kW.

$$\begin{aligned} \text{Jadi total kebutuhan listrik} &= (775,9009 + 77,5901 + 18,3685 + 10) \text{ kW} \\ &= 881,8594 \text{ Kw} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Safety factor} &= 10\% \text{ dari kebutuhan listrik total} \\ &= 0,1 \times 881,8594 \text{ kW} \\ &= 88,1860 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, total kebutuhan listrik} &= (881,8594 + 88,1860) \text{ kW} \\ &= 970,0453 \text{ Kw} \end{aligned}$$

8.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik, yaitu pada boiler dan generator sebesar 4583.1673 kg/jam. Bahan bakar yang digunakan adalah Diesel Oil, pemilihan jenis bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Harganya relatif murah
- Mudah didapat
- Viskositasnya relatif rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Heating valuenya relatif tinggi
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat-alat

Dari tabel 9.9 dan fig. 9-9 Perry 6th ed, didapat :

- Flash point = 38 °C (100 °F)
- Pour point = - 6 °C (21,2 °F)
- Densitas = 55 lb/ft³
- Heating value = 132.000 btu/gallon

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.

2. 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.

d. 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.

b. 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.

c. 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.

d. 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.

e. 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.

f. Site dan karakteristk 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.

g. Peraturan perundang-undangan

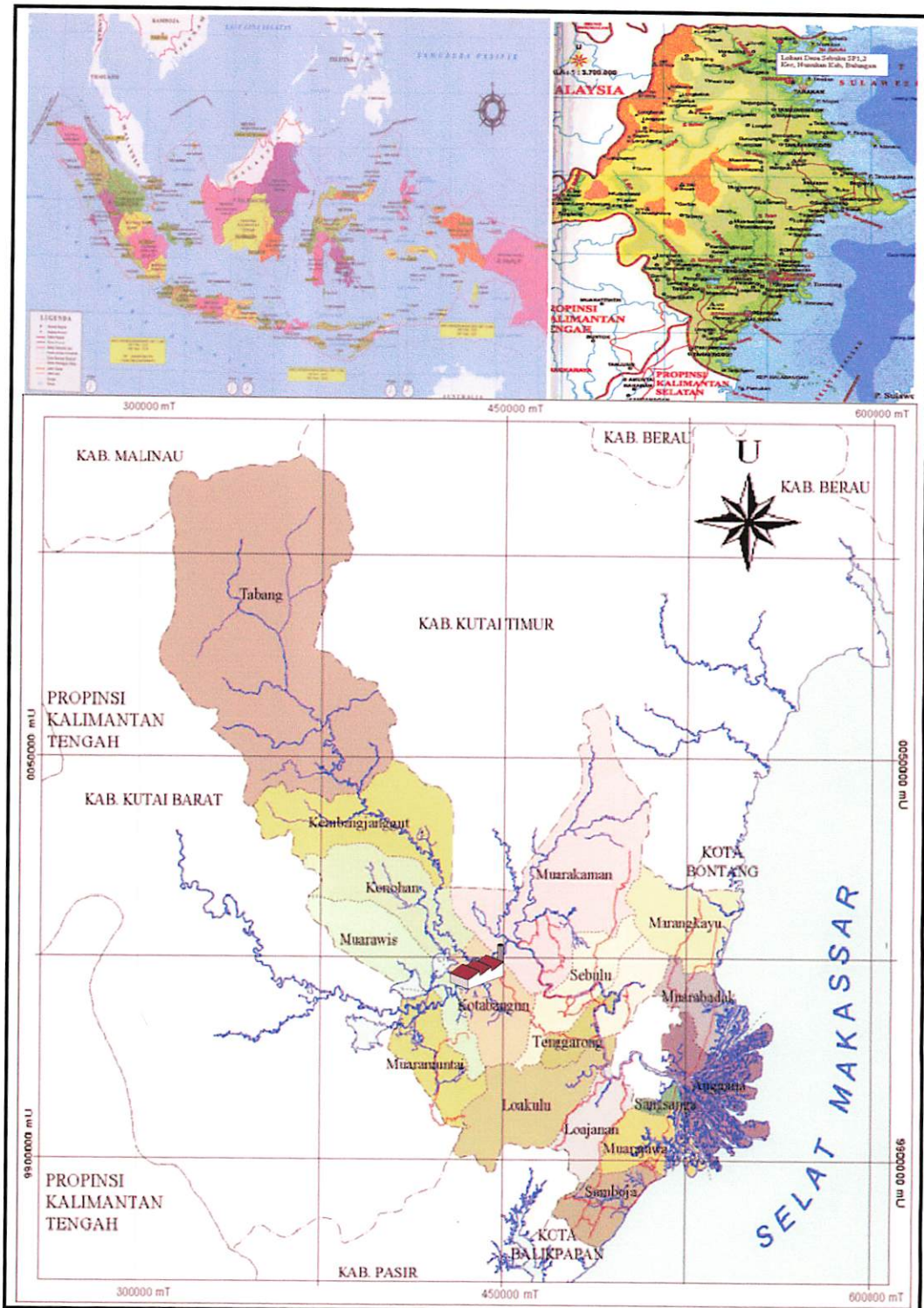
Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- 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 Kota Bangun, Kabupaten Kutai Kertanegara, Kota Samarinda, Propinsi Kalimantan 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

9.2. Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

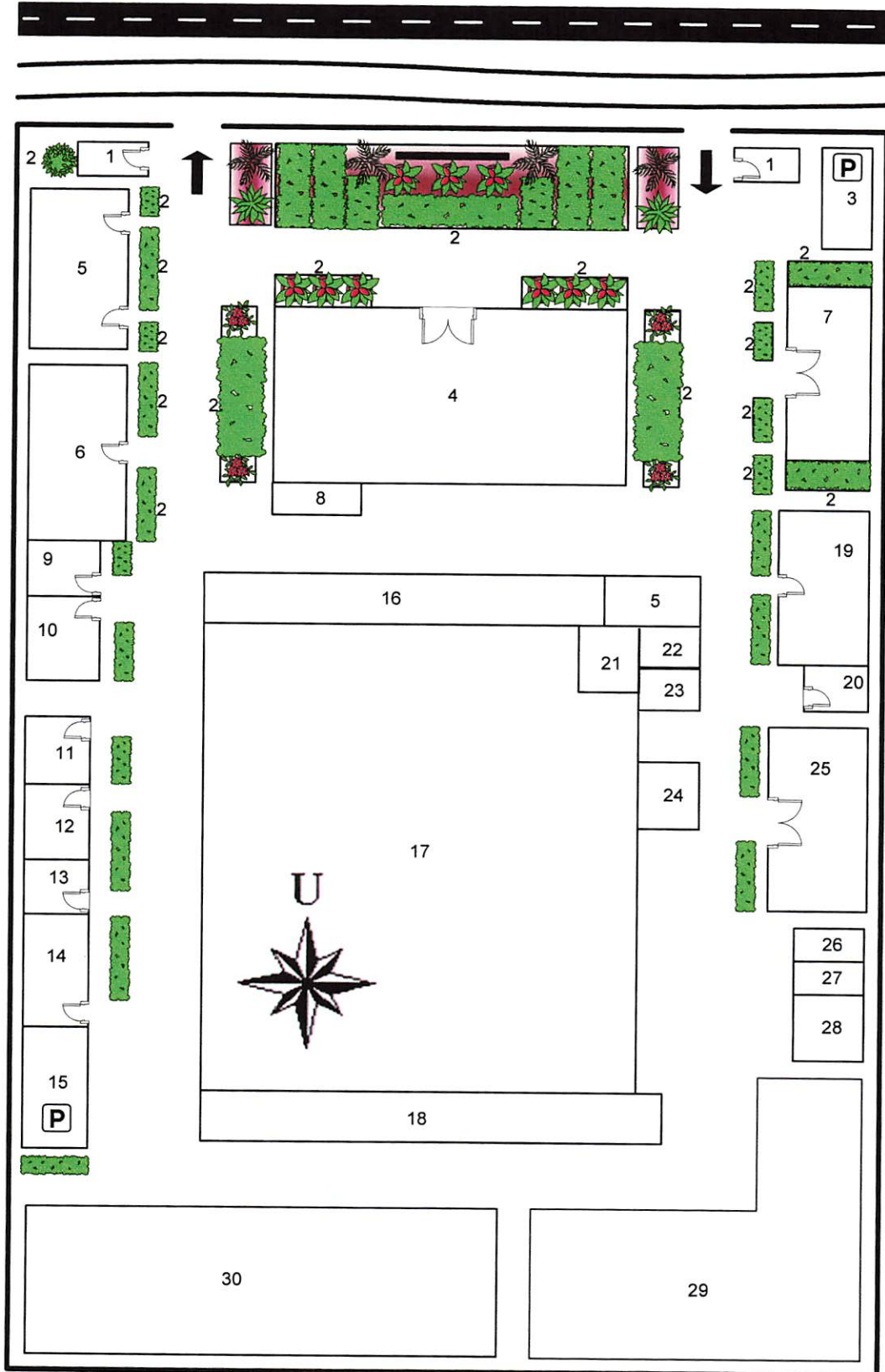
Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa perlu disusun sebelum pembangunan infrastruktur pabrik seperti perpipaan, listrik dan peralatan proses untuk menciptakan kegiatan operasional yang baik, konstruksi yang ekonomis, distribusi dan transportasi (bahan baku, proses, dan produk) yang efektif, 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

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.

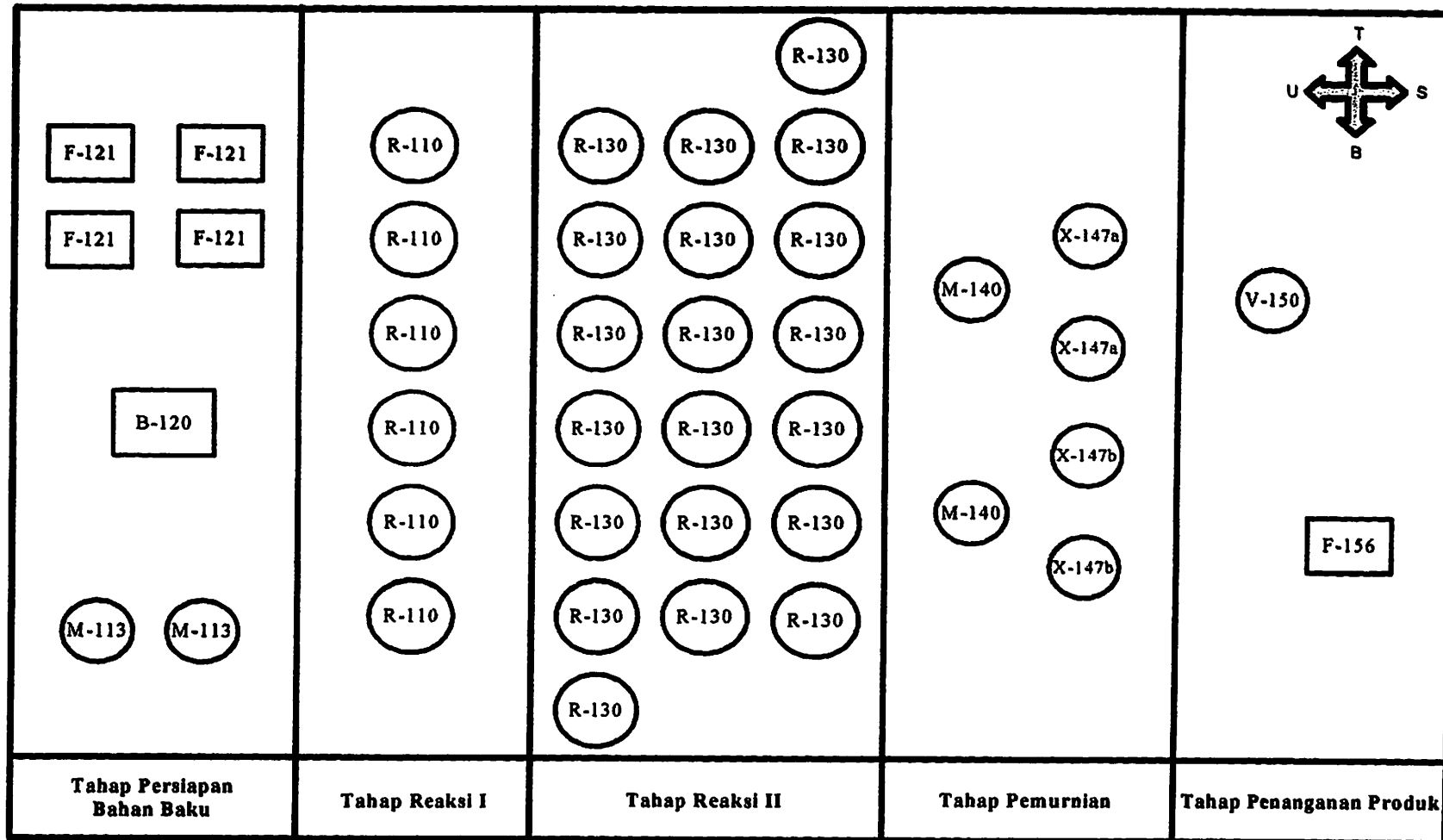
5. Efektif dan efisien

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.



Gambar 9.3. Tata Letak Peralatan Proses (Process Layout)

Keterangan :

1. F-121 : Storage Eceng Gondok
2. B-120 : Belt Conveyor Dryer
3. M-113 : Digester
4. R-110 : Reaktor Liquifikasi
5. R-130 : Reaktor Sakarifikasi
6. M-140 : Tangki Pengkarbonan
7. X-147a : Kation Exchanger
8. X-147b : Anion Exchanger
9. V-150 : Evaporator
10. F-156 : Storage Produk

9.3. 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

Sebuah perusahaan biasanya memiliki suatu bentuk organisasi yang berfungsi sebagai suatu bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dalam arti dapat menyesuaikan diri terhadap segala perubahan, yang ada pada hakekatnya merupakan suatu bentuk yang dengan sadar diciptakan manusia untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau kerjasama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

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 pelaksanaannya. 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.

10.1. Dasar Perusahaan

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
Status Perusahaan : Swasta
Hasil Produksi : Sirup Glukosa
Kapasitas Produksi : 30.000 ton / tahun
Lokasi Pabrik : Kecamatan Kota Bangun, Kutai Kertanegara, Samarinda,
Kalimantan Timur

10.2. Bentuk Perusahaan

Pabrik Sirup Glukosa yang akan direncanakan ini merupakan perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Bentuk ini dipilih karena mempunyai beberapa keuntungan, yaitu :

1. Kehidupan PT lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhentinya salah seorang pemegang saham, direktur atau karyawan. Ini berarti suatu PT mempunyai potensi hidup yang lebih permanen dari bentuk perusahaan lainnya.
2. Terbatasnya tanggung jawab para pemegang saham karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan dan setiap pemegang saham hanya mungkin menderita kerugian sebesar jumlah yang ditanamkan pada PT yang bersangkutan.
3. Kedudukan atau wewenang antara pimpinan perusahaan dan para pemegang saham (pemilik) terpisah satu sama lain.
4. Kemungkinan terhimpunnya modal yang besar dan mudah, yaitu dengan membagi modal atas sejumlah saham-sahamnya. PT dapat menarik modal dari banyak orang.
5. Adanya efisiensi dalam perusahaan. Tiap bagian dalam PT dipegang oleh orang yang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau tiap bagian mempunyai bagian dengan tugas yang jelas, sehingga ada dorongan untuk mengerjakan sebaik-baiknya.

10.3. Struktur Organisasi Perusahaan

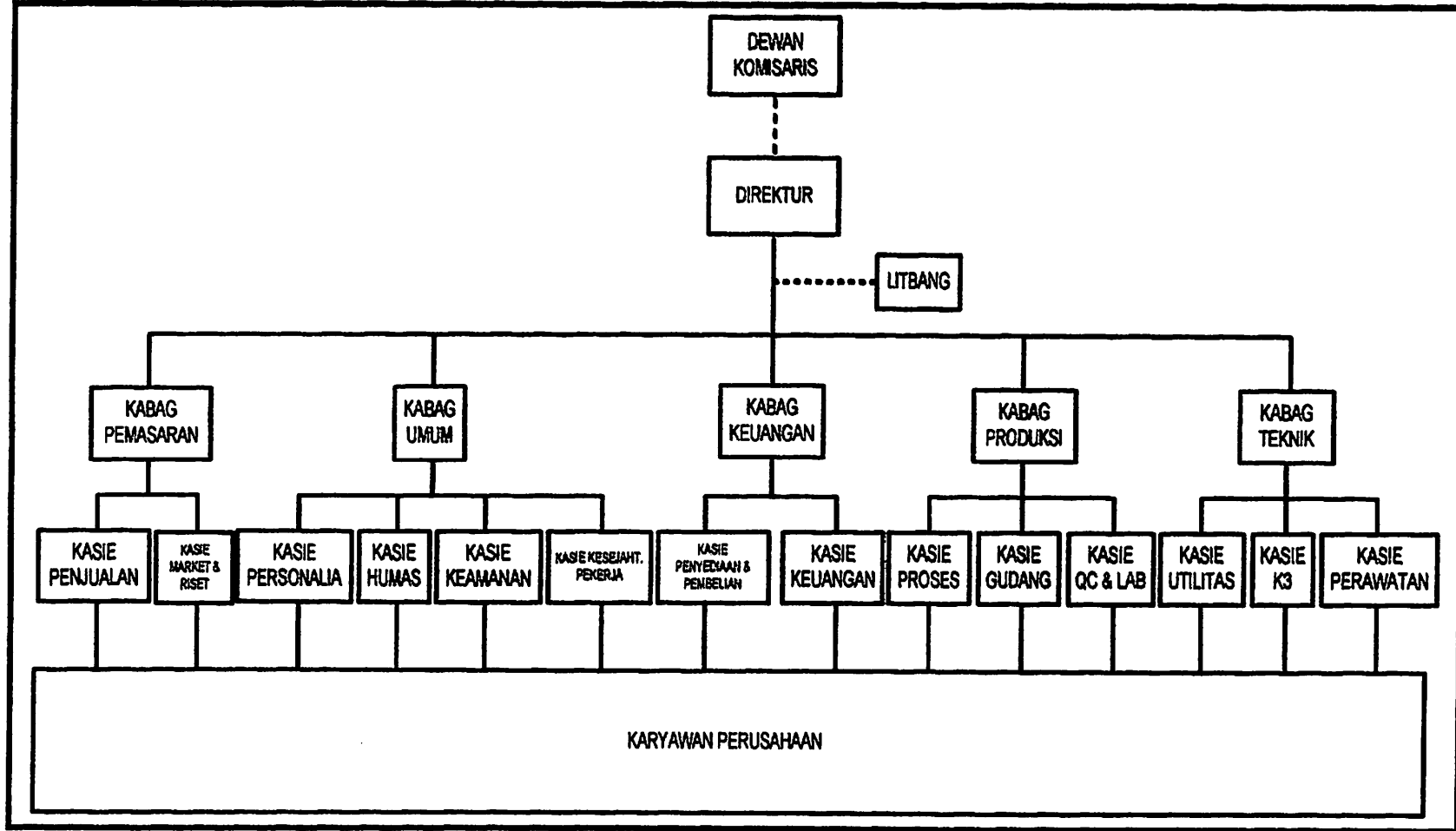
Struktur organisasi yang digunakan adalah sistem garis dan staff. Alasan pemilihan sistem garis dan staff adalah :

1. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinu.
2. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
3. Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
4. Sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris. Anggota Dewan Komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

Disamping alasan tersebut ada beberapa kebaikan yang dapat mendukung pemakaian sistem organisasi garis dan staff, yaitu :

1. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar, apapun tujuannya, betapapun luasnya dan betapapun kompleks susunan organisasinya.
2. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya staff ahli.
3. Penempatan "*the right man in the right place*" lebih mudah dilaksanakan.

Dari kelebihan-kelebihan sistem organisasi garis dan staff diatas maka dapat digunakan sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan sistem organisasi perusahaan pada pabrik Sirup Glukosa, yaitu menggunakan sistem organisasi garis dan staff.



Gambar 10.1. Bagan Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa

10.4. Pembagian Tugas dan Tanggungjawab

Pembagian kerja dalam organisasi perusahaan merupakan pembagian jabatan dan tanggungjawab antara satu pengurus dan pengurus yang lain sesuai dengan atrukturnya. Penjelasan dari setiap jabatan dalam organisasi perusahaan ini diterangkan sebagai berikut:

a. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung sesuai dengan besarnya saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan sahamnya paling sedikit satu tahun. Rapat umum pemegang saham adalah rapat dari pemegang saham. Mereka mempunyai kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas (PT). Rapat umum pemegang saham biasanya diadakan paling sedikit sekali dalam satu tahun, dan selambat-lambatnya enam bulan sesudah tahun buku yang bersangkutan. Dimana melalui rapat pemegang saham mereka menetapkan :

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha neraca perhitungan laba dan rugi tahunan.

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris ini bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Dewan komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu oleh rapat umum pemegang saham apabila mereka bertindak bertentangan dengan anggaran dasar atau kepentingan perseroan tersebut. Adapun tugas dewan komisaris:

1. Mengawasi direktur utama dan berusaha agar tindakan direktur utama tidak merugikan perusahaan.
2. Menentukan dan memutuskan siapa yang menjabat sebagai direktur dan menetapkan kebijaksanaan perusahaan.

3. Menyetujui dan menolak rencana yang diajukan oleh direktur utama.
4. Mengadakan evaluasi atau pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
5. Memberi nasihat kepada direktur utama bila mengadakan perubahan dalam perusahaan.

c. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tinggi secara langsung dan pananggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Dengan membawahi:

- Direktur Teknik
- Direktur Administrasi

Tugas direktur utama adalah:

1. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana kerja dan cara-cara pelaksanaannya.
2. Mengurus harta kekayaan perseroan.
3. Mengurus dan mewakili perseroan didalam dan diluar negeri
4. Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggungjawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan lebih dahulu
5. Mengadakan koordinasi yang tepat pada seluruh bagian organisasi
6. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugasnya masing-masing.
7. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris segala anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
8. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perseroan. Dan harus meminta ijin kepada dewan komisaris bila akan melakukan tindakan yang berhubungan dengan perseroan (peminjaman uang di bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang dan lain sebagainya).

d. Penelitian dan Pengembangan

Litbang merupakan staff direktur utama yang terdiri dari ahli teknik dan ahli ekonomi.

Tugas dan wewenang litbang :

1. Memberikan nasehat dan informasi mengenai masalah teknik dan ekonomi kepada direktur utama
2. Membantu direktur utama dalam bidang penelitian dan pengembangan organisasi perusahaan, teknik proses dan sebagainya sehingga dapat memajukan perusahaan.

e. Direktur Teknik

Direktur teknik membawahi bagian teknik dan produksi, dan bertanggung jawab terhadap bagian produksi di pabrik, baik produksi langsung maupun perangkat dalam membantu atau menunjang produksi. Tugas utamanya adalah merencanakan, mengelola dan mengontrol semua kegiatan yang berkaitan dengan produksi.

f. Direktur Administrasi

Direktur administrasi ini berkaitan dengan segala kegiatan diluar produksi, tetapi sangat erat hubungannya dengan kegiatan pabrik. Karena dalam perusahaan, direktur ini mengatur dan mengelola segala hal yang berkaitan dengan lingkungan eksternal dengan membawahi bagian-bagian:

- Keuangan
- Sumber Daya Manusia
- Pemasaran

g. Kepala Bagian**• Kepala Bagian Teknik**

Kepala bagian teknik adalah kepala bagian yang bertanggungjawab atas semua bagian yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksinya.

Seksi-seksi yang dibawahinya adalah:

1. Seksi Utilitas

Bertugas untuk mengawasi dan mengatur pelaksanaan penyediaan air proses, air pendingin, steam, air umpan boiler, bahan bakar, dan listrik.

2. Seksi Perawatan

Bertugas untuk merawat, memelihara gedung, taman dan peralatan proses termasuk utilitas. Dan juga bertugas dalam memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar peralatan tersebut dapat dipergunakan lagi dalam proses produksi.

3. Seksi K₃

Bertugas untuk mengatur dan mengawasi semua kegiatan yang berhubungan dengan keselamatan kerja termasuk memberikan pelatihan-pelatihan keselamatan kerja.

- Kepala Bagian Produksi

Bertanggungjawab kepada direktur teknik dalam bidang mutu dan produksi. Kepala bagian produksi merupakan kepala bagian yang bertanggungjawab atas semua bagian produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksi dan pengendalian mutu produk. Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. Seksi Proses

Bertugas untuk mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalannya proses produksi yang terjadinya serta realisasi rencana dan bertanggungjawab atas jalannya masing-masing proses.

2. Seksi QC dan Laboratorium

Bertugas dalam mengawasi dan mengontrol kualitas bahan baku, bahan bakar dan produk. Agar produk yang diterima konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan standard yang telah ditetapkan.

3. Seksi Gudang

Bertugas dalam penyediaan bahan baku, pengepakan dan pengemasan produk jadi dan menimbun atau menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk ke luar pabrik.

- **Kepala Bagian Umum**

Bertanggungjawab keapad direktur administrasi dalam bidang personalia. Kabag umum mempunyai tugas untuk merencanakan, mengelola dan mendayagunakan sumber daya manusia, baik sumber daya manusia yang sudah ada maupun merekrut sumber daya manusia yang baru. Selain itu Kabag umum juga mempunyai tugas untuk mengatur masalah karyawan, jenjang karier dan masalah penempatan karyawan. Seksi-seksi yang dibawahinya meliputi:

1. **Seksi Personalia**

Bertugas untuk mencari tenaga kerja baru apabila perusahaan membutuhkan tenaga kerja baru. Tugasnya mulai dari penyebaran iklan, lowongan, pengadaan test, pemilihan dan pelatihan tenaga kerja baru.

2. **Seksi Keamanan**

Bertugas untuk memperhatikan dan menjaga keamanan pabrik, para staff dan karyawan.

3. **Seksi Kesejahteraan Pekerja**

Bertugas untuk mengatur semua kegiatan yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan, mulai dari tunjangan, memberikan cuti, JAMSOSTEK hingga mengatur pensiunan karyawan.

- **Kepala Bagian Pemasaran**

Bertanggungjawab kepada direktur administrasi dalam bidang pemasaran. Kepala bagian pemasaran mempunyai tugas menentukan daerah pemasaran dan melakukan riset market serta menangani masalah promosi. Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. **Seksi Market dan Riset**

Bertugas untuk meneliti dan mengupayakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan kejalur-jalur distribusi yang tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau. Seksi ini juga bertugas mengenalkan produk kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lain yang menggunakan produk

sebagai bahan baku produk lain. Dan juga bertugas dalam menarik minat konsumen untuk membeli produk yang dihasilkan.

2. Seksi Pemasaran

Bertugas dalam menjual hasil produksi dengan harga jual yang telah ditetapkan.

- Kepala Bagian Keuangan

Bertanggungjawab kepada direktur administrasi dalam bidang keuangan. Kabag keuangan bertugas mengatur keuangan serta menangani penyediaan serta pembelian baik produk, bahan baku maupun peralatan.

Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. Seksi keuangan dan pembukuan

Bertugas dalam mengamankan keuangan perusahaan, perencanaan keuangan dimasa yang akan datang, perhitungan uang perusahaan dan membayar gaji karyawan.

2. Seksi penyediaan dan pembelian

Bertugas dalam penyediaan dan pembelian bahan baku serta peralatan.

10.5. Jam Kerja

Untuk karyawan yang bekerja dikantor, total jam kerja 40 jam/minggu dengan perincian sebagai berikut:

a. Untuk pegawai *non shift*

- Senin – Kamis : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 12.00 – 13.00)
- Jumat : 08.00 – 16.00 (Istirahat : 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 12.00

a. Untuk pegawai *shift*

- 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 grup, sehingga para pekerja dapat

bekerja dengan optimal karena dapat bekerja secara bergiliran, dimana jika ketiga regu bekerja maka satu regu yang lain libur.

Tabel 10.1. Jadwal Kerja Pegawai Shif

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

Keterangan :

- P = pagi (*shift* I)
 S = siang (*shift* II)
 M = malam (*shift* III)
 L = libur

10.6. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi pada pra rencana pabrik Sirup Glukosa ini adalah:

1. Direktur utama
2. Direktur (Direktur Teknik dan Direktur Administrasi)
3. Kepala Bagian
4. Kepala Seksi
5. Staff Kepala Seksi
6. Operator (tenaga pelaksana)

Sedangkan latar belakang pendidikan (minimal) yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasi pada Pra Rencana pabrik Sirup Glukosa dapat diuraikan sebagai berikut :

1. Direktur utama : Magister Teknik Kimia (S₂)
2. Direktur
 - Direktur Teknik : Sarjana Teknik Kimia

- Direktur Administrasi : Sarjana Administrasi
- 3. Direktur Litbang : Sarjana Teknik Kimia
- 4. Sekretaris Direktur : Sarjana Administari
- 5. Kepala Bagian
 - Kabag Teknik : Sarjana Teknik Mesin
 - Kabag Produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - Kabag Pemasaran : Sarjana Ekonomi-Manajemen
 - Kabag Umum : Sarjana Psikologi
 - Kabag Keuangan : Sarjana Ekonomi-Akuntansi
- 6. Kepala Seksi
 - Seksi Utilitas : Sarjana Teknik Kimia
 - Seksi Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
 - Seksi K₃ : Sarjana Teknik Industri
 - Seksi Proses : Sarjana Teknik Kimia
 - Seksi QC & Laboratorium : Sarjana Teknik Kimia
 - Seksi Gudang : Diploma 3 Teknik Kimia
 - Seksi Personalia : Sarjana Psikologi
 - Seksi Humas : Sarjana Psikologi
 - Seksi Keamanan : Purnawirawan ABRI
 - Seksi Kesejahteraan Pekerja : Sarjana Psikologi
 - Seksi Market & Riset : Sarjana Ekonomi-Manajemen
 - Seksi Pemasaran : Sarjana Ekonomi-Manajemen
 - Seksi Keuangan : Sarjana Ekonomi-Akuntansi
 - Seksi Peyed. & Pembelian : Sarjana Ekonomi-Akuntansi
 - Karyawan : Diploma & SLTA
 - Satpam : Purnawirawan ABRI
 - Dokter : Sarjana Kedoktera
 - Kebersihan/Taman : SLTA

10.7. Perincian Jumlah Karyawan

Penentuan Jumlah Karyawan :

$$\text{Kapabilitas produksi} = \frac{30000 \text{ ton/th}}{330 \text{ hari/th}} = 90,9091 \text{ ton/hari}$$

Berdasarkan *Vilbrant, fig. 6.35, hal. 235*, didapatkan :

$$M = 15,2 (P)^{0,25} \text{ untuk } \textit{average conditions}$$

$$M = 15,2 \times (90,9091)^{0,25}$$

$$M = 47 \text{ (orang jam/hari/tahapan proses)}$$

Didalam produksi Sirup Glukosa terdapat 5 tahap proses sehingga jumlah

$$\text{karyawan} = 5 \times 47 \text{ orang}$$

$$= 235 \text{ orang jam/hari}$$

Dalam 1 hari terdapat 3 shift kerja, sehingga :

$$\text{Jumlah karyawan sebanyak} = [235 \text{ orang.jam/hari}] / 3 \text{ shift}$$

$$= 79 \text{ orang.jam/shift}$$

Masing-masing pekerja shift bekerja 8 jam/hari sehingga :

$$\text{Jumlah karyawan per shift} = (79/8) \text{ orang/shift} = 10 \text{ orang/shift}$$

Karena karyawan shift dibagi 4 regu, dimana 3 regu kerja dan 1 regu istirahat, maka jumlah karyawan bagian proses = 10 orang/shift \times 4 = 40 orang

Sehingga jumlah karyawan keseluruhan pabrik Sirup Glukosa adalah sebagai berikut :

Tabel 10.2. Jumlah Karyawan Keseluruhan Pabrik Sirup Glukosa

No.	Jabatan	Jumlah
1.	Dewan komisaris	5
2.	Direktur Utama	1
3.	Direktur Teknik	1
4.	Direktur Administrasi	1
5.	Staff Litbang	5
6.	Sekretaris Direktur	3
7.	Kabag Teknik	1
8.	Kasie Perawatan	1
9.	Karyawan Perawatan	15
10.	Kasie Utilitas	1
11.	Karyawan Utilitas	15

12.	Kasie K ₃	1
13.	Karyawan K ₃	2
14.	Kabag Produksi	1
15.	Kasie Proses	1
16.	Karyawan Proses	40
17.	Kasie Gudang	1
18.	Karyawan Gudang	15
19.	Kasie QC & Lab	1
20.	Karyawan QC & Lab	5
21.	Kabag Pemasaran	1
22.	Kasie Market & Riset	1
23.	Karyawan Market & Riset	5
24.	Kasie Pemasaran	1
25.	Karyawan Pemasaran	5
26.	Kabag Umum	1
27.	Kasie Personalia	1
28.	Karyawan Personalia	2
29.	Kasie Humas	1
30.	Karyawan Humas	2
31.	Kasie Kesejahteraan Pekerja	1
32.	Karyawan Kesejahteraan Pekerja	2
33.	Kasie Keamanan	1
34.	Karyawan Keamanan	16
35.	Kabag Keuangan	1
36.	Kasie Keuangan & Pembukuan	1
37.	Karyawan Keuangan & Pembukuan	5
38.	Kasie Penyediaan & Pembelian	1
39.	Karyawan Penyediaan & Pembelian	4
40.	Dokter	1
41.	Karyawan Poliklinik	4
42.	Karyawan Kebersihan & Taman	10
43.	Karyawan Perpustakaan	2
44.	Sopir	5
	Jumlah	190

10.8. Sistem Pengupahan

Sistem pengupahan pada Pra Pencana pabrik Sirup Glukosa didasarkan pada :

- a. Tingkat pendidikan
- b. Pengalaman kerja
- c. Tanggungjawab dan kedudukan
- d. Keahlian yang dimiliki
- e. Upah Minimum Regional (UMR) Kalimantan Timur tahun 2010 yaitu sebesar Rp. 1.002.000,-

Dengan didasarkan atas kebutuhan dan perbedaan status ini, sistem pengupahan dibedakan menjadi :

- a. Upah bulanan

Upah bulanan diberikan kepada karyawan tetap yang besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada akhir bulan.

- b. Upah mingguan

Upah mingguan diberikan kepada karyawan mingguan tetap yang besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada akhir pekan.

- c. Upah borongan

Upah borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau karyawan borongan yang besarnya tidak tetap, tergantung pada macam pekerjaan yang dilakukan dan diberikan setelah pekerjaan itu selesai.

Tabel 10.3. Daftar Gaji Pegawai

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Orang (Rp)	Total (Rp)
1.	Dewan Komisaris	5	5000000	25000000
2.	Direktur Utama	1	10000000	10000000
3.	Direktur Teknik	1	7500000	7500000
4.	Direktur Administrasi	1	7500000	7500000
5.	Staff Litbang	5	2000000	10000000
6.	Sekretaris Direktur	3	2000000	6000000
7.	Kabag Teknik	1	4000000	4000000
8.	Kasie Perawatan	1	2500000	2500000

9.	Karyawan Perawatan	15	1300000	19500000
10.	Kasie Utilitas	1	2500000	2500000
11.	Karyawan Utilitas	15	1300000	19500000
12.	Kasie K ₃	1	2500000	2500000
13.	Karyawan K ₃	2	1300000	2600000
14.	Kabag Produksi	1	4000000	4000000
15.	Kasie Proses	1	2500000	2500000
16.	Karyawan Proses	40	1500000	60000000
17.	Kasie Gudang	1	2500000	2500000
18.	Karyawan Gudang	15	1300000	19500000
19.	Kasie QC & Lab	1	2500000	2500000
20.	Karyawan QC & Lab	5	1300000	6500000
21.	Kabag Pemasaran	1	4000000	4000000
22.	Kasie Market & Riset	1	2500000	2500000
23.	Karyawan Market & Riset	5	1300000	6500000
24.	Kasie Pemasaran	1	2500000	2500000
25.	Karyawan Pemasaran	5	1300000	6500000
26.	Kabag Umum	1	4000000	4000000
27.	Kasie Personalia	1	2500000	2500000
28.	Karyawan Personalia	2	1200000	2400000
29.	Kasie Humas	1	2500000	2500000
30.	Karyawan Humas	2	1200000	2400000
31.	Kasie Kesejahteraan Pekerja	1	2500000	2500000
32.	Karyawan Kesejahteraan Pekerja	2	1200000	2400000
33.	Kasie Keamanan	1	2500000	2500000
34.	Karyawan Keamanan	16	1200000	19200000
35.	Kabag Keuangan	1	4000000	4000000
36.	Kasie Keuangan & Pembukuan	1	2500000	2500000
37.	Karyawan Keuangan & Pembukuan	5	1200000	6000000
38.	Kasie Penyediaan & Pembelian	1	2500000	2500000
39.	Karyawan Penyediaan & Pembelian	4	1200000	4800000
40.	Dokter	1	1500000	1500000
41.	Karyawan Poliklinik	4	1200000	4800000
42.	Karyawan Kebersihan & Taman	10	1100000	11000000
43.	Karyawan Perpustakaan	2	1100000	2200000
44.	Sopir	5	1200000	6000000
	Jumlah	190		324300000

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor – faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor – factor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik Sirup Glukosa adalah sebagai berikut :

- *Return on Investment* (ROI)
- *Play Out Time* (POT)
- *Break Even Point* (BEP)
- *Internal Rate of Return* (IRR)

Sedangkan untuk menghitung faktor – faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

11. 1. Faktor – faktor penentu

a. Total Capital Investment (TCI)

yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi TCI ini terdiri atas :

1. Fixed Capital Investment (FCI)

1.1. Biaya Langsung / *Direct Cost* (DC), meliputi :

- Instalasi peralatan
- Instrumentasi dan alat control
- Perpipaan
- Listrik
- Bangunan dan tanah
- Pemasangan peralatan
- Perbaikan fasilitas

1.2. Biaya tak langsung / *Indirect Cost* (IC)

- *Engineering*
- Biaya konstruksi

- Kontraktor
- Biaya tak terduga

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Yaitu modal untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi, meliputi :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Gaji dalam waktu tertentu
- c. Pengemasan dalam waktu tertentu
- d. Supervisi
- e. Utilitas dalam waktu tertentu
- f. Laboratorium
- g. Pemeliharaan
- h. *Patent dan royalty*
- i. *Operating supplies*

Maka : $TCI = FCI + WCI$

b. Total Biaya Produksi

yaitu biaya yang digunakan untuk operasi pabrik dan biaya perjalanan produk, meliputi :

1. Biaya pembuatan , terdiri dari atas :
 - Biaya produksi langsung (DPC)
 - Biaya produksi tetap (FC)
 - Biaya *Overhead* pabrik
2. Biaya Umum /*General Expenses (GE)*
 - Administrasi
 - Distribusi dan pemasaran
 - Litbang
 - *Financing*

Biaya produksi total terbagi menjadi :

- a. Biaya Variabel (VC), yaitu semua biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi yang meliputi :
 - Biaya bahan baku

- Biaya utilitas
- b. Biaya semi Variabel (SCV), yaitu biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi, meliputi :
 - Upah karyawan
 - Pemeliharaan dan perbaikan
 - Laboratorium
 - *Operating supplies*
 - Biaya umum
 - *Biaya overhead*
 - Supervisi
- c. Biaya tetap/*Fixed cost* (FC)
 - Depresiasi
 - Asuransi
 - Pajak
 - Bunga

C. Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk itu digunakan beberapa cara konversi harga alat pada beberapa tahun lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam pra rencana pabrik Sirup Glukosa ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat dalam literatur : Peter & Timmerhaus.

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2012 digunakan persamaan :

$$V_A = V_B \left(\frac{C_A}{C_B} \right)^n \dots\dots\dots(Peter \& Timmerhaus edisi IV, hal 16)$$

Dimana :

V_A : Harga alat A

V_B : Harga alat B

C_A : Kapasitas alat A

C_B : Kapasitas alat B

n : Eksponen harga alat

Dari perhitungan appendix E, didapatkan harga peralatan untuk Pra Rencana pabrik Sirup Glukosa adalah Rp78,539,133,277.00

11.2. Penentuan total *Capital Investment* (TCI)

- a. Biaya langsung (DC) = Rp. Rp. 181,425,397,870.59
- b. Biaya tak langsung (IDC) = Rp. Rp. 58,904,349,957.98
- c. *Fix Capital Investment* (FCI) = Rp. 254,749,532,698.29
- d. Modal kerja (WCI) = Rp 44,955,799,887.93
- Maka TCI = Rp 299,705,332,586.22

11.3. Penentuan total *Production Cost* (TPC)

Dari perhitungan Appendix E diperoleh :

- a. Biaya produksi langsung = Rp. 359,951,257,862.82
- b. Biaya tetap (FC) = Rp. 72,378,837,819.57
- c. Biaya *Overhead* = Rp. 1,556,640,000.00
- d. Biaya umum (GE) = Rp. 18,581,302,893.14
- Maka TPC = Rp. 452,468,038,575.53

11.4. Laba Perusahaan

Labanya perusahaan yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk dari Appendix E diperoleh :

- Total penjualan = Rp. 540,123,124,096.80
- Pajak penghasilan = 20% dari laba kotor
- Laba kotor = Rp. 87,655,085,521.27
- Laba bersih = Rp. 70,124,068,417.01

a. *Pay Out Time* (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$POT = \frac{FCI}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun}$$

Dari Appendix E diperoleh :

POT = 2.5 tahun

b. Rate On Investment (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

- ◆ ROI sebelum pajak

$$ROI_{BT} = \frac{\text{labu kotor}}{FCI} \times 100\%$$

Dari Appendix E diperoleh :

$$ROI_{BT} = 34.41 \%$$

- ◆ ROI setelah pajak

$$ROI_{AT} = \frac{\text{labu bersih}}{FCI} \times 100\%$$

Dari Appendix E diperoleh :

$$ROI_{AT} = 27.53 \%$$

c. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi .

$$BEP = \frac{FC + 0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

Dari Appendix E diperoleh :

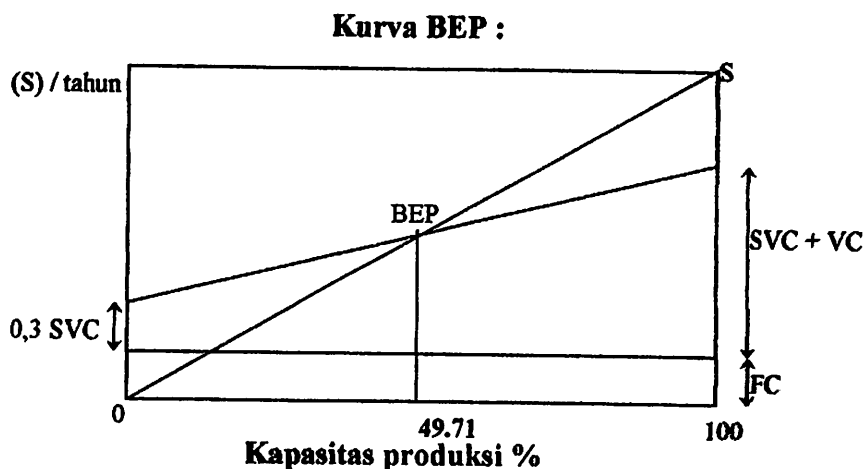
$$FC = \text{Rp. } 72,378,837,819.57$$

$$SVC = \text{Rp. } 55,494,554,816.94$$

$$VC = \text{Rp. } 322,191,348,460.74$$

$$S = \text{harga jual} = \text{Rp. } 540,123,124,096.80$$

$$\text{Maka nilai BEP} = 49.71\%$$



d. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$SDP = \frac{0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

Dari Appendix E diperoleh :

$$SDP = 9.30 \%$$

e. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih sekarang dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah menghitung NPV :

a. Menghitung C_{A0} (tahun ke -0) untuk masa konstruksi 2 tahun

Dari Appendix E diperoleh :

$$C_{A-2} = \text{Rp. } 66,214,498,538.94$$

$$C_{A-1} = \text{Rp. } 132,428,997,077.88$$

$$C_{A-0} = -\text{Rp } 198,643,495,616.82$$

b. Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

Dimana : F_d = faktor diskon = $1/(1+i)^n$

i = tingkat bunga (digunakan bunga bank = 14%)

C_A = cash flow setelah pajak

n = tahun ke-n

Dari Appendix E diperoleh :

$$NPV = \text{Rp. } 339,770,660,784.69$$

Karena harga NPV = (+) maka pabrik Sirup Glukosa layak untuk didirikan.

f. Internal Rate Of Return (IRR)

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dari Appendix E diperoleh :

$$IRR = 36.8678 \%$$

Karena IRR lebih besar dari bunga bank maka pabrik Sirup Glukosa layak untuk didirikan.

BAB XII

KESIMPULAN

Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa dari Eceng gondok 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 Eceng gondok ini layak untuk ditindaklanjuti dengan memperhatikan beberapa aspek berikut :

12.1. Segi Teknis

Ditinjau dari segi teknis, proses Pembuatan Sirup Glukosa dari eceng gondok 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 eceng gondok basah banyak terdapat di daerah Kutai, 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 dan relatif murah
- 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 Eceng gondok, diperoleh hasil sebagai berikut :

- ❖ POT = 2.5 tahun
- ❖ ROI_{AT} = 27,53 %
- ❖ BEP = 49,71 %

Dengan berpedoman bahwa bunga bank yang berlaku sebesar 14 % dan dengan melihat prosentase ROI lebih tinggi daripada bunga bank, maka Pra Rencana Pabrik Sirup Glukosa dari Eceng gondok dengan Proses Hidrolisis Enzimatik ini layak untuk didirikan.