



**PRA RANCANGAN PABRIK SORBITOL
DARI TEPUNG TAPIOKA
KAPASITAS 40.000 TON/THN**



BOSOWA

DISUSUN OLEH :

ZAKKIR DAPUNGAN	45 94 044 023
HERLINA USMAN	45 95 044 023
GUSTIANTI SIRI	45 95 044 046

**JURUSAN TEKNIK INDUSTRI
(PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA)
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS " 45 " MAKASSAR
2001**

LEMBAR PENGESAHAN

Berdasarkan Surat Keputusan Rektor Universitas "45" Makassar Nomor :
020/01/U-45/I/01 tentang Panitia dan Penguji Tugas Akhir, maka :

Pada hari / Tanggal : Selasa, 16 Januari 2001

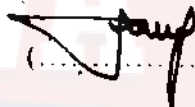
Tugas Akhir Atas Nama : 1. ZAKKIR DAPUNGAN : 4594044023
2. HERLINA USMAN : 4595044023
3. GUSTIANTI SIRI : 4595044046

Judul : PRA RANCANGAN PABRIK SORBITOL DARI
TEPUNG TAPIOKA KAPASITAS 40.000
TON/TAHUN

Telah diterima dan disahkan oleh Panitia dan Penguji Tugas Akhir Sarjana
Negara Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar. Setelah dipertahankan di depan
Panitia dan Penguji Tugas Akhir Sarjana Negara untuk memenuhi salah satu syarat
memperoleh gelar Sarjana Strata Satu (S-1) pada Jurusan Teknik Industri (Program
Studi Teknik Kimia) Universitas "45" Makassar.



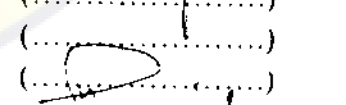
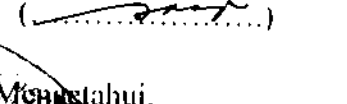
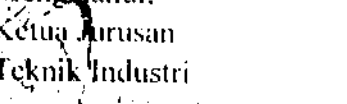
PENGAWAS UMUM

1. DR. Andi Jaya Sose, SE, MBA
(Rektor Universitas "45" Makassar)



(.....)

TIM PENGUJI

K e t u a : Ir. Abdul Hayat Kasim, MS
Sekretaris : Ir. Ridwan
Anggota : Ir. Zulmanwardi, MS
Ir. Irwan Sofia, MS
Ir. A. Zulfikar Syaiful
Ex. Officio : Ir. Mulyono Hadisuwoyo, MS (Alm)
Ir. Mandasini
Ir. Said III Abbas


(.....)

(.....)

(.....)

(.....)

(.....)

Disahkan,
Dekan Fakultas Teknik
Universitas "45" Makassar


Ir. Mursyid Mustafa, MSi

Mengetahui,
Ketua Jurusan
Teknik Industri


Ir. A. Zulfikar Syaiful

LEMBARAN PENGESAHAN

Tugas akhir/skripsi dengan judul :

PRA RANCANGAN PABRIK SORBITOL DARI TEPUNG TAPIOKA KAPASITAS 40.000 TON/THN

Yang disusun oleh :

01.NAMA : ZAKKIR DAPUNGAN
STB : 45 94 044 023
02.NAMA : HERLINA USMAN
STB : 45 95 044 023
03. NAMA : GUSTIANTI SIRI
STB : 45 95 044 046
JURUSAN : TEKNIK INDUSTRI (PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA)
PERIODE : SEMESTER AKHIR 2000/2001

Disetujui ,

Pembimbing I

Pembimbing II


Ir. MANDASINI


Ir. SAID Hi. ABBAS

Mengetahui,

Dekan Fakultas Teknik

Ketua Jurusan Teknik Industri



MUSTAFA Msi.



ZULFIKAR SAIFUL

KATA PENGANTAR

Dengan mengucapkan Puji dan Syukur kita panjatkan kehadirat Allah SWT, karena atas berkat dan rahmat-Nya penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan judul Pra rancangan Pabrik Sorbitol dari Tepung Tapioka Kapasitas 40.000 ton.tahun sebagai mana adanya.

Tugas akhir ini yang berupa Pra Rancangan Pabrik Kuning merupakan salah satu persyaratan untuk penyelesaian study dan memperoleh gelar kesarjanaan pada jurusan Teknik Industri (Program Study Teknik Kimia) Fakultas teknik universitas "45" Makassar.

Dengan tersusunnya tugas Pra rancangan Pabrik ini, perkenankanlah penulis menyampaikan terima kasih dan penghargaan yang setinggi-tinginya kepada :

1. Bapak rektor Universitas "45" Makassar.
2. Bapak Dekan Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar.
3. Bapak Ir. A. Zulfikar Saiful, selaku Ketua Jurusan Teknik Industri Universitas "45" Makassar.
4. Bapak Ir. Mulyono Hadisuwoyo Msi, (Almarhum) yang awalnya selaku pembimbing, semoga arwah beliau diterima disisi Allah SWT. Amin.
5. Bapak Ir. Mandasini, Ir. Said Hi Abbas, Selaku dosen pembimbing yang selama ini banyak memberikan arahan dan petunjuk selama penulisan ini.
6. Segenap Bapak dan Ibu Dosen serta Staf Fakultas Teknik dan Jurusan Teknik Industri Universitas "45" yang senantiasa memberikan motifasi, bimbingan dan nasehat serta ilmu pengetahuan kepada penulis selama ini.

7. Kakak-kakak alumni dan rekan-rekan mahasiswa Jurusan Teknik Industri yang senantiasa memberikan semangat kepada penulis.

Terkhusus kepada Ayah dan Bunda serta saudara-saudaraku dengan segala ketabahan, kesabaran dan kasih sayang yang tak henti-hentinya memberikan bantuan moril maupun materil serta dorongan semangat kepada penulis.

Penulis menyadari bahwa dalam penulisan Tugas Akhir ini masih jauh dari kesempurnaan, sehingga suatu kritik dan saran yang sifatnya membangun ditujukan kepada penulis sebagai langkah menuju perbaikan selanjutnya.

Akhirnya, semoga tulisan Tugas Akhir ini, dapat bermanfaat bagi kita semua utamanya kepada penulis, dan hanya kepada Allah Jualah Penulis memohon Ridho-Nya.

Amin.

Makassar, Januari 2001

PENULIS

INTISARI

Proses pembuatan serbuk sorbitol ini dapat dibagi dalam beberapa tahap, tahap pertama adalah hidrolisa enzimatis starch menjadi dextrose dan tahap berikutnya merupakan tahap utama atau tahap hidrogenasi disini terjadi reaksi antara gas H_2 dan larutan dextrose 50 % berat pada suhu $140^{\circ}C$ dan tekanan 1.000 psig menjadi sorbitol.

Pabrik ini direncanakan beroperasi kontinyu 24 jam per hari selama 300 hari per tahun dengan kapasitas produksi Serbuk Sorbitol sebesar 40.000 ton/tahun. Bahan baku Tepung tapioka yang dibutuhkan untuk kapasitas tersebut adalah 48899,52 ton/tahun. Kebutuhan uap steam adalah 9739,7641 kg/jam, kebutuhan air 81811,170 kg/jam dan kebutuhan tenaga listrik keseluruhan adalah 602,0935 Kwatt. Setelah dilakukan perhitungan neraca massa dan panas serta spesifikasi peralatan yang dibutuhkan, prarencana pabrik ini kemudian dianalisa secara ekonomi untuk mengetahui kelayakannya.

Masa konstruksi pabrik direncanakan selama 2 tahun. Konstruksi pabrik membutuhkan biaya sebesar Rp.38.688.673.110 dan modal kerja yang diperlukan sebesar Rp. 1.994.261.500. Setelah beroperasi penuh dibutuhkan biaya produksi sebesar Rp. 212.052.277.800 per tahun dan hasil penjualan sebesar Rp. 360.002.271.100 per tahun. Dalam analisa ekonomi digunakan cara *discounted cash flow*, dan diketahui bahwa laju pengembalian modal adalah 50 % sehingga modal dapat diperoleh kembali setelah pabrik berproduksi selama 8 tahun. Titik impas tercapai bila pabrik berproduksi sebesar 36 % dari kapasitas penuh pabrik.

Dari hasil-hasil ini, ditinjau dari segi teknis dan ekonomis, maka Prarencana Pabrik Serbuk Sorbitol dari bahan tepung Tapioka ini layak untuk didirikan.

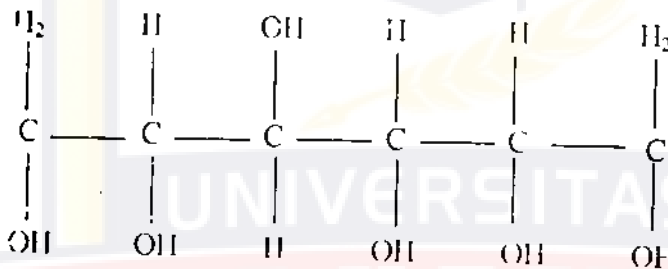
DAFTAR ISI

	Halaman
LEMBAR JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
KATA PENGANTAR	iii
INTI SARI	v
DAFTAR ISI	vi
BAB I PENDAHULUAN	I - 1
1.1 Perkembangan industri	I - 1
1.2 Penggunaan sorbitol	I - 4
1.3 Sifat bahan	I - 5
1.4 Penentuan kapasitas pabrik	I - 7
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	II - 1
2.1 Macam proses	II - 1
2.2 Seleksi proses	II - 3
BAB III NERACA MASSA	III - 1
BAB IV NERACA PANAS	IV - 1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V - 1
BAB VI UTILITAS	VI - 1
6.1 Steam	VI - 1
6.2 Kebutuhan air	VI - 4
6.3 Kebutuhan listrik	VI - 48

BAB VII	INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	VII - 1
	7.1 Instrumentasi	VII - 1
	7.2 Keselamatan kerja	VII - 4
	7.3 Pengertian pengendalian otomatis	VII - 9
BAB VIII	LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	VIII - 1
	8.1 Lokasi pabrik	VIII - 1
	8.2 Tata letak pabrik	VIII - 5
BAB IX	BENTUK ORGANISASI PERUSAHAAN	IX - 1
	9.1 Struktur organisasi	IX - 1
	9.2 Wewenang dan tugas	IX - 2
	9.3 Kebutuhan tenaga kerja	IX - 7
BAB X	ANALISA EKONOMI	X - 1
	10.1 Total Capital Investment	X - 1
	10.2 Analisa secara garis besar	X - 2
BAB XI	KESIMPULAN	XI - 1
	DAFTAR PUSTAKA	ix
	LAMPIRAN	xi

BAB I PENDAHULUAN

Sorbitol adalah golongan alkohol pengikat polihidrat dengan rumus kimia $C_6H_8(OH)_6$, sedangkan rumus bangunnya adalah :



Zat ini berupa bubuk kristal berwarna putih yang hygroskopis, tidak berbau dan berasa manis. Sorbitol larut dalam air, gliserol, propylene glicol, serta sedikit larut dalam metanol, etanol, asam asetat, phenol dan acetamide. Namun tidak larut dalam hampir semua pelarut organik.

1.1. Perkembangan Industri Sorbitol

Sorbitol pertama kali ditemukan oleh ahli kimia Prancis yaitu Joseph Boossingault pada tahun 1872. Proses hidrogenasi gula menjadi sorbitol mulai berkembang pada tahun 1930. Pada tahun 1975 produsen utama sorbitol adalah Roguette Freres dari Prancis. Di Indonesia, pertama kali pabrik sorbitol didirikan pada tahun 1983 oleh PT. Sormi yang berlokasi di Jawa Timur. Awal produksinya dilaksanakan bulan Januari 1987 dengan kapasitas sebesar 5000 ton / tahun, kemudian mengalami perluasan dan peningkatan investasi pada tahun 1988, dengan

kapasitas produksi sorbitol jenis powder sebesar 1000 ton / th dan sorbitol jenis liquid sebesar 19.600 ton/th. Tahun 1991 kapasitas produksi sorbitol jenis powder sebesar 3.500 ton/th dan sorbitol jenis liquid sebesar 26.100 ton/th.

Produsen sorbitol kedua adalah PT. Sama Satria Pasifik (PT. SSP) berlokasi di Sidoarjo, Jawa Timur. Awalnya perusahaan ini mengajukan permohonan untuk mendirikan pabrik tepung tapioka pada tahun 1989. Tetapi karena industri tepung tapioka merupakan industri yang berpotensi menyebabkan pencemaran tinggi, maka pada tahun 1990 perusahaan ini mengajukan perubahan jenis produksinya menjadi sorbitol dengan kapasitas 7.200 ton /th.

Produsen sorbitol ketiga adalah PT. Budi Kimia Raya. Pabrik ini berlokasi di Lampung. Pada pertengahan tahun 1995 melakukan produksi komersial dengan kapasitas produksi sorbitol sebesar 3.000 ton/th.

Tabel 1. Produsen sorbitol di Indonesia dan kapasitasnya, 1995.*

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (ton/th)
PT. Sorbitol Inti Murni	Pasuruan	29.900
PT. Sama Satria Pasifik	Sidoarjo	7.200
PT. Budi Kimia Raya	Lampung	3.000
Total Kapasitas		40.000

* Sumber : BPS Sulawesi Selatan

^{1,2}
Tabel 2. Perkembangan Kebutuhan Sorbitol Indonesia

Tahun	Volume (Ton)	Pertumbuhan (%)
1995	16.366	-
1996	17.767	7,9
1997	32.661	45,6
1998 - BPS	38.564	15,3
× 1999	46.711	17,4
2000	54.860	14,8
2001	63.008	12,9
2002	71.157	11,4
2003	79.306	10,3
2004	87.455	9,3
2005	95.603	8,5
× 2006	103.757	7,85

^{1,3}
Tabel 3. Perkembangan Ekspor Sorbitol di Indonesia

Tahun	Volume (ton)	Nilai (US \$)
1995	23.734	20.569.466,6
1996	22.333	19.355.266,6
1997	17.439	17.363.133,3
1998	1.535	369.417,7

Tidak perlu.

✗ Tabel 4. Perkembangan Import Sorbitol Indonesia Tahun 1999 – 2003 ✗

Tahun	Volume (ton)	Nilai (US \$)
1999	6.611	3.263.658,2
2000	14.760	6.256.956,5
2001	22.908	-
2002	31.057	-
2003	39.206	-
2004	47.354,8	-
2005	55.503,5	-
2006	63.652,5	-

Catatan : Tahun 2001 – 2006, nilai tukar Rupiah terhadap Dollar belum diketahui.

1.2. Penggunaan Sorbitol.

Sorbitol digunakan sebagai bahan baku industri barang konsumsi dan makanan seperti pasta gigi, permen, kosmetik, farmasi, vitamin C, termasuk industri tekstil dan kulit.

a. Bidang Makanan

Sorbitol umumnya ditambahkan pada makanan untuk memberikan ketahanan mutu dasar yang dimiliki makanan tersebut selama proses penyimpanan. Pada perusahaan produsen permen, sorbitol diproses bersama gula agar permen yang dihasilkan tahan lama.

penyegar atau obat pencuci mulut, dapat mencegah kerusakan gigi dan memperlambat timbulnya caries gigi.

d. Kegunaan lain

Pada industri tekstil, kulit, kertas dan semir sepatu, sorbitol digunakan sebagai bahan pelunak dan stabilisator emulsi. Sedangkan pada industri sorbitol sebagai stabilisator kelembaban, penambah aroma dan untuk menambah rasa sejuk.

1.3. Spesifikasi Bahan

a. Hidrogen

- Density : 0,0899 gr/lit
- Specific gravity : 0,0694
- Specific volume : 193 cuft/lb (21,1 °C)
- Boiling point : -252 °C
- Auto ignition temperatur : 580 °C
- Larut dalam air, alkohol dan eter.
- Tidak korosif
- Mudah terbakar dan menimbulkan ledakan.

b. Sorbitol

- Specific gravity : 1,472 (- 5 °C)
- Melting point : 93 °C
- Kelarutan dalam air : 235 gr/100gr H₂O
- Panas pelarutan di air : 20,2 kJ/mol

- Panas pembakaran : -3025,5 kJ/mol
 - Berbentuk kristal pada suhu kamar
 - Berwarna putih, tidak berbau dan berasa manis
 - Larut dalam air, glyserol dan propilene glycol
 - Sedikit larut dalam metanol, etanol, asam asetat dan phenol
 - Tidak larut dalam sebagian besar pelarut organik lain
- c. Starch
- Berbentuk bubuk amorphous
 - Tidak berwarna
 - Tidak larut dalam air dingin
 - Akan memberikan warna biru jika direaksikan dengan iodine

1.4. Penentuan Kapasitas Pabrik

Pada pendirian pabrik, analisa pasar untuk penentuan kapasitas pabrik sangat penting. Dengan kapasitas yang ada, dapat ditentukan volume reaktor, perhitungan neraca massa, neraca panas dan lain-lain.

Untuk menentukan kapasitas pabrik diperlukan data-data produksi dan pemakaian bahan, yang diperoleh dari data Biro Pusat Statistik (BPS).

Untuk menentukan kapasitas produksi pabrik sorbitol yang diperlukan adalah data volume import, ekspor dan kebutuhan dalam negeri dari tahun 1995 – 2003.

- Akan memberikan warna biru jika direaksikan dengan iodine

1.4. Penentuan Kapasitas Pabrik

Pada pendirian pabrik, analisa pasar untuk penentuan kapasitas pabrik sangat penting. Dengan kapasitas yang ada, dapat ditentukan volume reaktor, perhitungan neraca massa, neraca panas dan lain-lain.

Untuk menentukan kapasitas pabrik diperlukan data-data produksi dan pemakaian bahan, yang diperoleh dari data Biro Pusat Statistik (BPS).

Untuk menentukan kapasitas produksi pabrik sorbitol yang diperlukan adalah data volume import, eksport dan kebutuhan dalam negeri dari tahun 1995 – 2003.

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Agar didapatkan proses pembuatan sorbitol yang optimal dan feasible maka perlu dilakukan seleksi proses. Sehingga diperoleh proses mana yang memenuhi syarat, baik dari segi teknis maupun ekonomis.

2.1. Macam Proses

Pembuatan sorbitol dapat dengan berbagai cara dan bahan baku yang digunakan juga bermacam-macam, dengan kondisi operasi serta konveksi reaksi yang berbeda. Pembuatan sorbitol dari bahan baku starch melalui dua tahap utama, yaitu :

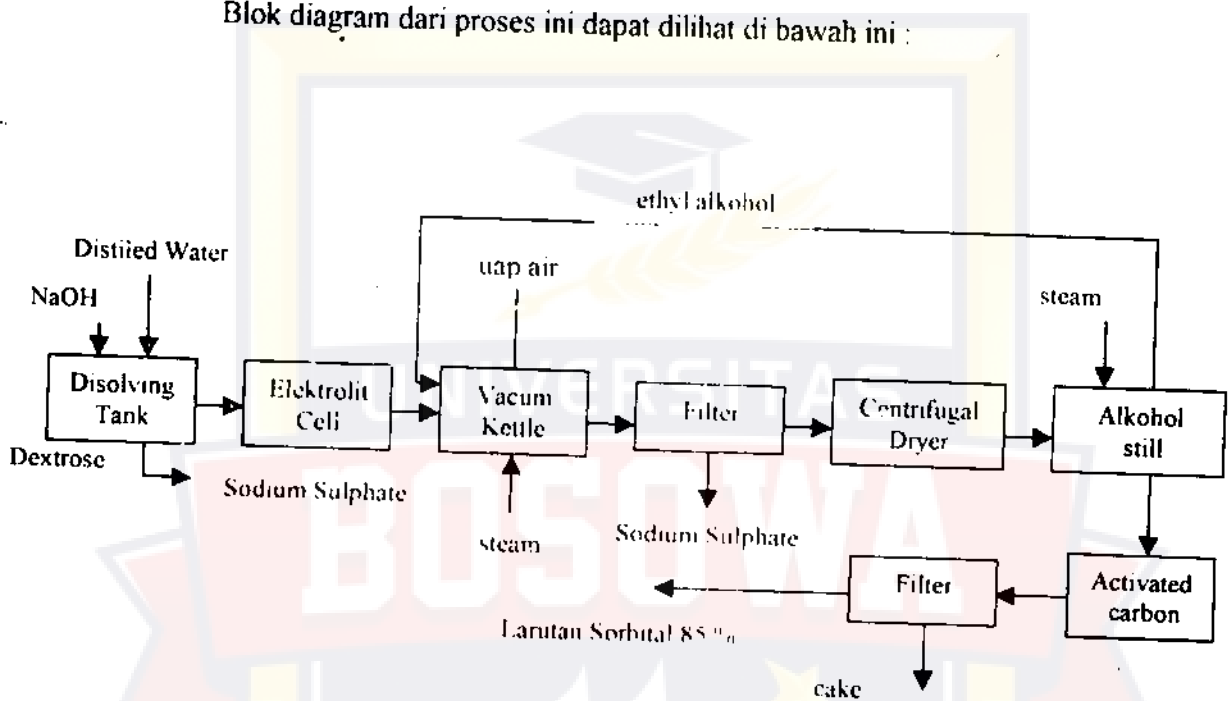
1. Proses perubahan starch menjadi glukose melalui hidrolise double enzim.
2. Proses pengubahan glukose menjadi sorbitol, ada dua macam :
 - a. Proses reduksi elektrolitik
 - b. Proses hidrogenasi katalitik

2.1.1. Proses Reduksi Elektrolitik

Proses pembuatan sorbitol dengan menggunakan reduksi katalitik pertama kali dilakukan pada tahun 1937. pada proses ini bagian utamanya adalah Elektrolit Cell, dimana dextrose akan direduksi menjadi sorbitol dengan menggunakan katoda Pb amalgam, yang dapat membebaskan gas H_2 , kemudian mereduksi glucose menjadi sorbitol.

Larutan elektrolitnya adalah larutan dextrose yang ditambahkan sodium sulfate. Dari proses ini dihasilkan sorbitol dan manitol.

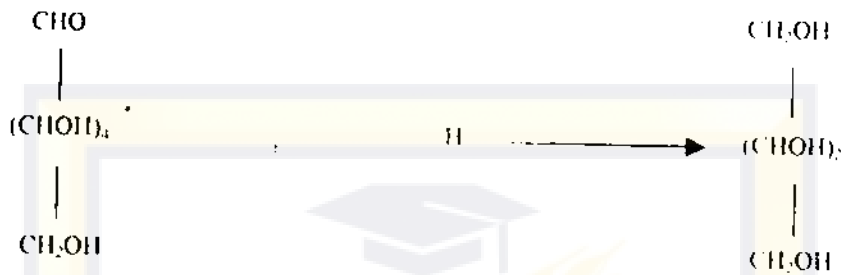
Blok diagram dari proses ini dapat dilihat di bawah ini :



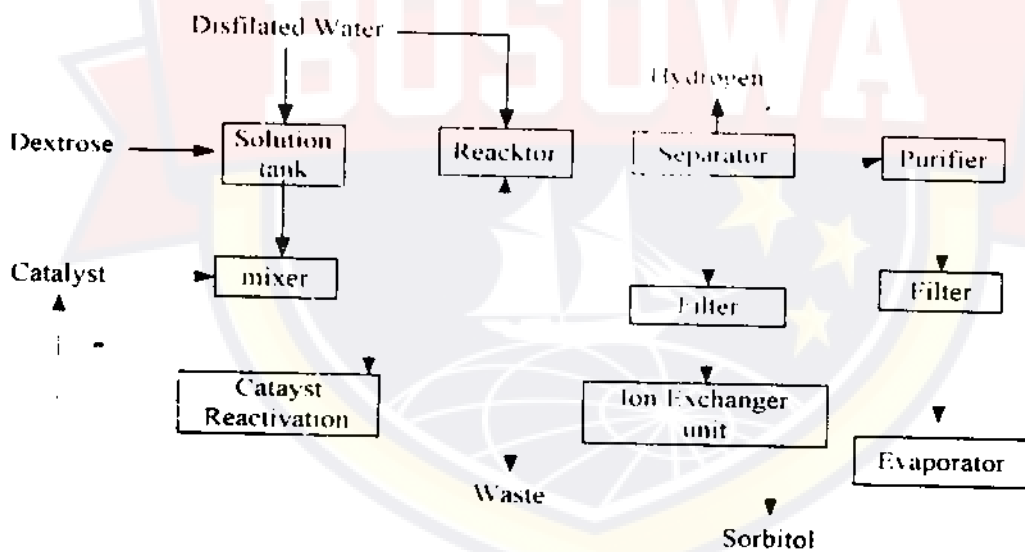
2.1.2. Proses Hidrogenasi Katalitik

Proses pembuatan sorbitol dengan hidrogenasi katalitik dilakukan dengan mereaksikan larutan dextrose dan gas hidrogen bertekanan tinggi dengan menggunakan katalis nikel dalam reaktor. Gas hidrogen masuk dari bagian bawah reaktor secara bubling dan larutan dextrose diumpakan dari atas reaktor sehingga kontak yang terjadi semakin baik.

Reaksi yang terjadi :



Proses ini menghasilkan overall yield 95 - 99 %. Secara keseluruhan proses pembuatannya dapat dilihat pada diagram berikut ini.



2.2. Seleksi Proses

Dari proses-proses yang ada, perlu dilakukan seleksi proses untuk mendapatkan hasil yang menguntungkan, baik dari segi teknis maupun ekonomis. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan adalah dari proses pembuatan

produk yang meliputi bahan baku, konversi reaksi, kuantitas produk dan kualitas produk, sedangkan dari kondisi operasional mengenai temperatur, tekanan operasi dan dari ekonomi yaitu mengenai investasi. ROI (Return of Investment) dan juga POT (Pay Out Time). Dari kriteria-kriteria dan uraian proses seperti terlihat dalam tabel berikut :

Tabel II.1. Kriteria Proses Reduksi Elektrolitik dan Hidrogenasi Katalitik

Parameter	Proses	
	Reduksi Elektrolitik	Hidrogenasi Katalitik
1. Segi Proses		
• Bahan baku	Starch	Starch
• Konversi reaksi	Rendah	Tinggi
• Kualitas produk	Rendah	Tinggi
2. Kondisi operasi		
• Temperatur	120 - 140 °C	120 - 140 °C
• Tekanan	125 atm	70 atm
3. Segi ekonomi		
• Investasi	Tinggi	Rendah
• ROI	Rendah	Tinggi
• POT	Lambat	Cepat

Dari Tabel 2.2. terlihat bahwa pada proses hidrogenasi katalik, konversi reaksinya lebih besar sehingga akan diperoleh produksi yang lebih tinggi dengan basis bahan baku yang sama. Selain itu untuk proses hidrogenasi katalik, tahapan proses dan bahan penunjangnya lebih sedikit daripada dengan reduksi elektrolitik. Sehingga pada produk akan diperoleh kualitas yang lebih tinggi, karena bahan-bahan impurities dari hasil reaksi samping lebih sedikit.

Jika ditinjau dari segi ekonomi maka proses reduksi elektrolitik ini investasinya lebih besar, dimana besar kecilnya investasi ini akan mempengaruhi tinggi rendahnya ROI dan juga cepat lambatnya POI dari masing-masing proses. Dari perbandingan kedua proses, maka dipilih proses hidrogenasi katalitik karena lebih menguntungkan baik dari segi teknis maupun segi ekonomis.

2.3. Uraian Proses

2.3.1. Hidrolisa Strach

- Di dalam tangki pencampur strach, strach bercampur dengan enzim liquifikasi (thernamyl) dan air yang dipanasi dapat membentuk slurry strach pada suhu 60 °C. Konsentrasi ion Ca^{2+} di dalam slurry diinginkan 50 ppm diperoleh dengan menambahkan larutan $CaCl_2$ 1 M. dari tangki pencampur strach, slurry strach difelatinisasi oleh jet cooker dengan jet steam yang diinjeksikan ke dalam slurry. Untuk liquifikasi strach, gel strach masuk di dalam tangki liquifikasi selama \pm 90 menit. Sebelum masuk ke reaktor sacharifikasi, liquified gel

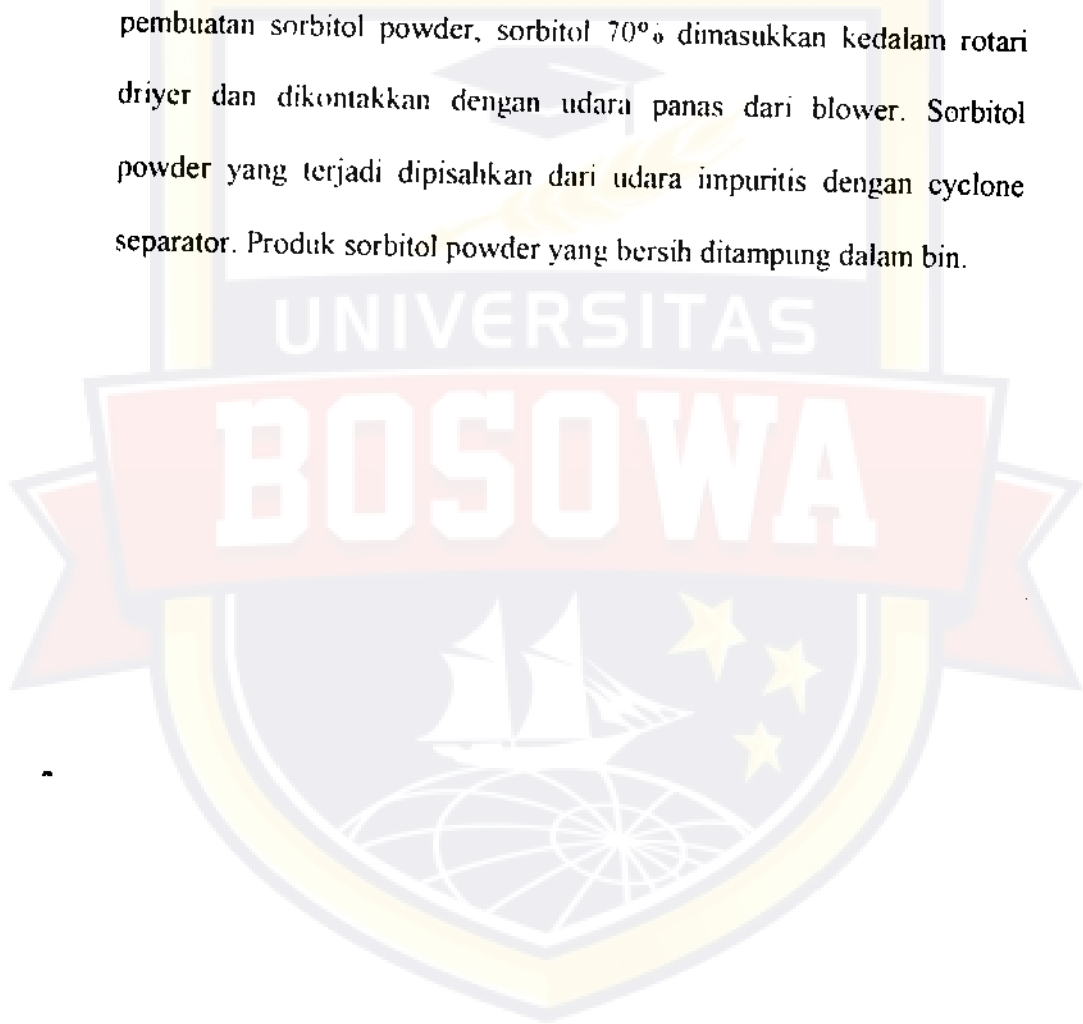
strach yang keluar dari tangki liquifikasi dengan suhu 100 °C, didinginkan pada Heat Exchanger II hingga 60 °C dengan pendingin air.

Proses sacherifikasi berlangsung selama 56 jam dalam reaktor sacherifikasi yang beroperasi pada suhu 60 °C dan dilengkapi dengan coil pendingin. Untuk memisahakan sisa strach dari larutan extrose, campuran tersebut dilewatkan ke Precoated Rotary Drum Vacum Filter.

2.3.2. Hidrogenasi Glukose

Filtrat dari vakum filter berupa larutan dextrose dilewatkan serangkaian ion exchanger guna menghilangkan ion-ion pengganggu yang ada. Kemudian larutan dextrose dimasukkan pada tangki penampung umpan evaporator sebelum diumpankan ke evaporator. Sebelumnya larutan dextrose dipanaskan dulu pada Heat Exchanger III untuk menaikkan tempeatur hingga 100 °C dengan pemanas steam, lalu larutan dextrose 50 % dialirkan ke reaktor hidrogenasi autoclave dari bagian atas. Kondisi operasi pada reaktor adalah 140 °C dan tekanan 70 atm serta waktu kontak liquid dengan gas dalam reaktor 30 menit. Sisa gas hidrogen direcycle dan produk sorbital didinginkan dengan heat exchanger. Kemudian larutan sorbital ini dialirkan ke C aktif bed untuk menghilangkan warna, setelah dialirkan menuju ke anion excanger dan kation excanger. hasilnya ditampung pada tangki

penampung dan dialirkan ke evaporator dengan tekanan vakum 27,5 inHg kondisi vakum dapat dicapai dengan menggunakan jet ejetor. Sorbitol dari evaporator ini mempunyai konsentrasi 70% untuk pembuatan sorbitol powder, sorbitol 70% dimasukkan kedalam rotari driyer dan dikontakkan dengan udara panas dari blower. Sorbitol powder yang terjadi dipisahkan dari udara impuritis dengan cyclone separator. Produk sorbitol powder yang bersih ditampung dalam bin.



BAB III NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 40.000 ton / tahun
 Basis perhitungan : 1000 kg tepung tapioka
 Laju alir massa : kg/jam

1. TANGKI PENCAMPUR STARCH (M - 110)

Bahan	Masuk	Keluar
Starch	-	880,00
Air panas H ₂ O	1196,6023	1320,00
Tepung tapioka	1000,0000	-
Thermamyl	0,8800	0,88
CaCl ₂	3,7873	0,3896
Total	2201,2696	Total 2201,2696

2. TANGKI LIQUIFIKASI (M -120)

Bahan	Masuk	Keluar
Starch	880,0000	157,3038
H ₂ O	1573,0380	-
Thermamyl	0,8800	0,8800
CaCl ₂	0,3896	0,3896
Starch sisa	-	35,2000
Air sisa	-	1415,7342
Maltosa	-	844,8000
Total	2454,3076	Total 2454,3076

3. REAKTOR SACHARIFIKASI (R - 130)

Bahan	Masuk	Keluar
Starch	35,2000	35,2000
H ₂ O	1415,7342	1374,7614
Maltosa	844,8000	66,3168
Thermamyl	0,8800	0,8800
CaCl ₂	0,3896	0,3896
AMG	1,4080	1,4080
HCl	0,8462	0,8462
Dextrosa	-	819,4560
Total	2299,2580	Total 2299,2580

4. DRUM FILTER (H - 134)

Bahan	Masuk	Keluar
Starch	35,2000	-
H ₂ O	1374,7614	1370,9895
Maltosa	66,3168	66,1348
Thermamyl	0,8800	0,8776
CaCl ₂	0,3896	0,3885
HCl	0,8462	0,8440
Dextrosa	819,4560	817,2077
AMG	1,4080	1,4041
Cake Basah	-	41,4118
Total	2299,2580	Total 2299,2580

5. KATION - ANION EXCHANGER (D - 141 & D - 142)

Bahan	Masuk	Keluar
Maltosa	66,1348	-
Dextrosa	817,2077	817,2077
H ₂ O	1370,9895	1370,9895
CaCl ₂	0,3885	0,3885
Thermamyl	0,8776	-
HCl	0,8439	0,8439
AMG	1,4041	-
Impuritis	-	68,4165
Total	2257,8461	Total 2257,8461

6. EVAPORATOR DEXTROSE (V -140)

Bahan	Masuk	Keluar
Dextrosa	817,2077	817,2077
H ₂ O	1370,9895	1370,9895
Impuritis	68,4165	68,4165
H ₂ O	-	622,1983
Total	2256,6137	Total 2256,6137

7. REAKTOR AUTOCLAVE (R-150)

Bahan	Masuk	Keluar
Dextrosa	817,2077	-
H ₂ O	748,7912	748,7912
Impuritis	68,4165	76,9830
Ni - Alloy	32,6884	32,6884
Impuritis Katalis	0,1643	0,1643
H ₂	12,1992	2,8293
Impuritis Gas	0,0122	0,0122
Sorbitol	-	818,0171
Total	1679,4795	Total 1679,4795

8. TANGKI PENCAampur CARBON AKTIF (M-155)

Bahan	Masuk	Keluar
Sorbitol	818,0172	818,0172
Impuritis	76,9830	76,983
H ₂ O	748,7912	748,7912
Ni - Alloy	32,6884	32,6884
Impuritis Katalis	0,1643	0,1643
Carbon Aktif	2,0119	2,0119
Total	1678,6560	Total 16789,6560

9. FILTER PRESS (H - 157)

Bahan	Masuk	Keluar
Sorbitol	818,0172	818,0172
Impuritis	76,9830	76,9830
H ₂ O	748,7912	819,8147
Ni - Alloy	32,6884	32,6884
Impuritis Katalis	0,1643	0,1643
Carbon Aktif	2,0119	2,0119
H ₂ O	74,8791	3,8556
Total	1753,5351	1753,5351

10. KATION - ANION EXCHANGER (D - 163 & D - 164)

Bahan	Masuk	Keluar
Sorbitol	818,0172	818,0172
Impuritis	76,9830	76,9830
H ₂ O	819,8147	819,8147
Impuritis Katalis	0,1643	0,1643
Total	1714,9792	1714,9792

11. EVAPORATOR SORBITOL (V - 160)

Bahan	Masuk	Keluar
Sorbitol	818,0172	818,0172
Impuritis	76,9830	76,9830
H ₂ O	819,8147	546,2189
H ₂ O	-	273,5958
Total	1714,8149	1714,8149

12. SPRAY DRYER (V - 170)

Bahan	Masuk	Keluar
Sorbitol	818,0172	0,0081
Impuritis	76,9820	0,00076
H ₂ O	273,5958	245,9954
Impuritis	-	76,9022
H ₂ O	-	27,6804
Uap Air	0,00096	818,0091
Total	1168,59596	Total 1168,59596

13. CYCLONE (H - 177)

Bahan	Masuk	Keluar
Sorbitol	0,0081	0,0081
	818,0091	818,0091
Impuritis	245,9954	0,00076
	76,9022	76,9022
H ₂ O	27,6804	27,6804
	0,00076	245,9954
Total	1168,59596	Total 1168,59596

BAB IV NERACA PANAS

- Temperatur Reference : 25 °C
- Laju Alir Massa : kg/jam
- Kapasitas Panas : kkal/kg °C
- Temperatur : °C
- Panas : kkal/jam

1. TANGKI PENCAMPUR STARCH (M - 110)

Bahan	Masuk	Keluar
Tepung tapioka	13922,7800	-
H ₂ O	368956,0474	313771,9200
Thermamy	29,8835	209,1845
CaCl ₂ 1 M	117,0342	14,8182
Starch	-	69029,8224
	Total	Total
	383025,7451	383025,7451

2. JET COOKER (Q - 122)

Bahan	Masuk	Keluar
Starch	880,0000	880,0000
H ₂ O	1320,0000	1573,0380
Thermamy	0,8800	0,8800
CaCl ₂ 1 M	0,3896	0,3896
Steam	253,0380	-
	Total	Total
	2454,3076	2454,3076

3. TANGKI LIQUIFIKASI (R - 120)

Bahan	Masuk	Keluar
Starch	157782,4512	5916,8414
H ₂ O	854675,5920	721132,5300
Thermamyl	478,1280	448,2450
CaCl ₂	33,8708	31,7532
Maltosa	-	137701,0488
Uap	-	147739,6226
Total	1012970,0410	1012970,0410

4. COOLER SACHARIFIKASI (E - 124)

Bahan	Masuk	Keluar
Starch	5737,5432	2677,5202
H ₂ O	237973,7349	111054,4096
Maltosa	430315,7775	200814,0295
CaCl ₂	31,7532	14,8182
Thermamyl	448,2450	209,1810
Beban cooler	-	359737,0953
Total	674507,0538	674507,0538

5. TANGKI SACHARIFIKASI (R - 130)

Bahan	Masuk	Keluar
Starch	2761,1927	2761,1927
H ₂ O	336528,0870	326789,0325
Maltosa	64260,4894	15763,9020
Thermamyl	209,1245	209,1845
CaCl ₂	14,8182	14,8182
AMG	47,8130	334,6910
HCl	5,4597	38,2182
Dextrosa	-	232108,8246
Panas yang diserap	236525,5386	62332,6749
Total	640352,5351	Total 640352,5351

6. EVAPORATOR DEXTROSE (V-140)

Bahan	Masuk	keluar
Dextrose	62161,6554	124878,3255
H ₂ O	325892,4305	381411,7725
Impuritis	5854,6845	12545,7525
Steam	2721421,8970	-
Panas penguapan	-	2596494,821
Total	3115330,6700	Total 3115330,6700

7. REAKTOR AUTOCLAVE (R-150)

Bahan	Masuk	Keluar
Sorbitol	268337,6825	144446,7856
Impuritis	21645,4808	11894,5577
H ₂ O	584831,3845	330556,8695
Ni - Alloy	2297,7673	1298,7380
H ₂	14903,8778	6896,8587
Panas yang diserap	-	396922,3834
Total	892016,1929	Total 892016,1929

8. EVAPORATOR SORBITOL (V - 160)

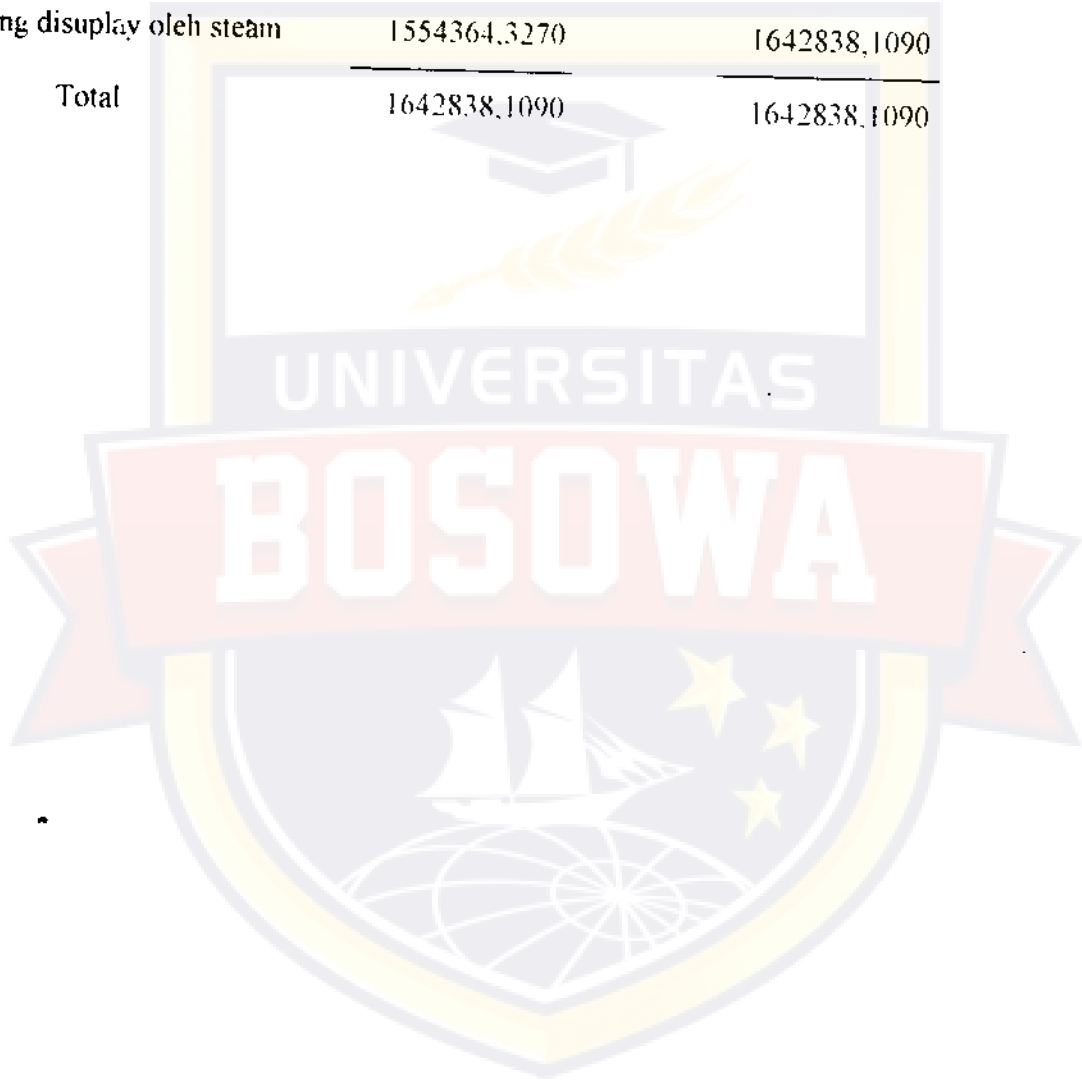
Bahan	Masuk	Keluar
Sorbitol	50000,8104	70001,1346
Impuritis	4574,8299	6404,7618
H ₂ O	127137,2575	177992,1605
Uap air	-	533976,4815
Panas yang diserap	2326722,2190	-
Total	2508435,117	Total 2508435,117

9. SPRAY DRYER (V - 170)

Bahan	Masuk	Keluar
Sorbitol	70001,1346	239170,5431
Impuritis	6404,7618	19763,2651
H ₂ O	177992,1605	533976,4815
Udara panas	538512,2328	-
Total	792910,2897	Total 792910,2897

10. PEMANAS UDARA (E - 173)

Bahan	Masuk	Keluar
Udara	88473,7824	-
Panas yang disuplay oleh steam	1554364,3270	1642838,1090
Total	1642838,1090	1642838,1090



BAB V SPESIFIKASI ALAT

1. HEATER AIR (E - 112) :

Fungsi : memanaskan air yang akan digunakan untuk membuat slurry starch pada M- 110.

Bentuk : shell & tube exchanger dengan 16 buah 1" OD tube 8 BWG, terletak pada 1 1/4" pitch segi empat di dalam 8" ID shell. Tube passes 2 dan shell passes 1. Fluida pemanas adalah saturated steam 800 kPa.

Luas pemanasan : 3,1131 m²

Panjang : 2,4384 m

Koefisien heat transfer overall : 193,716 btu / j. ft² °F

Faktor kekotoran : 0,002 btu / j. ft² °F

Pressure Drop Tube : 0,0362 atm

Pressure Drop Shell : 0,2839 atm

2. TANGKI THERMAMYL (F - 115) :

Fungsi : Untuk menyimpan enzim thermamyl

Kapasitas : 963,4464 liter

Jumlah : 1 buah.

Bentuk : silinder dengan tutup atas berupa standar dished head dan tutup bawah berupa konis.

Bahan : Stainless steel.

Ukuran bejana

Diameter : 0,8033 m

Tebal : $6,64 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 1,6041 m.

Ukuran Tutup Atas

Jenis : Standard Dish Head

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m

Tinggi : 0,1387 m.

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Ukuran Tutup Bawah

Jenis : Konis

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m

Tinggi : 0,2136 m.

Flat spot : 0,0634 m.

Sudut : 30°

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

3. TANGKI CaCl_2 (F – 116) :

Fungsi : untuk menyimpan larutan CaCl_2 .

Kapasitas : 4997,3422 liter.

Jumlah : 1 buah.

Bentuk : silinder dengan tutup atas berupa standar dished head dan tutup bawah berupa konis.

Bahan : Stainless steel.

Ukuran Bejana

Diameter : 2,3021 ft.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m

Tinggi : 2,7773 m.

Ukuran Tutup Atas

Jenis : Standard Dish Head

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m

Tinggi : 0,2232 m.

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Ukuran Tutup Bawah

Jenis : Konis

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m

Tinggi : 0,4042 m.

Flat spot : 0,0634.

Sudut : 30 °

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

4. TANGKI PENCAMPUR STARCH (M – 110) :

Fungsi : Untuk mencampur tepung tapioka dengan air, enzim Thermamyl dan CaCl_2 .

Bentuk : Tangki berpengaduk berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dish head dan tutup bawah berbentuk konis, pengaduk berbentuk six flat blade turbine.

Bahan : Stainless steel.

Kapasitas : 6399,7848 liter.

Ukuran Bejana

Diameter : 1,8099 m.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m

Tinggi : 2,2912 m.

Ukuran Tutup Atas dan Bawah

Jenis : Standard Dish Head

Tebal : $6,35 \times 10^{-3}$ m

Tinggi : 0,2689 m.

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Pengaduk

Jenis : Six flat blade turbine.

Jumlah blade : 6 buah.

D. Pengaduk : 0,2985 m.

Rpm : 120.

Power pengaduk : 12,0218 Hp.

5. POMPA JET COOKER (L – 121) :

Fungsi : untuk mengalirkan slurry starch dari M – 110 ke Jet Cooker
 Jenis : centrifugal pump.
 Kapasitas : 32959,3834 lb / j
 Bahan : Stainless steel.
 Power : 1 Hp.

6. JET COOKER (Q – 122) :

Fungsi : untuk gelantisasi slurry starch dengan injeksi steam.
 Bentuk : pipa.
 Ukuran
 D. Pipa steam : 0,2032 m
 D. Nozzel : $6,7234 \times 10^{-3}$ m.
 D. Pipa slurry : 0,508 m.
 Panjang : 46,558 m.

7. POMPA UMPAN SACHARIFIKASI (L – 123) :

Fungsi : untuk mengalirkan larutan dari M - 120 ke R – 130, melalui Heat Exchanger H. E – 124.
 Jenis : centrifugal pump.
 Kapasitas : 36748,0954 lb / j

Bahan : Stainless steel.

Power : 1 Hp.

8. COOLER SACHARIFIKASI (E – 124) :

Fungsi : mendinginkan larutan yang akan masuk ke reaktor sacharifikasi.

Bentuk : shell & tube exchanger dengan 36 buah 3/4" OD tube 18 BWG.

Terletak pada 1" pitch segi empat di dalam 8" ID shell. Tube passes 2 dan shell passes 1.

Luas pemanasan : 65,297 m.

Panjang : 5,4864 m.

Koefisien heat transfer overall : 199,1 Btu/hr.ft².°F/Btu.

Faktor kekotoran : 0,002 hr.ft².°F/Btu.

Pressure Drop Tube : 0,0166 atm.

Pressure Drop Shell : 1,2798 atm.

9. TANGKI LIQUIFIKASI (R – 120) :

Fungsi : tempat terjadinya liquifikasi gel starch.

Bahan : Stainless steel.

Kapasitas : 11053,9389 liter.

Tekanan : atmosfir

Ukuran Bejana

Diameter: : 1,8066 m.

Tebal : 4,76 x 10⁻³ m.

Tinggi : 3,6132 m.

Ukuran Tutup Atas dan Bawah

Jenis : Standard Dish Head

Tebal : $6,35 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 0,2701 m.

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Pengaduk

Jenis : Six flate blade turbine.

Jumlah blade : 6 buah.

D. Pengaduk : 0,6022 m.

Rpm : 195.

Power pengaduk : 50 Hp.

10. TANGKI AMG (F – 131) :

Fungsi : untuk menyimpan enzim AMG.

Kapasitas : 1536,1618 liter.

Jumlah : 1 buah.

Bentuk : silinder dengan tutup atas berupa standar dished head dan tutup bawah berupa konis

Bahan : Stainless steel.

Ukuran bejana

Diameter : 0,0229 m.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 1,8745 m.

Ukuran Tutup Atas

Jenis : Standard Dish Head

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 0,1553 m.

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Ukuran Tutup Bawah

Jenis : Konis

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 0,2523 m.

Flat spot : 0,0634 m.

Sudut : 30°

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

11. TANGKI HCl (F – 132) :

Fungsi : untuk menyimpan larutan HCl 0,1 M

Kapasitas : 1210,8499 liter.

Jumlah : 1 buah.

Bentuk : silinder dengan tutup atas berupa standar dished head dan tutup bawah berupa konis.

Bahan : Stainless steel.

Ukuran Bejana

Diameter : 0,8658 m.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 1,7316 m.

Ukuran Tutup Atas

Jenis : Standard Dish Head

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 0,1464 m.

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Ukuran Tutup Bawah

Jenis : Konis

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 0,2316 m.

Flat spot : 0,0634 m.

Sudut : 30 "

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

12. POMPA UMPAN FILTER (L - 133) :

Fungsi : untuk mengalirkan produk sacharifikasi dari R - 130 ke H - 134

Jenis : centrifugal pump.

Kapasitas : 34426,5536 lb / j

Bahan : Stainless steel.

Power : 1 Hp.

13. DRUM FILTER (H – 134)

Fungsi : untuk memisahkan partikel yang tidak larut insoluble starch partikel dan impuritis lainnya pada produk sacharifikasi.

Kapasitas : 15615,6405 kgecampuran padatan + larutan / jam.

Ukuran

Luas filter : 12,2628 m².

Diameter Drum : 2,1336 m.

Panjang Drum : 1,8288 m.

Kondisi operasi

P (tekanan) : 0.1719 atm.

T (Temperatur) : 50 °C

Bahan konstruksi

Bahan filter : kanvas.

Drum : Carbon steel, SA – 285 grade C

Filter aid : selulose (wood flour)

14. POMPA ION EXCHANGER (L – 135) :

Fungsi : untuk mengalirkan filtrat dari H - 134 ke serangkaian ion exchanger.

Jenis : centrifugal pump.

Kapasitas : 33806,4991 lb / j

Bahan : Stainless steel.

Power : 2 Hp.

Jumlah : 2 buah.

15. KATION EXCHANGER (D-141) :

Fungsi : untuk menghilangkan kation pengotor dari larutan glukose

Kapasitas : 6,934 kg ion kation/hari.

Jenis resin : Dower HCR - S

Jenis ion penukar : H^+

Volume resin : 1,4375 liter.

Jumlah : 2 buah.

Waktu regenerasi : 30 hari.

Dimensi bejana silinder

Diameter : 0,508 m

Tinggi : 1,2462 m.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Dimensi tutup atas dan bawah

Rc : 4,312 m.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

16. ANION EXCHANGER (D-142) :

Fungsi : untuk menghilangkan anion pengotor dari larutan glukose

Kapasitas : 12,469 kg ion kation/hari.

Jenis resin: : Amberlite IRA - 400 Styrene DVB

Jumlah : 2 buah.

Waktu regenerasi : 30 hari.

Dimensi bejana silinder

Diameter : 0,6858 m

Tinggi : 1,6907 m.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Dimensi tutup atas dan bawah

Rc : 0,6763 m

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

17. TANGKI PENAMPUNG UMPAN EVAPORATOR (M – 134) :

Fungsi : untuk menampung sementara larutan dextrose yang akan dimasukkan ke evaporator.

Kapasitas : 6634,6538 liter.

Bahan : Stainless steel.

Tekanan : atmosfer.

Ukuran Bejana

Diameter : 1,7754 m.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 2,6629 m.

Ukuran Tutup Atas dan Bawah

Jenis : Standard Dish Head

Tebal : $6,35 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 0,2042 m.

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Pengaduk

Jenis : Six flate blade turbine.

Jumlah blade : 6 buah.

D. Pengaduk : 0,5918 m.

Rpm : 200.

Power pengaduk : 45 HP.

18. POMPA PREHEATER (I - 144) :

Fungsi : untuk memompa larutan dari M - 143 ke evaporator V - 140.

Jenis : centrifugal pump (radial).

Kapasitas : 24471,9337 lb / j

Bahan : Stainless steel.

Power : 1 Hp.

19. EVAPORATOR DEXTROSE (V - 140) :

Fungsi : untuk memekatkan larutan dextrose menjadi 50 %

Jumlah : i buah.

Bahan : Stainless steel

P. operasi : 1 atm.

T. operasi : 102,45 °C

Type : natural circulation

Kapasitas uap : 15326,017 kg/jam.

Efisiensi penguapan : 0,86 kg uap / kg steam.

Ukuran bejana

Diameter : 7,9425 m.

Tebal : $6,35 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 1,8288 m.

Ukuran tutup atas dan bawah

Jenis : standar dish head

Rc : 17,2403 m.

Icr : 1,88

Tebal : $6,35 \times 10^{-3}$ m.

Pemanas

Jenis : short tube vertikal

Bahan : brass

OD tube : 0,0127 m.

Panjang tube : 1,2192 m.

Jumlah tube : 144 buah

Diameter center well : 0,104 ft.

P. steam : 800 kPa.

20. POMPA HASIL EVAPORATOR (L – 147) :

Fungsi : untuk mengalirkan larutan dextrose V - 140 ke rektor hidrogenasi.

Jenis : centrifugal pump.

Kapasitas : 9316,1112 lb / j

Power : 1 Hp.

21. REAKTOR SACHARIFIKASI (R – 130) :

Fungsi	: untuk tempat terjadinya reaksi hidrolisa starch menjadi dextrose dengan bantuan enzim
Bentuk	: tangki berpengaduk berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical dish head. pengaduk six flat blade turbine.
Bahan	: stainless steel.
Tekanan	: 1 atm.
Kapasitas	: 160,175 liter.
Jumlah	: 12 buah.
Diameter	: 2,0237 m.
Tebal shell	: $4,76 \times 10^{-3}$ m.
Tebal tutup atas	: $6,35 \times 10^{-3}$ m.
Tebal tutup bawah	: $6,35 \times 10^{-3}$ m.
Jenis las	: double welded butt joint
Daya motor	: 3 Hp
Pendingin	: coil
Idc	: 0,0351 m.
Odc	: 0,0422 m.

Jumlah lilitan coil : 22 lilitan.

22. TANGKI KATALIS (F – 151) :

Fungsi : untuk menampung katalis.
 Kapasitas : 1267,3483 liter.
 Jumlah : 1 buah
 Bentuk : silinder dengan tutup atas berupa standard dished head dan tutup bawah berupa konis.
 Bahan : Stainless steel.

Ukuran Bejana

Diameter : 0,8789 m.
 Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.
 Tinggi : 1,7579 m.

Ukuran Tutup Atas

Jenis : Standard Dish Head
 Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.
 Tinggi : 0,7759 m.
 Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Ukuran Tutup Bawah

Jenis : konis
 Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.
 Tinggi : 0,2354 m.

- Sudut : 60° .
- Jenis las : Double Welded Butt Joint.
- Fungsi : untuk memekatkan larutan glukose menjadi 50 %
- Jenis : forced circulation vertikal type, 1 – 1 exchanger tube berjumlah 203 buah $\frac{3}{4}$ " OD tube 10 BWG sepanjang 16 ft dan terletak pada 1 " pitch segitiga dalam 17,25 " ID shell.
- Luas : $480,7 \text{ ft}^2$
- Koefisien perpindahan panas overall : $83,48 \text{ Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$.
- Faktor kekotoran : $0,00073 \text{ hr.ft}^2.^\circ\text{F/btu}$

23. REAKTOR AUTOCLAVE (R - 150)

- Fungsi : untuk tempat terjadinya reaksi antara dextrose menjadi sorbitol dengan hidrogenasi katalitik.
- Kapasitas : 6373,35 liter
- Jumlah : 1 buah
- Bentuk : Vessel tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berupa ellipsoidal dished head.

Ukuran bejana

Diameter : 1,514 m

Tebal : $2 \frac{1}{2}$ in

Ukuran tutup atas dan tutup bawah

Jenis : ellipsoidal dished head

Tebal : $2 \frac{1}{2}$ in

Tinggi : 0,2523 m
 Jenis las : double welded butt joint with double "V"
 Daya motor : 15 Hp

24. TANGKI PENAMPUNG HASIL DEXTROSE (F- 148)

Fungsi : untuk menampung larutan dextrose yang akan direaksikan dalam reaktor autoclave

Kapasitas : 4479,4509 liter

Jumlah : 2 buah

Bentuk : silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk konis.

Bahan : stainless steel

Ukuran bejana

Diameter : 1,5607 m

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m

Tinggi : 2,3409 m

Ukuran tutup atas

Jenis : standard dished head

Tebal : $6,35 \times 10^{-3}$ m

Tinggi : 0,2359 m

Tinggi storage : 3,6697 m

Jenis las : double welded butt joint

Ukuran tutup bawah

Jenis : konis
Tebal : $6,35 \times 10^{-3}$ m
Tinggi bottom : 1,0928 m
Flat spot : 0,2987 m
Sudut : 60°

25. POMPA UMPAN AUTOCLAVE (L - 152)

Fungsi : untuk memompa hasil evaporator dari tangki penampung hasil dextrose ke reaktor autoclave

Jenis : sentrifugal pump
Kapasitas : 1612,9872 liter
Power : 1,0979 Hp

26. TANGKI CARBON AKTIF (F - 153) :

Fungsi : untuk menampung carbon aktif
Kapasitas : 44,751 ft³
Jumlah : 1 buah.
Bentuk : silinder dengan tutup atas berupa standar dished head dan tutup bawah berupa konis.

Bahan : Stainless steel.

Ukuran bejana

Diameter : 2,8838 ft.
Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 5,7676 ft.

Ukuran Tutup Atas

Jenis : Standard Dish Head

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 5,823 ft.

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Ukuran Tutup Bawah

Jenis : Konis

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 0,7724 ft.

Flat spot : 0,208 ft.

Sudut : 30°

Jenis las : Double Welded Butt Joint.



27. TANGKI PENCAMPUR CARBON AKTIF (M – 155)

Fungsi : untuk menjernihkan warna larutan sorbitol.

Bahan : Stainless steel.

Kapasitas : 154,7384 ft³.

Ukuran Bejana

Diameter : 4382,1915 liter.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 1,5461 m.

Ukuran Tangkai Atas dan Bawah

- Jenis : Standard Dish Head
- Tebal : $6,35 \times 10^{-3}$ m.
- Tinggi : 2,8086 m.
- Jenis las : Double Welded Butt Joint.
- Pengaduk*
- Jenis : Six flate blade turbine.
- Jumlah blade : 6 buah.
- D. Pengaduk : 0,5154.
- Rpm : 200.
- Power pengaduk : 50 Hp.

28. POMPA UMPAN FILTER (L – 156) :

- Fungsi : untuk mengalirkan larutan sorbitol dari M – 155 ke H - 157.
- Jenis : centrifugal pump.
- Kapasitas : 25134,3437 lb / j
- Bahan : stainless steel
- Power : 1 Hp.

29. FILTER PRESS (H – 157) :

- Fungsi : untuk memisahkan katalis nickel dalam larutan sorbitol
- Jumlah : 2 buah.

Kapasitas : 413,65 ft^3 / jam.

Luas filter : 34.5588 m^2 .

Jenis : Plate and Frame.

Tekanan filtrasi : 40 psi.

Jumlah frame : 11 buah

Jumlah plate : 10 buah

30. TANGKI PENAMPUNG FILTRAT (F - 161) :

Fungsi : untuk menampung filtrat yang keluar filtrat press

Kapasitas : 287,3857 liter.

Jumlah : 1 buah.

Bentuk : silinder dengan tutup atas berupa standar dished head dan tutup bawah berupa konis.

Bahan : Stainless steel.

Ukuran bejana

Diameter : 0,5799 m.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 0,8699 m.

Ukuran Tutup Atas

Jenis : Standard Dish Head

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 0,1134 m.

Tinggi storage : 1,2269 m.

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Ukuran Tutup Bawah

Jenis : Konis

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 0,2436 m.

Flat spot : 0,2987 m.

Sudut : 60°

Jenis las : Double Welded Butt Joint

31. POMPA ION EXCHANGER (L – 162) :

Fungsi : mengalirkan filtrat dari F – 161 ke ion exchange.

Jenis : centrifugal pump.

Kapasitas : 3,8301 liter.

Bahan : stainless steel

Power : 0,02 Hp.

32. KATION EXCHANGER (D – 163) :

Fungsi : untuk menghilangkan kation pengotor dari larutan sorbitol

Kapasitas : 3,55 kg ion kation/hari.

Jenis mesin : Dowex HCR – S

Jenis ion penukar : H^{+}

Volume resin : $2,124 \times 10^4$ liter.

Jumlah : 2 buah.

Waktu regenerasi : 50 hari.

Dimensi bejana silinder

Diameter : 0,4572 m

Tinggi : 1,1192 m.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m

Dimensi tutup atas dan bawah

Rc : 0,0439 m

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

33. ANION EXCHANGER (D – 164) :

Fungsi : untuk menghilangkan anion pengotor dari larutan sorbitol

Kapasitas : 9,1 kg ion kation/hari.

Jenis resin : Amberlite IRA – 400 Styrene DVB

Jenis ion penukar : OH

Volume resin : 2.124×10^{-4} liter.

Jumlah : 2 buah.

Waktu regenerasi : 50 hari.

Dimensi bejana silinder

Diameter : 0,4572 m

Tinggi : 1,1192 m.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Dimensi tutup atas dan bawah

Rc : 0,4477 m

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

34. TANGKI PENAMPUNG UMPAN EVAPORATOR (F – 165) :

Fungsi : untuk menampung sementara larutan sorbitol sebelum dipekatkan pada evaporator.

Bentuk : silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dish head dan tutup bawah berbentuk conis.

Bahan : Stainless steel.

Kapasitas : 5113,1533 liter.

Tekanan : atmosfir.

Ukuran Bejana

Diameter : 1,6309 m.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 2,4464 m.

Ukuran Tutup Atas

Jenis : Standard Dish Head

Tebal : $6,35 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 0,2452 m.

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Ukuran Tutup Bawah

Jenis	: Konis
Tebal	: $6,35 \times 10^{-3}$ m.
Tinggi	: 1,1538 m
Flat spot	: 0,2987 m.
Sudut	: 60 °C
Jenis las	: Double Welded Butt Joint

35. EVAPORATOR SORBITOL (V – 160) :

Fungsi	: untuk memekatkan larutan sorbitol 50 % menjadi 70 %.
Jenis	: natural circulation dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dish head dan pemanasnya jenis short tube vertikal.
Jumlah	: 1 buah.
Bahan	: Stainless steel
P. operasi	: 10 kPa.
T. operasi	: 50 °C
Type	: Natural Circulation
Kapasitas uap	: 514,729 kg/j
Sistem operasi	: kontinue
<i>Ukuran bejana</i>	
Diameter	: 0,6673 m
Tebal	: 0,0064 m

Tinggi : 2,6213 m

Ukuran tutup atas dan bawah

Jenis : Standar Dish Head

Re : 0,6445 m

36. JET EJECTOR (G – 166) :

Fungsi : memvakumkan evaporator

Tekanan partial : 685 mmHg

Kebutuhan uap : 13,02 lb/jam.

Panjang : 0,0457 m.

Diameter : $5,08 \times 10^{-3}$ m.

37. POMPA SORBITOL (L -167)

Fungsi : untuk memompa larutan dari evaporator sorbitol masuk ke tangki penampung produk.

Jenis : sentrifugal pump

Kapasitas : 116,0709 liter

Power : 0,5413 Hp

38. TANGKI PENAMPUNG PRODUK (M - 168) :

Fungsi : untuk menampung dan menyimpan produk (larutan sorbitol 70 %).

Bentuk : silinder dengan tutup atas berupa standar dished head dan tutup bawah berupa konis.

Tekanan : 1 atm

Jumlah : 2 buah.

Bahan : Stainless steel.

Kapasitas : 3484,1303 liter.

Ukuran Bejana

Diameter : 1,4352 m.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 2,1528 m.

Ukuran Tutup Atas dan Bawah

Jenis : Standard Dish Head

Tebal : $6,35 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 2,6338 m.

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Pengaduk

Jenis : Six flate blade turbine.

Jumlah blade : 6 buah.

D. Pengaduk : 0,4784 m.

Rpm : 250.

Power pengaduk : 23,5206 Hp.

39. POMPA SPRAY DRYER (L - 169) :

Fungsi : untuk memompa larutan dari M - 120 ke reaktor sacherifikasi

R - 130 melalui Heat Exchanger E - 124.

Kapasitas : 245,7387 liter.

Type : centrifugal pump.

Bahan : stainless steel

Power : 1 Hp. .

Jumlah : 4 buah.

Ukuran Bejana

Diameter : 6,2 ft.

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 31 ft.

Ukuran Tutup Atas

Jenis : Toriconical Dish Head

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m.

Tinggi : 2,7502 m.

Jenis las : Double Welded Butt Joint.

Ukuran Tutup Bawah

Jenis : Konis

Tebal : $6,35 \times 10^{-3}$ m.

Jenis las : Single full fillet lap Joint.

40. SPRAY DRYER (V - 170)

Fungsi : mengurangi konsentrasi air dalam larutan sorbitol hingga terbentuk tepung sorbitol.

Bentuk : silinder dengan tutup atas berupa toriconical dished head dan tutup bawah berupa conical.

P operasi : 1 atm
 Jumlah : 1 buah
 Kapasitas : 6965,4456 liter
 Waktu tinggal : $6,0196 \times 10^{-9}$ detik

Ukuran bejana

Diameter : 1,8334 m
 Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m
 Tinggi : 2,7502 m

Ukuran tutup atas

Jenis : toriconical dished head
 Tebal : $6,35 \times 10^{-3}$ m
 Tinggi : 0,762 m

Ukuran tutup bawah

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m

41. CYCLONE (H - 177) :

Fungsi : memisahkan udara dan uap air yang keluar dari spray dryer
 bersama tepung sorbitol.

Bentuk : silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk konis.

Kapasitas : 7936,64 kg/jam

Diameter : 1 ft.

42. BIN (F - 178)

Fungsi	: tempat penampungan produk akhir tepung sorbitol.
Bentuk	: silinder tegak dengan tutup bawah berbentuk konis.
Kapasitas	: 184,059 liter.
Jumlah	: 1 buah.
Diameter	: 1,5481 m.
Tebal	: $4,76 \times 10^{-3}$ m.
Tutup bawah	: $4,76 \times 10^{-3}$ m.
Jenis las	: Double Welded Butt Joint

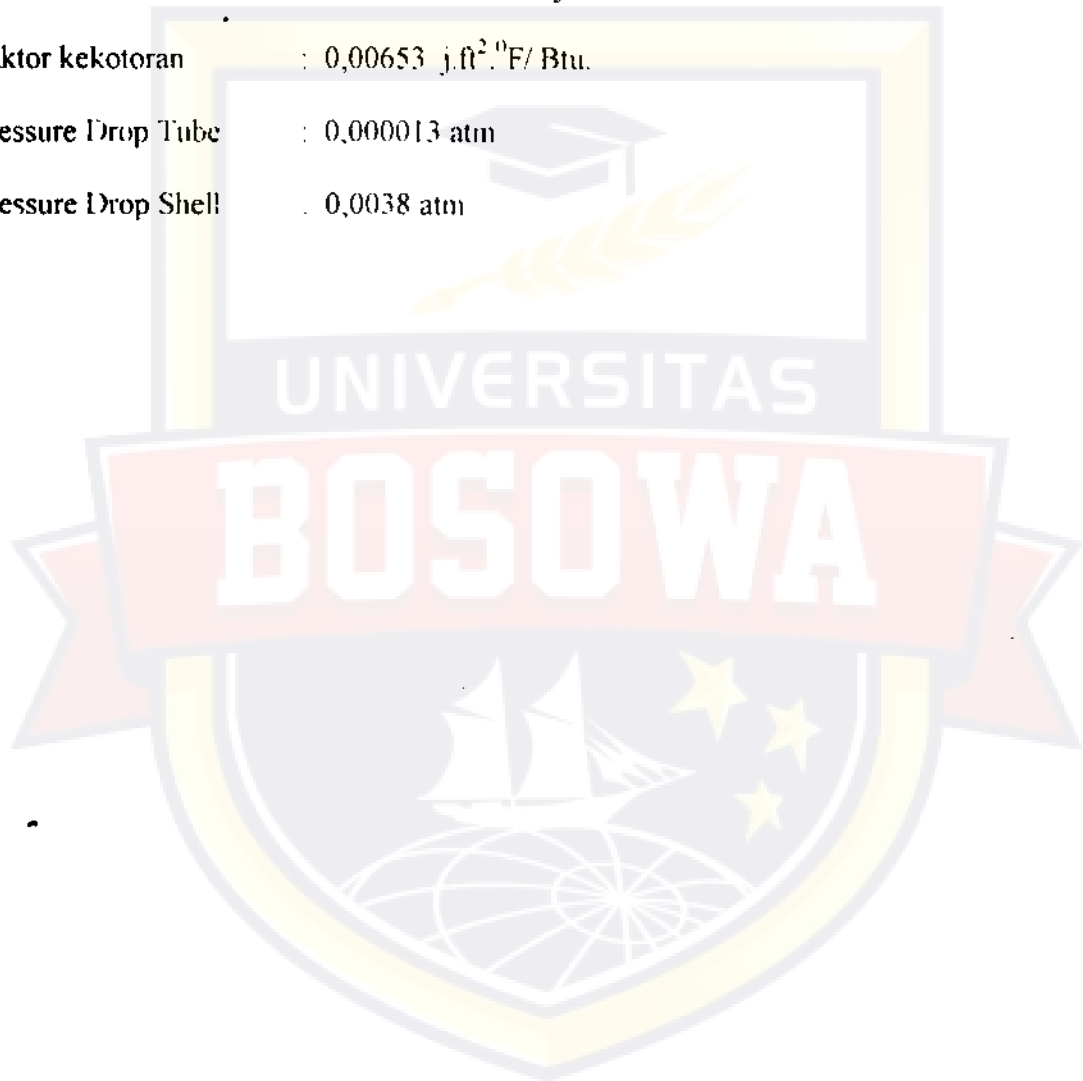
43. BLOWER (G – 171)

Fungsi	: menyediakan kebutuhan udara pada spray dryer
Type	: Screw rotary compressor
Kapasitas	: 2219,96 kg/jam
Tekanan	: 14,7 psi.
Power	: 11,63 Hp.
Jumlah	: 1 buah

44. HEATER UDARA (E – 173)

Fungsi	: memanaskan udara yang akan digunakan pada spray dryer.
Bentuk	: shell & tube exchanger dengan 16 buah 14" OD tube 10 BWG, terletak pada 1 1/4" pitch segi empat di dalam 8" ID shell. Tube passes 4 dan shell passes 1. Fluida pemanas adalah saturated steam 800 kPa.

Luas pemanasan : 6,7901 m²
Panjang : 2,4384 m
Koefisien heat transfer overall : 32.5556 Btu / j.ft².°F.
Faktor kekotoran : 0,00653 j.ft².°F/ Btu.
Pressure Drop Tube : 0,000013 atm
Pressure Drop Shell : 0,0038 atm



BAB VI UTILITAS

Untuk utilitas dalam pabrik sorbitol sebagai sarana penunjang dalam menjalankan proses produksi, yaitu menyediakan kebutuhan air, kebutuhan steam dan kebutuhan listrik.

Dalam pabrik sorbitol bagian utilitas bertugas melayani kebutuhan kegiatan operasi pabrik seperti:

- a. Steam, yang berfungsi sebagai media pemanas dalam produksi
- b. Air, yang berfungsi sebagai air pendingin, air minum serta dipakai sebagai alat pemadam kebakaran.
- c. Listrik digunakan untuk menjalankan alat-alat produksi serta penerangan

6.1 STEAM

Kebutuhan uap steam (steam pada pabrik ini) bertujuan untuk memanaskan bahan bakar steam yang berupa ampas kelapa. Dengan pertimbangan :

- Mudah diperoleh
- Harganya murah
- Dekat dari lokasi pabrik.

Kebutuhan uap steam (steam pada pabrik ini bertujuan untuk memanaskan):

➤ Jet Cooker	= 148,5501
➤ Evaporator Dextrose	= 5170,5670

➤ Evaporator sorbitol	= 4420,652
Total	9739,764 kg/jam



Perencanaan kebutuhan steam yang dihasilkan pada unit pengolahan Steam sebanyak 10% lebih besar dari kebutuhan sebenarnya. Sehingga jumlah steam yang harus dihasilkan oleh suatu Boiler sebanyak (ws) :

$$\begin{aligned} Ws &= 1,1 \times 9739,764 \\ &= 10713,740 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

Penentuan Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{ws(h - h_i)}{8391,57}$$

PPT mgas Cepu Hal. 99

Dimana :

BHP = Brake Horse Power (HP)

Ws = Jumlah Steam yang dihasilkan (kg / jam)

H = Panas laten yang dihasilkan (kkal / kg)

Hi = Panas air umpan Boiler (kkal / kg)

Dari Smith Van Nesshal. 576 pada 220 °C dan tekanan 1 atm diperoleh :

$$Hf = 943,62 \text{ kJ/kg} \times \frac{1 \text{ kkal}}{4,184 \text{ kJ}}$$

$$= 225,5306 \text{ kkal / kg}$$

$$Hg = 2802,1 \text{ kJ/kg} \times \frac{1 \text{ kkal}}{4,184 \text{ kJ}}$$

$$= 669,718 \text{ kkal / kg}$$

Asumsi kualitas steam 100 % kering sehingga panas laten H :

$$\begin{aligned}
 H &= 100 \% (h_g) + h_f \\
 &= \frac{100}{100} \times 669,718 + 225,5306 \\
 &= 895,2486 \text{ kkal / kg}
 \end{aligned}$$

- Panas air umpan ketel (feed water boiler) pada temperatur 50 °C (Hi)

$$\begin{aligned}
 H_i &= 1 \text{ kkal / kg. } ^\circ\text{C} \times 50 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 50 \text{ kkal / kg}
 \end{aligned}$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{10713,740 \times (895,2486 - 50)}{8391,57} \\
 &= 1079,1513 \text{ kkal / jam} \\
 &= 4282,0724 \text{ Btu / jam} \\
 &= 71,3679 \text{ Btu / menit} \\
 &= 71,3679 \frac{\text{Btu}}{\text{menit}} \times \frac{\text{Hp}}{42,4 \frac{\text{Btu}}{\text{menit}}}
 \end{aligned}$$

$$\text{BHP} = 1,68 \text{ HP}$$

- Kebutuhan air umpan boiler (W)

$$W = W_s \times F$$

Jika Faktor Evaperasi (F)

$$F = \frac{H - H_i}{539,2}$$

PPT mgas Hal 96

$$= \frac{895,2486}{539,2} - 50$$

$$= 1,5676$$

Maka,

$$W = 10713,740 \times 1,5676$$

$$= 16794,8588 \text{ kg/jam}$$

Asumsi kondensat yang hilang pada waktu setelah pemanasan adalah 20% maka air umpan boiler yang harus ditambahkan (make-up) ke dalam boiler (W_m) maka :

$$W_m = 0,2 \times 16294,8588$$

$$= 3358,9778 \text{ kg/jam}$$

6.2 KEBUTUHAN AIR

Kebutuhan air direncanakan memakai air sungai yang kemudian diubah menjadi air bersih yang layak digunakan pada pabrik dan keperluan-keperluan lain seperti :

a. Air Proses yang terdiri dari :

1. Kebutuhan Air Pendingin

- Cooler Sacharifikasi = 23982,473 kg/jam
 - Tangki Sacharifikasi = 7897,516 kg/jam
 - Autoclave = 13230,746 kg/jam
-
- Total = 45110,735 kg/jam

Jumlah make-up air pendingin yang digunakan diperkirakan 5 % dari total air pendingin itu.

$$M_n = 0,05 \times 45110,735 \\ = 2255,573 \text{ kg/jam}$$

Total air pendingin (M_d)

$$M_d = 45110,735 + 2255,735 \\ = 47366,272 \text{ kg/jam}$$

2. Kebutuhan Air Filter Press = 508,495

3. Kebutuhan Air M-110 = 8964,912

Total kebutuhan air proses (M_p)

$$M_p = 16820,5718 + 47366,272 + 508,495 + 8964,912 \\ = 73660,250 \text{ kg/jam}$$

b. Air Sanitasi (M_s) yang terdiri dari :

I. Air Untuk Keperluan Kantor (M_k)

Diperkirakan jumlah karyawan 137 orang dan diperkirakan kebutuhan tiap orang 100 liter/hari, maka :

$$M_k = 100 \frac{\text{liter}}{\text{hari}} \times \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}} \times 137 \text{ orang} \\ = 0,571 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \left(\text{m}^3 \right) \\ = 570,833 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

2. Air untuk keperluan lain-lain (M_o) diperkirakan 25% dari air untuk perkantoran :

$$\begin{aligned} M_o &= 0,25 \times 570,833 \\ &= 142,708 \text{ Kg.} \end{aligned}$$

Jadi keperluan untuk air sanitasi

$$\begin{aligned} M_s &= M_k + M_o \\ &= 570,833 + 142,708 \\ &= 713,541 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

Kebutuhan total air (M)

$$\begin{aligned} M &= M_p + M_s \\ &= 73660,250 + 713,541 \\ &= 74373,791 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

- Total air sungai yang diperlukan adalah 10% dari kebutuhan air total:

$$\begin{aligned} M &= 1,1 \times 74373,791 \\ &= 81811,170 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

1. POMPA AIR SUNGAI (PU – 01)

Fungsi = Untuk memompa air sungai ke bak penampung

Tipe = Centrifugal Pump

Kapasitas Air Yang Akan Dipompa (Q)

$$\begin{aligned} Q &= 81811,170 \text{ kg/jam} \cdot 2,20462 \text{ lb/kg} \\ &= 180362,5416 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Densitas Air (ρ)

$$\begin{aligned} \rho &= 1000 \text{ kg/jam} \\ &= 62,43 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Viskositas Air (μ)

$$\begin{aligned} \mu &= 0,84 \text{ Gp} \cdot 2,42 \\ &= 2,0328 \text{ lb/ft.jam} \\ &= 5,65 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det} \end{aligned}$$

Laju Alir Volumetrik (QF)

$$\begin{aligned} QF &= \frac{Q}{F} \\ &= \frac{180362,5416 \text{ lb jam}}{62,43 \text{ lb ft}^3} \\ &= 2889,0364 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,8022 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

$$= 2889,0364 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 7,481 \text{ gallon}/\text{ft}^3 \times 1 \text{ jam}/60 \text{ menit}$$

$$= 360,2147 \text{ gallon / menit (gpm)}$$

Asumsi aliran turbulen :

$$D_{i,opt} = 3,9(Qf)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots 14, 15 \text{ Peter}$$

$$= 3,9(0,8022)^{0,45} \times (62,43)^{0,13}$$

$$= 6,0449 \text{ inc}$$

Berdasarkan Tabel 13 halaman 888 Peter dipilih

- Nominal size pipe 8 in
- Schedule 40
- Inside diameter = 7,981 in = 0,665 ft
- Outside diameter = 8,625 in = 0,718 ft
- Luas aliran = 50,0 in² = 0,347 ft²

Kecepatan aliran dalam pipa (V)

$$V = \frac{Qf}{A} = \frac{0,8022}{0,347} = 2,3118 \text{ ft/det}$$

Pemeriksaan bilangan Reynold (N_{Re})

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho V D}{\mu} \\ &= \frac{62,43 \text{ lb } \text{ft}^3 \times 2,3118 \text{ ft } \text{det} \cdot 0,718 \text{ ft}}{5,65 \times 10^{-4} \text{ lb } \text{det}} \\ &= 183408,556 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} \geq 2100$ maka asumsi benar

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus (L) = 50 meter = 164,04 ft
- Tinggi pemompaan (H) = 5 meter = 16,404 ft
- 3 elbow 90 :

$$\frac{Le}{D} = 32 \text{ (tabel 1 Hal 484 Peter)}$$

$$\begin{aligned} Le &= 32 \times 3 \times D \\ &= 32 \times 3 \times 0,718 \\ &= 68,928 \text{ ft} \end{aligned}$$

- 1 Gate Valve, tipe open :

$$\frac{Le}{D} = 7 \text{ (tabel 1 hal 484 Peter)}$$

$$\begin{aligned} Le &= 7 \times 1 \times 0,178 \\ &= 5,026 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Dipilih material pipa komersial steel

$$\epsilon = 0,00015$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,718} = 2,089 \times 10^{-4} \text{ (Fig 14-1 Peter)}$$

$$f = 0,004$$

Friksi yang terjadi (F)

- Friksi sepanjang pipa lurus

$$F = \frac{2fL^3 \rho v^3}{gcD^5} \text{ (pers. 9 hal 483 Peter)}$$

$$= \frac{2,0,004(2,3118)^2 \cdot 164,04}{32,2 \cdot 0,718}$$

$$= 0,3034 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm}$$

- Friksi karena sambungan (elbow 90°)

$$F = \frac{2fV^2 \cdot le}{gcD}$$

$$F = \frac{2,0,004(2,3118)^2 \cdot 68,928}{32,2 \cdot 0,718}$$

$$0,1275 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm}$$

- Friksi karena adanya bukaan (Gate Valve)

$$F = \frac{2fV^2 \cdot le}{gcD}$$

$$\frac{2,0,004(2,3118)^2 \cdot 5,026}{32,2 \cdot 0,718}$$

$$0,0093 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm}$$

- Total Friksi (ΣF)

$$\Sigma F = 0,3034 + 0,1275 + 0,0093$$

$$\Sigma F = 0,4402 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm}$$

Penentuan kerja pompa (w)

$$W = \frac{\Delta p}{\rho} + \Delta H \frac{g}{gc} + \frac{V^2}{2gc} + \Sigma F \quad (\text{pers. 10 hal 486 Peter})$$

Dimana:

$$P_1 = P_2$$

$$\frac{\Delta p}{\rho} = 0$$

$$M = 16,404 ft$$

$$V_1 = V_2 = 2,3118 \text{ ft/det (ukuran pipi uniform)}$$

$$W = 0 + 16,404 \times 1 + \frac{(2,3118)^2}{2 \times 1 \times 32,2} + 0,4402$$

$$= 16,9272 \text{ lb.f / lbm}$$

Penentuan Daya Pompa (P)

$$P = \frac{\rho \times Q_f \times w}{550}$$

$$\frac{62,43 \times 0,8022 \times 16,9272}{550}$$

$$= 1,5413 \text{ Hp}$$

Penentuan BHP

$$BHP = \frac{P}{\eta}$$

Dari FIG. 14. 37 hal 520 Peter diperoleh

$$\eta = 84\%$$

$$BHP = \frac{1,5413}{0,84} = 18349 \text{ Hp}$$

Penentuan Daya Motor (N)

$$N = \frac{BHP}{\eta}$$

Dari Fig 14 - 38 hal 521 Peter diperoleh η motor = 84%

$$N = \frac{1,8349}{0,8} = 2,2936 Hp$$

Kesimpulan:

- Jenis pompa = pompa sentrifugal
- Kapasitas = 360,2147 gpm
- Jenis impeller Radial - Vane Vield
- Motor = 2,2936 Hp
- Bahan = Comercial stell

2. BAK PENAMPUNGAN AWAL (BP-01)

Fungsi : Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari sungai.

Bentuk : Empat persegi panjang

Waktu tinggal (θ) = 10 jam

Volume yang ditampung (VL)

$$\begin{aligned} VL &= 81811,170 \text{ kg jam} \\ &= \frac{81811,170}{1000} \times 10 \\ &= 818,1117 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan digunakan 2 buah bak dan ukuran yang sama, maka :

$$VL = \frac{818,1117}{2} = 409,0559 \text{ m}^3$$

Penentuan Volume Bak Penampung (VB)

Asumsi Bak terisi air 95%

$$VB = \frac{409,0559}{0,95} = 430,5852 \text{ m}^3$$

Penentuan Ukuran Bak

- Tinggi (T) = 5 meter
- Panjang (P) = 2 x lebar (L)

$$VB = P \times L \times T$$

$$430,5852 \text{ m}^3 = 2 \cdot L \times L \times T$$

$$L^2 = \frac{\sqrt{430,5852}}{10}$$

$$= 6,56 \text{ m} \approx 7 \text{ meter}$$

Sehingga

$$\rho = 2l$$

$$= 2 \times 7 = 14 \text{ meter}$$

Bak terbuat dari konstruksi Beton dengan campuran pasir, batu, semen dengan tebal (TB) = 40 cm.

3. POMPA TANGKI PENGENDAP (PU - 02)

Fungsi : untuk memompa air dari tangki bak penampung ke tangki pengendap.

Type : Centrifugal Pump.

Kapasitas air yang di pompa (Q)

$$Q = 81811,170 \text{ kg/jam} \times 2,2046 \text{ lb/kg}$$

$$= 180360,9054 \text{ lb/jam}$$

Densitas air (ρ)

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,43 \text{ lb/ft}^3$$

Viscositas air (μ)

$$\mu = 0,84 \text{ Cp} \times 2,42$$

$$= 2,0328 \text{ lb/ft jam}$$

$$= 5,65 \times 10^{-4} \text{ lb ft.det}$$

Penentuan laju aliran volumetrik (Qf)

$$Qf = \frac{Q}{\rho} = \frac{180360,9054 \text{ lb}^2/\text{jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 2889,0102 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,8025 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$\frac{2889,0102 \text{ ft}^3/\text{jam}}{1 \text{ jam}} \times \frac{7,481 \text{ gallon}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}$$

$$= 360,2114 \text{ gallon menit (gpm)}$$

Penentuan Diameter Optimum

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9(Qf)^{0,45} (62,43)^{0,15} \\ &= 6,046 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 13 hal. 888 Peter dipilih :

- Nominal size pipa = 8 in
- Schedule = 40
- ID = 7,981 in = 0,665 ft
- OD = 8,625 in = 0,718 ft
- A = 50,0 in² = 0,347 ft²

Penentuan kecepatan aliran dalam pipa (V) :

$$V = \frac{Qf}{A} = \frac{0,8025 \text{ ft}^3 / \text{det}}{0,347 \text{ ft}^2} = 2,3127 \text{ ft} / \text{det}$$

Bilangan Reynold (NRe) :

$$\begin{aligned} - \text{NRe} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{62,43 \text{ lb} / \text{ft}^3 \times 2,3127 \text{ ft} / \text{det} \times 0,665 \text{ ft}}{5,65 \times 10^{-4} \text{ lb} \cdot \text{ft} / \text{det}} \\ &= 169936,173 \end{aligned}$$

karena $NRe \geq 2100$ maka Asumsi Benar.

Direncanakan :

- panjang pipa lurus (L) 8 meter = 26,2464 ft

- Tinggi Pemompaan (H) = 3 meter = 9,8424 ft

- 3 elbow 90°

$$\frac{L_e}{D} = 32 \quad \dots (\text{Peter, tabel 1 hal. 484})$$

$$L_e = 32 \times 3 \times 0,665$$

$$= 63,84 \text{ ft}$$

- 1 Gate Valve, open

$$\frac{L_e}{D} = 7 \quad \dots (\text{Peter, tabel 1 hal. 484})$$

$$L_e = 7 \times 1 \times 0,665$$

$$= 4,655 \text{ ft}$$

$$\Sigma L_e = 26,2464 + 63,84 + 4,655$$

$$= 94,7414 \text{ ft}$$

- Dipilih Material Pipa Comersial Steel

$$\epsilon = 0,00015$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,665} = 2,25 \times 10^{-4} \quad \dots (\text{Fig. 14 - 1 Peter})$$

$$f = 0,004$$

Perhitungan Friksi (F)

$$\Sigma F = \frac{2f \times v^2 \times \Sigma L_e}{gc \times D} \quad \dots \text{(pers. 9 hal.483 Peter)}$$

$$= \frac{2 \times 0,004 \times (2,3127)^2 \times 94,7414}{32,2 \times 0,665}$$

$$= 0,1893 \text{ lbf.ft / lbm}$$

Penentuan kerja pompa (W)

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta H \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2\alpha \cdot gc} + \Sigma F \quad \dots \text{(pers. 9 hal.483 Peter)}$$

dimana :

$$P1 = P2 = 1 \text{ atm}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = V_2 - V_1 = 2,3127 \text{ ft/det (ukuran pipa uniform)}$$

$$\Delta H = 9,8424 \text{ ft}$$

$$W = 0 + 9,8424 \times 1 + \frac{(2,3127)^2}{2 \times 1 \times 32,2} + 0,1893$$

$$= 10,1148 \text{ lbf.ft / lbm}$$

Penentuan Daya Pompa (P)

$$P = \frac{\rho \times Q \times W}{550}$$

$$= \frac{62,4 \times 0,8025 \times 10,1148}{550}$$

$$= 0,9213 \text{ HP}$$

Penentuan Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{P}{\eta}$$

$$\eta = 85 \% \quad \dots\dots\dots (Fig. 14 -37 hal. 520 Peter)$$

$$BHP = \frac{0,9213}{0,85} = 1,0839$$

Penentuan: Daya Motor (N)

$$N = \frac{BHP}{\eta}$$

$$\eta = 84 \% \quad \dots\dots\dots (Fig. 14 - 38 hal. 521 Peter)$$

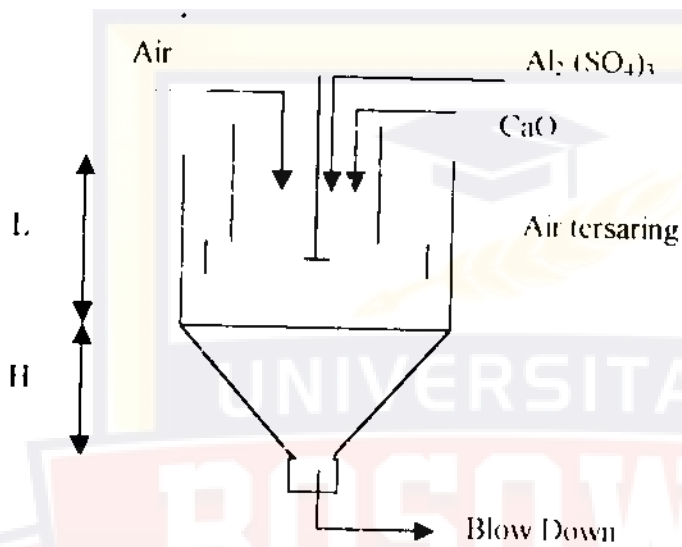
$$N = \frac{1,0839}{0,84} = 1,2904 \text{ HP}$$

Kesimpulan

- Jenis pompa - pompa sentrifugal
- Kapasitas = 360,2114 gpm
- Jenis impeller - Radial - vane yield
- Motor = 1,2904 HP
- Bahan = commercial steel.

4. TANGKI PENGENDAPAN DAN PENCAMPUR (TP - 01)

Fungsi : Tempat mengikat partikel-partikel kecil dengan koagulan $Al_2(SO_4)_3$



Dimana :

$$L = 0,5 P$$

$$H = 0,5 L$$

$$= 0,25 D$$

Volume air (V_L)

$$V_L = 818,117 \text{ m}^3$$

Digunakan 2 buah tangki dengan ukuran yang sama

$$V_L = \frac{818,117}{2} = 409,0559 \text{ m}^3$$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = \text{Vol. Silinder} + \text{Vol. Konis}$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \times L + \frac{\pi}{4} \times \frac{D^3}{6 \tan \alpha}$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 \times L + \frac{0,131 D^3}{\tan \alpha}$$

$$409,0559 = 0,785 D^2 (0,5 D) + \frac{0,131 D^3}{\tan 30}$$

$$409,0559 = 0,3925 D^3 + 0,226 D^3$$

$$= 0,619 D^3$$

$$D = \left[\frac{409,0559}{0,619} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$= 8,7 \text{ meter}$$

$$L = 0,5 \times 8,7 = 4,35 \text{ meter (silinder)}$$

$$H = 0,5 \times 4,35 = 2,18 \text{ meter (konis)}$$

- Digunakan pengaduk dengan daya (P) = 1 Hp

- Batang pengaduk berbentuk propeller

- Kebutuhan alum (MA)

Untuk pengendapan digunakan Alum = 2 grain/gall air

$$Q_f = 2889,0102 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 360,2114 \text{ gallon/ menit}$$

maka :

$$MA = 360,2114 \frac{\text{gallon}}{\text{menit}} \times 2 \frac{\text{gram}}{\text{gallon}} \cdot \frac{\text{lb}}{7000 \text{ gram}}$$

$$= 0,1029 \text{ lb/menit}$$

$$= 67,165 \text{ kg/hari}$$

Alum yang ditambahkan ke tangki pencampur dan penggumpalan dengan dilarutkan dalam air yang berkadar 4% Alum.

Perhitungan kebutuhan kapur (CaO)

Pemakaian CaO ditetapkan = 1,5 grain / gallon

$$\text{CaO} = 1,5 \frac{\text{grain}}{\text{gallon}} \times 360,2114 \frac{\text{gallon}}{\text{menit}} \times \frac{\text{lb}}{7000 \text{ grain}}$$

$$= 0,077 \text{ lb/menit}$$

$$= 0,077 \frac{\text{lb}}{\text{menit}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \times \frac{1 \text{ kg}}{2,204 \text{ lb}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}}$$

$$= 50,3085 \text{ kg/hari}$$

CaO dilarutkan dalam tangki pelarut dengan konsentrasi CaO 25%

5. POMPA SAND FILTER (PU-03)

Fungsi : untuk memompa air dari bak penampungan ke tangki sand Filter

Type : Centrifugal pump.

Kapasitas air (Q)

$$Q = 81811,170 \text{ kg/jam}$$

$$= 81811,170 \times 2,204$$

$$= 180311,8182 \text{ lb/jam}$$

Densitas air (ρ)

$$\begin{aligned} \rho &= 1000 \text{ kg/m}^3 \\ &= 62,43 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Viskesitas air (μ)

$$\begin{aligned} \mu &= 0,84 \text{ Cp} \times 2,42 \\ &= 2,0328 \text{ lb/ft.jam} \\ &= 5,65 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det} \end{aligned}$$

Laju alir Volumetrik (Qf)

$$Qf = \frac{Q}{\rho}$$

$$= \frac{180311,8187}{62,43}$$

$$= 2888,2239 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$0,802 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$= 2888,2239 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}} \times \frac{7,481 \text{ gallon}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}$$

$$= 360,113 \text{ gailon/menit (gpm)}$$

Penentuan Diameter Optimum

$$D_{opt} = 3,9(Qf)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots \dots \dots \text{(pers 14-15 Peter)}$$

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9(0,802)^{0,45} (62,43)^{0,13} \\ &= 6,044 \end{aligned}$$

Dari tabel 13 hal 888 Peter dipilih

- Nominal size pipe = 8 in
- Schedule = 40
- ID = 7,981 in = 0,665 ft
- OD = 8,625 in = 0,718 ft
- Luas aliran = 5,00 in² = 0,347 ft²

Penentuan kecepatan aliran dalam pipa (V)

$$V = \frac{Qf}{A} = \frac{0,802 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,347 \text{ ft}^2} = 2,311 \text{ ft/det}$$

Koreksi Bilangan Reynold (NRe)

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= \frac{62,43 \times 2,311 \times 0,665}{5,65 \times 10^{-4}} \\ &= 169811,257 \end{aligned}$$

Karena $NRe \geq 2100$ maka Asumsi Benar

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus (L) = 4 meter = 13,1232 ft
- Tinggi pemompaan (H) = 8 meter = 26,2464 ft
- 3 elbow 90

$$\frac{L_e}{D} = 32$$

(Peter, tabel I hal 484)

$$\begin{aligned} L_e &= 32 \times 3 \times 0,665 \\ &= 63,84 \text{ ft} \end{aligned}$$

- 1 gate Valve, open

$$\frac{L_e}{D} = 7 \quad \dots \text{(Peter, tabel 1 hal 484)}$$

$$L_e = 7 \times 1 \times 0,665$$

$$= 4,655 \text{ ft}$$

Total Panjang pipa (ΣL_e)

$$\Sigma L_e = 13,1232 + 63,84 + 4,655$$

$$= 81,7282 \text{ ft}$$

- Dipilih material pipa Comercial steel

$$\epsilon = 0,00015$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,665} = 2,25 \times 10^{-4}$$

$$f = 0,004$$

Perhitungan Friksi

$$\Sigma F = \frac{2f \times V^2 \times \Sigma L_e}{gC \times D} \quad \dots \text{(pers. 9 hal 483 Peter)}$$

$$= \frac{2 \times 0,004 (2,311)^2 \times 81,7282}{32,2 \times 0,665}$$

$$= 0,1631 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm}$$

Penentuan Kerja Pompa (W)

$$W = \frac{\Delta p}{\rho} + \Delta H \frac{g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2agc} + \Sigma F \quad \dots \text{(pers. 10 hal 486 Peter)}$$

Dimana :

$$P_1 = P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = V_2 - V_1$$

$$\Delta H = 26,2464 \text{ ft}$$

untuk aliran turbulen $\alpha = 1$

Sehingga

$$\begin{aligned} W &= 0 + 26,2464 \times 1 + \frac{(2,311)}{2 \times 1 \times 32,2} = 0,1631 \\ &= 26,2464 \text{ lb.ft/lbm} \end{aligned}$$

Penentuan Daya Pompa (P)

$$\begin{aligned} P &= \frac{P_2 \times Q_f \times W}{550} \\ &= \frac{62,43 (0,802) \times 26,4454}{550} \\ &= 2,4034 \text{ HP} \end{aligned}$$

Perhitungan Brake Horse Power (BHP)

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{P}{\eta} \\ &= \frac{2,4074}{0,84} \\ &= 2,8659 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Perhitungan Daya Motor (N)

$$N = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$

$$= \frac{2,8659}{0,85}$$

$$= 3,3716 \text{ Hp}$$

Kesimpulan

- Jenis Pompa : Pompa Sentrifugal
 Kapasitas : 360 m³ gallon/menit
 Jenis Impeller : Radial - Vens vield
 Motor : 3,3716 Hp
 Bahan : Compresial steel

6. SAND FILTER (SF - 01)

- Fungsi : Untuk menyaring partikel-partikel halus yang tersisa
 Jenis : Grafity Sand Filter
 Bentuk : Persegi panjang
 Kapasitas (Q)

$$Q = \frac{81811,170 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 81,8112 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 81,8112 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1000 \frac{\text{liter}}{\text{m}^3} \times \frac{\text{jam}}{\text{menit}}$$

$$= 1563,52 \text{ liter/menit}$$

Digunakan 3 buah Sand Filter dengan ukuran yang sama

$$Q = \frac{1363,52}{3}$$

$$= 454,5067 \text{ liter/menit}$$

Kec. Aliran Penyaringan (V)

$$V = 5,2 \text{ gpm/ft}^2 \quad \dots \text{ (Perry edisi 6 Fig. 12-14 hal 12-15)}$$

Luas Penampang Saringan (A)

$$A = \frac{454,5067 \frac{\text{liter}}{\text{menit}} \times 0,2641 \frac{\text{galon}}{\text{liter}}}{5,2 \text{ gpm/ft}^2}$$

$$= 23,0837 \text{ ft}^2$$

Penentuan Ukuran Bak

- Tinggi (T) = 5 meter
- Panjang (P) = 2 x lebar (L)

$$VB = P \times L \times T$$

$$81,8112 = 2L \times L \times 5$$

$$81,8112 = 10 L^2$$

$$L = \left(\frac{81,8112}{10} \right)^{1/2}$$

$$= 2,8603 \text{ meter}$$

Sehingga :

$$P = 2L$$

$$= 2 \times 2,8603$$

$$= 5,7206 \text{ meter}$$

Bak terbuat dari konstruksi beton dengan campuran pasir, batu dan semen.

Penentuan ukuran saringan :

- Tinggi pasir diambil = 4 ft
- Tinggi kerikil diambil = 3 ft
- Tinggi air di bawah pasir = 4 ft
- Tinggi air di atas pasir = 4 ft

7. BAK AIR BERSIH (BP - 02)

Fungsi : untuk menampung air bersih yang keluar dari Sand Filter

Bentuk : empat persegi panjang

Waktu tinggal (θ)

$$\theta = 1 \text{ jam}$$

volume air yang ditampung (V_L)

$$V_L = 81,8112 \text{ m}^3$$

Volume bak (V_B)

Asumsi bak terisi air 90 %

$$\begin{aligned} V_B &= \frac{81,8112}{0,9} \\ &= 90,9013 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Penentuan Ukuran Bak

Tinggi (T) = 5 meter

Panjang = 2 x lebar (L)

$$V_B = P \times L \times T$$

$$VB = 2L \times L \times 5$$

$$VB = 10L^2$$

$$90,9013 = 10L^2$$

$$L = \left[\frac{90,9013}{10} \right]^{1/2}$$

$$= 3,1049 \text{ meter}$$

Sehingga :

$$P = 2 \times L$$

$$= 2 \times 3,1049$$

$$= 6,0298 \text{ meter}$$

Bak terbuat dari konstruksi beton dengan campuran pasir, batu dan semen.

8. POMPA AIR BERSIH (PU - 04)

Fungsi : Untuk memompa air dari bak air bersih ke tangki penukar ion

Type : Centrifugal Pump

Kapasitas air yang akan dipompa (Q)

$$Q = 10713,740 \text{ kg/jam}$$

Densitas air (ρ)

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,43 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air (μ)

$$\mu = 0,84 \text{ Cp} \times 2,42$$

$$= 2,0328 \text{ lb/ft.jam}$$

$$= 5,65 \times 10^{-1} \text{ lb/ft.sec.}$$

Laju Alir Volumetrik (Qf)

$$Q_f = \frac{Q}{\rho}$$

$$= \frac{10713,740 \text{ kg}}{\text{jam}} \times \frac{2,204 \text{ lb}}{\text{kg}} \times \frac{1}{62,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 378,233 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 378,233 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}} \times \frac{7,481 \text{ gallon}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}$$

$$= 47,1594 \text{ gallon/menit}$$

Perhitungan Diameter Optimum (D_{opt})

$$D_{opt} = 3,9 (Q_f)^{0,13} \dots (\text{pers. 14 - 15 Petter})$$

Asumsi Aliran Turbulen

$$D_{opt} = 3,9 (0,105)^{0,13} \times (62,43)^{0,13}$$

$$= 2,42 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 13 Hal. 888 Peter dipilih :

Nominal size pipa = 3 in

Schedule = 40 in

ID = 3,068 in = 0,256 ft

OD = 3,50 in = 0,292 ft

A = 7,38 in² = 0,0513 ft²

Kecepatan alir dalam pipa (V)

$$V = \frac{Qf}{A}$$

$$= \frac{0,105 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0513 \text{ ft}^2}$$

$$= 2,046 \text{ ft/det}$$

Koreksi bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

$$= \frac{67,43 \text{ lb/ft}^3 \times 2,0468 \text{ ft/det} \times 0,256 \text{ ft}}{5,65 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}}$$

$$= 57897,559$$

Karena $NRe \geq 2100$ maka asumsi benar.

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus (L) = 8 meter = 26,2464 ft
- Tinggi pemompaan (H) = 4 meter = 13,1232 ft
- 3 elbow 90°

$$\frac{Le}{D} = 32$$

..... (Peter, tabel 1, hal. 484)

$$Le = 32 \times 3 \times 0,256$$

$$= 24,576 \text{ ft}$$

- 1 gate valve, open

$$\frac{L_e}{D} = 7$$

(Peter, tabel 1, hal. 484)

$$L_e = 7 \times 1 \times 0,256$$

$$= 1,792 \text{ ft}$$

Panjang Pipa Total (ΣL_e)

$$\Sigma L_e = 26,2464 + 24,576 + 1,792$$

$$= 52,6144 \text{ ft}$$

- Dipilih Material Pipa Comersial Steel

$$\varepsilon = 0,00015$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,256} = 5,86 \times 10^{-4} \quad \text{(Peter, fig 14-1 hal. 428)}$$

$$f = 0,004$$

- Perhitungan Friksi (F)

$$\Sigma F = \frac{2f \times V^2 \times \Sigma L}{gc \times D}$$

$$= \frac{20,004 \times (2,0468)^2 \times 52,6144}{32 \times 2 \times 0,256}$$

$$= 0,1076 \text{ lbf.ft / lbm}$$

Penentuan Kerja Pompa (W)

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + MH \cdot \frac{g}{gc} + \frac{M V^2}{2gc} + \Sigma F \quad \text{(Peter, pers. 10 hal. 286)}$$

Dimana :

$$P1 = P2 = 1 \text{ atm.}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta V = V2 - V1 = 2.0468 \text{ ft/det}$$

$$\Delta H = 13,1232 \text{ ft}$$

Untuk aliran turbulen $\alpha = 1$

$$\begin{aligned} W &= 0 + 13,1232 + 1 + \frac{(2,0468)^2}{2 \times 1 \times 32,2} + 0,1076 \\ &= 13,2959 \text{ lbf. ft/lbm} \end{aligned}$$

Penentuan Daya Pompa (P)

$$\begin{aligned} P &= \frac{\rho \times Q \times W}{550} \\ &= \frac{62,43 \times 0,705 \times 13,2959}{550} \\ &= 0,1585 \text{ HP} \end{aligned}$$

Penentuan Brake Horse Power (BHP)

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{P}{\eta} \\ &= \frac{0,1585}{0,84} = 0,1887 \text{ HP} \end{aligned}$$

Penentuan Daya Motor (N)

$$N = \frac{0,1887}{0,83} = 0,2273 \text{ HP}$$

Kesimpulan

Jenis pompa	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 47,1594 gpm
Jenis impeller	: Radial - Vane Vield
Motor	: 0,2273 HP
Bahan	: Commercial Steel

9. KATION EXCHANGER (KE - 01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh adanya garam-garam kation seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , dan Na

Bentuk : Tangki silinder tegak dan Bed Resin.

Kapasitas air (Q)

$$Q = 10713,740 \text{ kg/jam}$$

Densitas air (ρ)

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3 \\ 62,43 \text{ lb/ft}^3$$

Laju alir Volumetrik (Qf)

$$Qf = \frac{Q}{\rho} \\ = \frac{10713,740 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2,204 \frac{\text{lb}}{\text{kg}}}{62,43 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

$$\begin{aligned}
 &= 378,233 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,105 \text{ ft}^3/\text{det} \\
 &= 378,233 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 7,481 \text{ gallon}/\text{ft}^3 \times 1 \text{ jam}/60 \text{ menit} \\
 &= 47,159 \text{ gallon}/\text{menit (gpm)}
 \end{aligned}$$

Jumlah Kation yang akan dihilangkan (MK)

Asumsi : Kadar kation yang terserap = 145 ppm dan yang tak terserap = 50 ppm (Powel, hal. 145).

$$\begin{aligned}
 \text{Mk} &= (145 - 50) \frac{\text{mg}}{\text{liter}} \times \frac{1 \text{ grain}}{64,86 \text{ mg}} \times \frac{3,79 \text{ liter}}{1 \text{ gallon}} \\
 &= 5,5512 \text{ grain / gallon.}
 \end{aligned}$$

Jumlah air yang akan dilunakkan selama 24 jam (ma)

$$\begin{aligned}
 \text{ma} &= 24 \text{ jam} \times 47,159 \frac{\text{gallon}}{\text{menit}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}} \\
 \text{ma} &= 67908,96 \text{ gallon.}
 \end{aligned}$$

Total anion yang dihilangkan (mA)

$$\begin{aligned}
 \text{mA} &= 67908,96 \text{ gallon} \times 5,5512 \text{ grain}/\text{gallon} \\
 &= 376976,2188 \text{ grain}
 \end{aligned}$$

Volume Resin (VR)

Dipakai Natural Green zeolit dengan kapasitas penyerapan 2000 - 3000 grain/ft³ resin (tabel 5.6 Powel, hal. 172). Dipakai 2800 grain/ft³ resin

$$\begin{aligned}
 \text{VR} &= \frac{3769,2188 \text{ gram}}{2800 \text{ grain}/\text{ft}^3} \\
 &= 134,6344 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Luas penampang Resin (AR)

Kecepatan penyerapan 3 – 5 gpm/ft², dipilih 4 gpm/ft²

$$AR = \frac{47,159 \text{ gallon/menit}}{4 \text{ gallon/menit/ft}^2}$$

$$11,7898 \text{ ft}^2$$

Diameter Bed (D)

$$A = \frac{1}{4} \pi D^2$$

$$11,7898 = \frac{1}{4} \pi D^2$$

$$D = \left(\frac{11,7898 \times 4}{3,14} \right)^{1/2}$$

$$= 3,8754 \text{ ft}$$

Tinggi Bed Resin (HR)

$$HR = \frac{VR}{AR} = \frac{134,6344 \text{ ft}^3}{11,7898 \text{ ft}^2}$$

$$= 11,4196 \text{ ft}$$

Tinggi Tangki (HT)

- Lapisan gratel bagian atas dan bawah = 3 + 3 = 6 ft
- Lapisan spacing bagian atas dan bawah = 3 + 3 = 6 ft
- Lapisan Bed Resin = 11,4196 ft

$$\text{Tinggi total tangki} = 23,4196 \text{ ft}$$

$$\text{Jadi diambil tinggi total tangki} = 24 \text{ ft.}$$

$$\text{Konstruksi Bahan} = \text{Carbon Steel.}$$

10. ANION EXCHANGER (AE – 01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh adanya garam-garam Anion seperti Cl^- , SO_4^{2-} , dan NO_3^- .

Bentuk : Tangki silinder tegak dengan Bed Resin.

Kapasitas air (Q)

$$Q = 10713,740 \text{ kg/jam}$$

Densitas air (ρ)

$$\begin{aligned} \rho &= 1000 \text{ kg/m}^3 \\ &= 62,43 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Laju alir Volumetrik (Q_f)

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{Q}{\rho} \\ &= \frac{10713,740 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2,204 \frac{\text{lb}}{\text{kg}}}{62,43 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \\ &= 378,233 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,105 \text{ ft}^3/\text{det.} \\ &= 47,159 \text{ gpm.} \end{aligned}$$

Jumlah Kation yang akan dihilangkan (Mk)

Asumsi : Kadar anion yang terserap = 145 ppm dan yang tak terserap = 50 ppm

$$M_k = (145 - 50) \frac{\text{mg}}{\text{liter}} \times \frac{1 \text{ grain}}{64,86 \text{ mg}} \times \frac{3,79 \text{ liter}}{1 \text{ gallon}}$$

$$= 5,5512 \text{ grain/gallon.}$$

11. BAK PENAMPUNG AIR PROSES (BP - 03)

Fungsi : Untuk menampung air proses yang keluar dari tangki penukar ion.

Bentuk : Empat persegi panjang.

Waktu tinggal (θ)

$$\theta = 1 \text{ jam}$$

Volume air (V_L)

$$V_L = 10713,740 \text{ kg/jam}$$

$$= \frac{10713,7440 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 10,7137 \text{ m}^3$$

Volume Bak (V_B)

Asumsi : bak terisi 90 %

$$V_B = \frac{10,7137}{0,9} = 11,9041 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran Bak

$$V = p \times l \times T$$

Dimana :

$$P = \text{Panjang} = 1,5 \text{ L}$$

$$T = \text{Tinggi} = 3 \text{ m}$$

$$l = \text{lebar}$$

$$V = P \times l \times T$$

$$11,9041 = 1,51 \times l \times 3$$

$$l = \left[\frac{11,9041}{4,5} \right]^{1/2}$$

$$= 1,6265 \text{ m}$$

sehingga

$$P = 1,5 \times l$$

$$= 1,5 \times 1,6265$$

$$= 2,4397 \text{ m}$$

Bak dibuat dari konstruksi beton dengan campuran pasir, batu dan semen.

12. POMPA AIR SANITASI (PU - 05)

Fungsi : Untuk memompa air dari bak air bersih untuk keperluan sanitasi.

Type : Centrifugal Pump

Kapasitas air yang akan dipompa (Q)

$$Q = 570,833 \text{ kg/jam}$$

Densitas air (ρ)

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,43 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air (μ)

$$\mu = 0,84 \text{ Cp}$$

$$= 5,65 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.sec.}$$

Laju Alir air Volumetrik (Qf)

$$\begin{aligned}
 Q_f &= \frac{Q}{\rho} \\
 &= \frac{570,833 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2,204 \frac{\text{lb}}{\text{kg}}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 20,1524 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0056 \text{ ft}^3/\text{det.} \\
 &= 20,1524 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}} \times \frac{7,481 \text{ gallon}}{\text{ft}^3} \cdot \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\
 &= 2,5127 \text{ gallon/menit (gpm)}
 \end{aligned}$$

Penentuan Diameter Optimum (D_{opt})

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 3,9 (Q_f)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\
 &= 3,9 (0,0056)^{0,45} \times (62,43)^{0,13} \\
 &= 0,6474 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 13 Hal. 888 Peter dipilih :

Nominal size pipa = $\frac{1}{2}$ in

Schedule = 40 in

ID = 0,840 in = 0,07 ft

OD = 0,622 in = 0,0518 ft

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

Penentuan kecepatan aliran dalam pipa (V)

$$V = \frac{Q_f}{A}$$

$$= \frac{0,0056 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0021 \text{ ft}^2}$$

$$= 2,6667 \text{ ft/det}$$

Koreksi bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \times \bar{v} \times D}{\mu}$$

$$= \frac{67,43 \text{ lb/ft}^3 \times 2,6667 \text{ ft/det} \times 0,0518 \text{ ft}}{5,65 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}}$$

$$= 15263,313$$

Karena $NRe \geq 2100$ maka asumsi benar.

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus (L) = 15 meter = 49,212 ft
- Tinggi pemompaan (H) = 3 meter = 9,8424 ft
- 3 elbow 90°

$$\frac{L_e}{D} = 32$$

$$L_e = 32 \times 3 \times 0,0518$$

$$= 4,9728 \text{ ft}$$

- 1 gate valve, open

$$\frac{L_e}{D} = 7 \quad \dots\dots(Peter, tabel 1, hal. 484)$$

$$L_e = 7 \times 1 \times 0,0518$$

$$= 0,3626 \text{ ft}$$

Panjang Pipa Total (ΣL_e)

$$\Sigma L_e = 49,212 + 4,9728 + 0,3626$$

$$= 54,5474 \text{ ft}$$

- Dipilih Material Pipa Comersial Steel

$$\epsilon = 0,00015$$

$$\epsilon/D = \frac{0,00015}{0,0518} = 0,0029$$

$$f = 0,004$$

Perhitungan Friksi (F)

$$\Sigma F = \frac{2f \times V^2 \times \Sigma L_e}{gC \times D}$$

$$= \frac{2 \times 0,004 \times (2,6667)^2 \times 54,5474}{32,2 \times 0,0518}$$

$$= 1,8605 \text{ lbf.ft / lbm}$$

Penentuan Kerja Pompa (W)

$$W = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta H \cdot \frac{g}{gC} + \frac{V^2}{2\alpha gC} + \Sigma F \quad \dots (Peter, pers. 10 hal. 286).$$

Dimana :

$$P1 = P2 = 1 \text{ atm.}$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

$$\Delta V = 2,6667 \text{ ft/det}$$

$$\Delta H = 9,8424 \text{ ft}$$

$$W = 0 + 9,8424 + \frac{(2,6667)^2}{2 \times 1 \times 32,2} + 1,8605$$

$$= 11,8133 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Penentuan Daya Pompa (P)

$$P = \frac{\rho \times Q_f \times W}{550}$$

$$= \frac{62,43 \times 0,0056 \times 11,8133}{550}$$

$$= 0,0076 \text{ HP}$$

Penentuan Brake House Power (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{P}{\eta}$$

$$= \frac{0,0076}{0,7} = 0,0109 \text{ HP}$$

Penentuan Daya Motor (N)

$$N = \frac{0,0109}{0,6} = 0,0182 \approx 0,1 \text{ HP}$$

Kesimpulan

Jenis pompa	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 2,513 gpm
Jenis impeller	: Radial - Vane Vield

$$\begin{aligned}
 &= \frac{45110,735 \text{ kg}}{\text{jam}} \times \frac{2,204 \text{ lb}}{\text{kg}} \\
 &= 99403,686 \text{ lb/jam} \\
 &= \frac{99403,686 \text{ lb}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1592,5686 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,4424 \text{ ft}^3 / \text{det} \\
 &= \frac{1592,5686 \text{ ft}^3}{\text{jam}} \times \frac{7,481 \text{ gallon}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\
 &= 198,5668 \text{ gallon/menit (gpm)}
 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama pada perhitungan pompa yang lain diperoleh hasil :

$$BHP = 0,7928 \text{ HP}$$

Penentuan Daya Motor (N)

$$N = \frac{BHP}{\eta} = \frac{0,7928}{0,85} = 0,9552 \text{ HP}$$

Kesimpulan

Jenis pompa	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 198,5668 gpm
Jenis impeller	: Radial Vane Yield
Motor	: 0,9552 HP
Bahan	: Commercial Steel

6.3. Kebutuhan Tenaga Listrik

Untuk kebutuhan listrik pada pabrik ini direncanakan dipenuhi dari perusahaan listrik negara (PLN) dan sebagai cadangan digunakan generator. Perincian kebutuhan listrik tersebut meliputi kebutuhan listrik untuk proses pabrikasi :

No.	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Daya Motor (HP)	Total Daya (HP)
1.	Pompa Jet Cooker (L-121)	2	1,013	2,026
2.	Pompa Umpan Filter (L-133)	4	$3,13 \times 10^{-4}$	$1,252 \times 10^{-3}$
3.	Pompa Ion Exchanger (L-135)	2	1,101	2,202
4.	Pompa Preheater (L-144)	2	0,44	0,88
5.	Pompa Hasil Evaporator (L-147)	2	0,44	0,88
6.	Pompa Umpan Autoclave (L-152)	2	1,0979	2,1958
7.	Pompa Umpan Filter (L-156)	2	0,3337	0,6674
8.	Pompa Ion Exchanger (L-162)	2	0,02	0,04
9.	Pompa Spray Dryer (L-169)	4	0,29	1,16
10.	Pompa Umpan Sacharifikasi (L-123)	4	0,8677	3,4708
11.	Pompa Sorbitol (L-167)	2	1	2
Total				15,5233 Hp

Kebutuhan Untuk Alat Proses (P proses)

$$P \text{ proses} = 15,5233 \text{ Hp} \times 745,7 \text{ Watt/Hp}$$

$$11575,7248 \text{ Watt}$$

$$\frac{11575,7248}{1000}$$

$$= 11,5757 \text{ Kwatt}$$

Faktor keamanan diambil 25%

$$= \frac{18,21379}{0,25}$$

$$= 72,8552 \text{ Kwatt.}$$

Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah (Unit)	Daya Motor (Hp)	Total Daya (Hp)
1.	Tangki Pengendap	1	1	1
2.	Pompa Air Sungai	1	2,2936	2,2936
3.	Pompa Tangki pengendap	1	1,2904	1,2904
4.	Pompa Sand Filter	1	3,3716	3,3716
5.	Pompa Air Bersih	1	1	1
6.	Pompa Air Sanitasi	1	1	1
7.	Pompa Filter Press dan M-110	1	1	1
8.	Pompa air Umpan Boiler	1	1	1
9.	Pompa Air pendingin	1	1	1
Total				= 12,9556 Hp

Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas (P Utilitas)

$$P \text{ Utilitas} = 12,9556 \text{ Hp} \times 745,7 \text{ W/ Hp}$$

$$= 9660,9909 \text{ Watt}$$

$$= 9,6609 \text{ Kwatt.}$$

Faktor keamanan diambil 25%

$$= \frac{9,6609}{0,25}$$

$$= 38,6436 \text{ Kwatt.}$$

Total Kebutuhan Listrik Untuk pabrikan (Ppabrikan)

$$P \text{ pabrikan} = P \text{ utilitas} + P \text{ proses}$$

$$= 38,6436 + 72,8552$$

$$= 111,4988 \text{ Kwatt.}$$

Faktor Keamanan diambil 25%

Maka :

$$P \text{ pabrikan} = \frac{111,4988}{0,25}$$

$$= 445,9952 \text{ Kwatt}$$

Kebutuhan Listrik untuk alat Kontrol (P kontrol)

P kontrol diambil 20% dari P pabrikan

$$P \text{ kontrol} = 20/100 \times 445,9952$$

$$= 89,1990 \text{ Kwatt}$$

Kebutuhan Listrik Untuk penerangan (Pp)

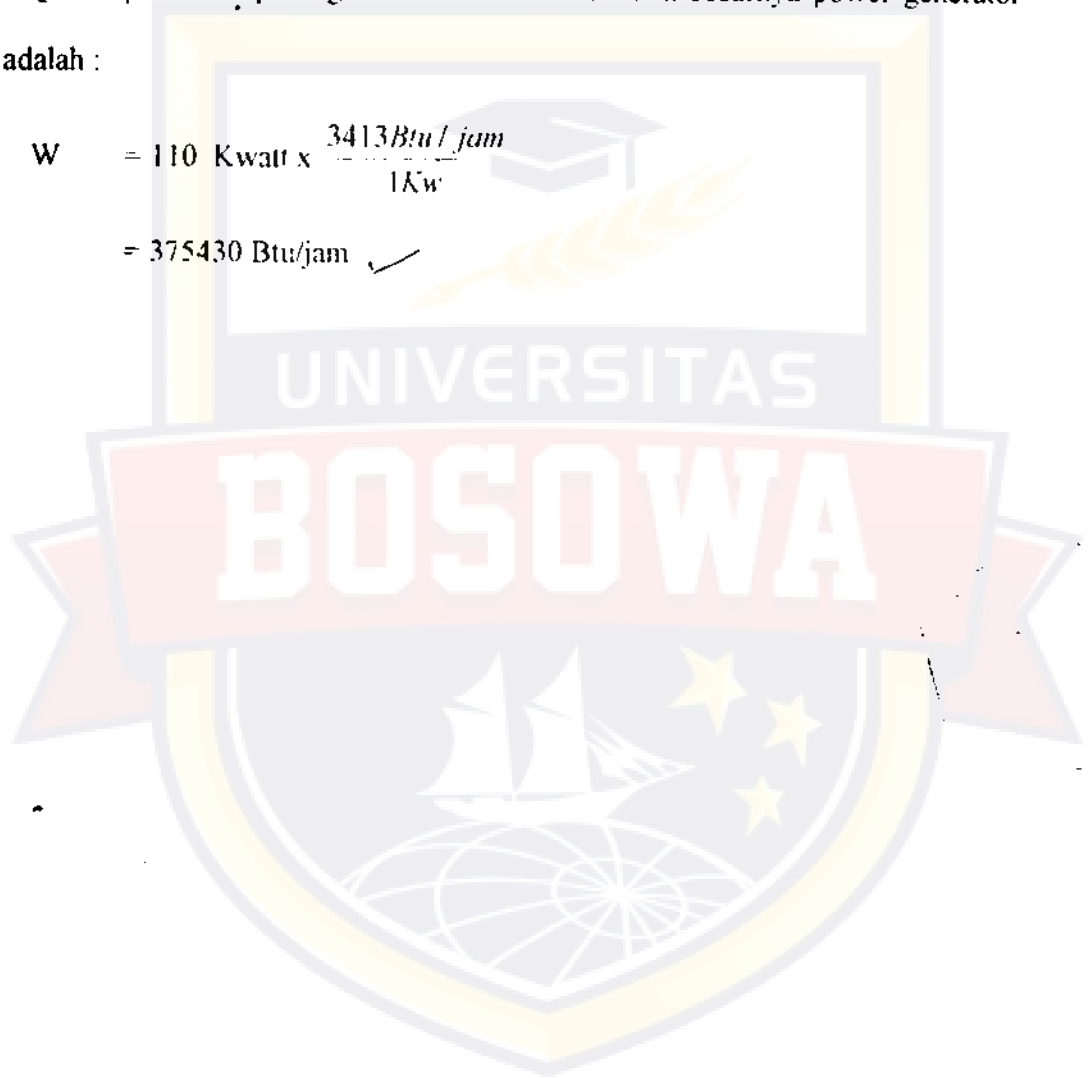
Dari Perry edisi 6 tabel 25-59 hal.25-75 diperoleh range 7-25 % dari kebutuhan listrik pabrikan untuk penerangan diambil 20 %, maka :

$$Pp = 20/100 \times 445,9952$$

$$= 89,1990 \text{ Kwatt}$$

Kebutuhan tenaga listrik diperoleh dari PLN dan sebagai cadangan untuk memperlancar produksi bila terjadi gangguan pada PLN digunakan sebuah generator AC dengan kapasitas terpasang sebesar 110 Kwatt maka besarnya power generator (W), adalah :

$$\begin{aligned} W &= 110 \text{ Kwatt} \times \frac{3413 \text{ Btu/jam}}{1 \text{ Kw}} \\ &= 375430 \text{ Btu/jam} \quad \checkmark \end{aligned}$$



BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

7.1 Instrumentasi

Instrumentasi merupakan alat kontrol yang digunakan untuk mengawasi suatu proses produksi, bahkan salah satu bagian yang amat penting dalam suatu industri kimia. Selain mengawasi instrumentasi juga mengatur dan mencatat kondisi operasi menurut kondisi yang dikehendaki dan selalu dalam keadaan optimum, juga apabila terjadi penyimpangan-penyimpangan selama proses berlangsung akan segera dapat diketahui, sehingga pengendalian maupun perbaikannya selama beroperasi harus dijaga sebab dengan terpenuhinya kondisi tersebut dapat dihasilkan produk seperti yang dikehendaki.

Penggunaan instrumentasi dalam industri kimia bertujuan untuk mengatur serta mengontrol variabel proses seperti temperatur, tekanan aliran, level dan lain-lain. Sistem kontrol dijalankan dengan memakai peralatan, antara lain :

1. Penunjuk sesaat (indicating)
2. Pengontrol (controlling)

Dengan menggunakan alat – alat kontrol (instrumentasi) tersebut diharapkan akan dapat :

1. Proses produksi dapat berjalan sesuai dengan batas-batas operasi yang telah ditentukan optimasinya, sehingga dapat diperoleh hasil yang optimum.
2. Proses produksi berjalan sesuai dengan efisiensi yang telah ditentukan, dengan demikian maka umur ekonomi dari peralatan proses lebih terjamin.
3. Mengetahui dan melokalisasi kerusakan/penyimpangan - penyimpangan dari kondisi operasi masing – masing maka dapat dengan cepat diketahui dan dapat dilakukan tindakan untuk mengatasi sedini mungkin.
4. Mengukur semua kondisi operasi pada aliran atau peralatan seperti temperatur, tekanan, laju alir dan tinggi permukaan (level).

Pada umumnya pengendalian peralatan proses (instrumentasi) dapat dibedakan berdasarkan proses kerjanya sebagai berikut :

1. Proses Otomatis

Instrumentasi diatur pada kondisi tertentu, jika terjadi penyimpangan variabel yang dikontrol maka secara langsung instrumen bekerja secara otomatis, untuk mengembalikan variabel tersebut pada kondisi yang telah ditentukan. Instrument jenis ini biasanya bekerja sebagai pengendali (controller).

2. Proses Semi Otomatis/Manual

Pada proses alat ini hanya mencatat perubahan-perubahan yang terjadi bila ada penyimpangan yang dikontrol, perubahan-perubahan yang terjadi

dapat secara manual untuk mengembalikan variabel tersebut pada kondisi yang ditetapkan. Instrumen ini biasanya bekerja sebagai pencatat (recording) atau petunjuk (indicator).

Untuk menentukan instrumentasi yang diperlukan dalam suatu peralatan perlu ditinjau kondisi input atau output seperti kondisi yang menjadi persyaratan. Pemilihan serta pemakaian instrumentasi harus menguntungkan, baik ditinjau dari segi proses maupun segi ekonomis.

Kriteria-kriteria tersebut meliputi :

1. Mudah dalam pengoperasian
2. Mudah dalam perbaikan dan peralatan
3. Harga relatif murah dengan kualitas yang memadai
4. Penyimpangan yang mungkin terjadi dengan cepat dapat terdeteksi.

Faktor – faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi, adalah :

1. Level instrument
2. Range yang diperlukan untuk pengukuran
3. Ketelitian yang dibutuhkan
4. Bahan konstruksi yang dipakai
5. Pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses.

Sistem pengendalian otomatis yang diperlukan pada dasarnya terdiri atas :

1. *Sensing Element/Primary Element*

Alat ini merupakan peralatan yang menunjukkan adanya perubahan dari variabel yang diukur.

2. Element Pengontrol

Alat ini merupakan element yang mengadakan harga-harga perubahan dari variabel yang ditunjukkan oleh sensing elemen dan diukur oleh element pengukur untuk mengatur sumber tenaga yang sesuai dengan perubahan yang terjadi. tenaga yang diatur dapat berupa tenaga mekanis maupun tenaga elektrik.

3. Element Pengukur

Alat ini merupakan element yang sebenarnya merubah output dari element primer/sensing element dan melakukan pengukuran termasuk alat-alat pencatatan dan alat penunjuk.

4. Element Pengontrol Akhir

Alat ini merupakan elemen yang sebenarnya merubah input kedalam proses sehingga variabel yang diatur/diukur tetap berada didalam range/jangkauan yang diizinkan.

7.2 Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja adalah suatu hal yang mendapatkan perhatian yang serius dalam proses industri. Oleh sebab itu proses operasi suatu pabrik dapat berjalan lancar apabila para karyawan dalam keadaan selamat dan sehat dalam menjalankan tugas.

Secara umum keselamatan kerja diartikan sebagai suatu usaha untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman, dimana bebas dari kecelakaan, bebas dari kebakaran dan bebas dari penyakit kerja. Keselamatan kerja

harus mendapat perhatian khusus dalam merencanakan suatu pabrik. Jaminan keamanan terhadap kemungkinan bahaya akan menjamin produktivitas kerja yang baik, karena itu karyawan dapat bekerja dengan tenang dan penuh dengan konsentrasi pada pekerjaannya, bahkan keselamatan kerja perlu sekali mendapat perhatian untuk tujuan kemanusiaan, ekonomi, sosial dan hukum.

Di dalam merencanakan peralatan, tata letak peralatan maupun tata letak ruangan harus diperhatikan atau diperkirakan segi keselamatan kerjanya. Disamping itu perlu diadakan penerangan dan peraturan serta peringatan demi keselamatan bersama antar karyawan

Jadi dalam proses keselamatan kerja ini diperlukan kesadaran dan perhatian terhadap pencegahannya, agar jangan sampai terjadi hal - hal yang menimbulkan kerugian baik karyawan maupun kerja perusahaan.

Secara umum ruang lingkup dari keselamatan kerja meliputi :

- a. Mencegah dan mengurangi kecelakaan, kebakaran dan penyakit akibat kerja.
- b. Mengamankan instalasi, alat-alat produksi dan bahan produksi
- c. Menciptakan lingkungan kerja yang aman dan nyaman.

Kecelakaan kerja menimbulkan kerugian baik harta maupun nyawa, sedangkan penyebab utama dari kecelakaan kerja adalah :

- Tindakan yang membahayakan
- Kondisi yang menyebabkan timbulnya bahaya

Kedua penyebab ini disebabkan oleh kegagalan manusia yang meliputi :

- Kurangnya perhatian terhadap peraturan – peraturan yang ada
- Kurang terampil dalam menangani masalah
- Kelalaian

Sedangkan untuk mencegah tindakan yang berbahaya dapat dilakukan cara – cara sebagai berikut :

- Pendekatan kepada bawahan dan atasan
- Pembinaan yang baik
- Pengawasan yang ketat
- Pemberian sanksi bila melanggar instruksi keselamatan dan tanda – tanda bahaya.

Bila urutan pencegahan diatas belum juga berhasil maka dilanjutkan dengan pembinaan, demikian seterusnya. Sebagai alternatif terakhir dalam pemberian sanksi, sedangkan untuk mencegah yang disebabkan oleh kondisi yang berbahaya diprioritaskan sesuai dengan tingkat bahaya yang terjadi, yang berbahaya diprioritaskan sesuai dengan tingkat bahaya yang terjadi, yaitu :

1. Menghilangkan sumber bahaya
2. Melokalisir sumber bahaya
3. Mengendalikan bahaya
4. Memakai alat pelindung diri (protektor/masker) sebagai alternatif terakhir.

Pada umumnya bahaya yang dapat ditimbulkan dalam suatu pabrik disebabkan antara lain :

1. Bahaya Kebakaran dan Ledakan

Kemungkinan – kemungkinan yang dapat dicegah atau dikurangi dengan perencanaan tata letak peralatan dan ruangan yang baik, serta pemilihan bahan konstruksi yang memadai dan kondisi operasi sesuai dengan yang direncanakan. Selain itu juga harus disediakan alat-alat untuk kebakaran, pemasangan alarm/tanda bahaya, serta konstruksi beton pada penguat dinding disekitar alat yang mudah meledak.

2. Bahan Kimia

Perlu diperhatikan bahaya – bahaya kimia yang dapat membahayakan keselamatan maupun keselamatan para karyawan, khususnya terhadap bahan – bahan yang bersifat racun, merusak kulit bila tersentuh, mudah terbakar maupun mudah meledak. Untuk itu harus diketahui batasan - batasan kemampuan untuk meledak atau terbakar dan cara pencegahannya. Penempatan – penempatan tangki penyimpanan, serta pembuatan parit-parit disekitar tangki perlu diperhatikan.

3. Bahaya Karena Bangunan

Bangunan dan peralatan proses yang direncanakan harus diatur sedemikian rupa untuk mencegah timbulnya bahaya, selain itu perlu diperhatikan pula hal-hal sebagai berikut :

- Memberi pagar pengaman untuk peralatan yang berputar
- Memberi cukup penerangan terhadap daerah yang dianggap berbahaya.

Memberi penjelasan yang cukup kepada para pekerja akan bahaya – bahaya yang mungkin ditimbulkan oleh peralatan proses.

4. Bahaya Karena Listrik

Gangguan listrik terutama disebabkan oleh terjadinya hubungan pendek, kelebihan beban arus dan kurang terpeliharanya mesin - mesin.

Adapun cara-cara pengamanan yang dapat dilakukan, adalah :

- Memberi tanda bahaya pada daerah yang bertegangan tinggi agar para pekerja dapat bekerja dengan hati-hati.
- Mengadakan kontrol yang cukup baik terhadap peralatan maupun kabel – kabel listrik.
- Menjauhkan dari tempat – tempat yang mudah terbakar seperti pengelasan dan lain sebagainya.

Tindakan pencegahan untuk menghindari timbulnya hal-hal yang tidak diinginkan, tindakan preventif yang harus dilakukan untuk mengurangi atau mencegah kecelakaan kerja. Menurut peraturan keselamatan kerja secara umum perlu diperhatikan antara lain :

1. Tanda -- tanda Mekanis

Tanda – tanda ini disediakan untuk mencegah agar terhindar dari kecelakaan. Tanda ini tidak boleh dipindahkan kecuali apabila diadakan reparasi alat, dan harus ditempatkan kembali seperti semula apabila reparasi selesai.

2. Kebersihan

Apabila pabrik bersih dan rapi adalah pabrik yang jauh dari bahaya. Kotoran-kotoran sampah pabrik jangan dibiarkan tertimbun. Alat-alat dan mesin-mesin harus dalam kondisi bersih dan lantai harus bersih pula. Bahan-bahan persediaan harus disimpan dalam tempat yang aman, jauh dari pipa-pipa panas, serta tidak menghalangi jalan besar maupun jalan kecil. Peraiatan janganlah diletakkan di atas mesin yang tinggi. Singkirkanlah papan yang telah dipakai pada tempat yang telah ditentukan dan lepaskanlah paku-paku. Pasanglah tanda-tanda disekitar lubang dan yang mengganggu jalan-jalan. Pakaian dan makanan disimpan ditempat yang telah ditentukan.

Oleh karena itu, meskipun dari segi perencanaan kemungkinan terjadi bahaya diusahakan sekecil mungkin, namun faktor manusia dan kesadaran para karyawan sangat berperan dalam keselamatan kerja. Maka perlu disiapkan program latihan untuk menghadapi keadaan bahaya. Dengan adanya latihan secara periodik tentunya kesadaran karyawan akan selalu dapat ditingkatkan.

7.3 Pengertian Pengendalian Otomatis

Pengendalian secara otomatis lebih terperinci dan spesifikasi digunakan sebagian besar oleh para ahli rancang.

Instrumen yang digunakan dalam pabrik sorbitol adalah :

a. Level Control (LC)

Merupakan suatu peralatan yang ditempatkan pada batas atau tinggi cairan yang dikehendaki pada alat utama dan dihubungkan dengan katup pengeluaran cairan pelarut, sehingga cairan yang dibutuhkan tetap konstan sesuai yang diinginkan.

b. Pressure Control (PC)

Pengendalian tekanan yang diperlukan pada sebahagian besar sistem penanganan uap atau gas. Metode pengendalian tergantung dari sifat proses.

c. Temperatur Control (TC)

Pengendalian suhu diperlukan untuk menstabilkan suhu pada suatu alat sesuai dengan kebutuhan suhu pada alat itu.

d. Flow Control (FC)

Pengendalian arus biasanya berkaitan dengan daya tampung dalam suatu tangki penyimpanan atau peralatan lainnya. Dimana dalam hal ini harus ada wadah atau reservoir untuk menyedot perubahan laju arus cairan yang berlebihan.

BAB VIII

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

8.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pada perencanaan suatu pabrik sebaiknya perlu ditinjau terlebih dahulu faktor – faktor yang mempengaruhi letak dari pabrik tersebut karena besar sekali pengaruhnya bagi perkembangan pabrik di kemudian hari. Oleh karena itu dalam menentukan lokasi pabrik perlu dieprtimbangankan beberapa faktor utama untuk menentukan lokasi pabrik yang paling tepat dan ditentukan pula beberapa faktor khusus, sehingga dapat menguntungkan baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomisnya serta ditentukan kelancaran operasi pabrik yang bersangkutan.

Dengan adanya faktor-faktor tersebut maka pabrik sorbitol yang direncanakan ini akan didirikan di Kabupaten Enrekang, Propinsi Sulawesi Selatan.

•Beberapa faktor yang dapat dipergunakan pada penentuan lokasi pabrik yang dianggap penting antara lain :

1. Faktor Utama

a. *Bahan Baku*

Lokasi pabrik sorbitol dipilih dekan dengan bahan baku, ini merupakan faktor yang sangat penting dalam penentuan lokasi. Dilihat dari segi bahan baku yang digunakan, maka suatu perencanaan pabrik itu

sebaiknya didirikan di daerah di mana sumber bahan baku tersedia, dengan demikian masalah pengadaan dapat teratasi.

Hal – hal yang perlu ditinjau mengenai bahan baku sebagai berikut .

- Dimana letak sumber bahan baku tersebut
- Kapasitas sumber bahan baku
- Bagaimana cara memperoleh bahan baku yang ada, apakah umumnya memenuhi syarat.
- Bagaimana kemungkinan – kemungkinan untuk mendapatkan sumber yang lain dan apakah ada bahan lain sebagaimana sumber pengganti.

b. Daerah Pemasaran

Lokasi pabrik dipilih dekat dengan daerah pemasaran. Ini faktor yang perlu mendapatkan perhatian dalam industri, khususnya pabrik sorbitol. Berhasil tidaknya masalah pemasaran dari produk sorbitol sangat menentukan besarnya penghasilan industri tersebut. hal – hal yang perlu diperhatikan disini adalah :

- Berapa kemampuan daya serap pasar dan bagaimana pemasarannya dimasa yang akan datang
- Dimana hasil produksi dipasarkan
- Pengaruh saingan yang ada
- Jarak pasaran dari lokasi pabrik sebagaimana caranya untuk mencapai target pemasaran tersebut.

c. *Tenaga Kerja*

Sebelum kita menentukan lokasi pabrik, masalah tenaga kerja perlu agar jangan sampai menghambat kerja pabrik dengan mengadakan peninjauan. Yang perlu diperhatikan adalah :

- Mudah tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang terampil dan ahli disekitar daerah itu.
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah itu.
- Harus mengetahui hal – hal mengenai perburuhan dan serikat buruh.
- Bagaimana dengan jarak perumahan – perumahan tenaga kerja tersebut dengan letak lokasi pabrik.

d. *Tenaga Listrik dan Bahan Bakar*

Mengenai tenaga dan bahan bakar sehubungan pemilihan lokasi pabrik, yang perlu diperhatikan :

- Bagaimana kemungkinan pengadaan tenaga listrik di daerah lokasi pabrik serta kemungkinan memperolehnya dari PLN.
- Berapa tenaga listrik dan bahan bakar yang dibutuhkan
- Kemungkinan terjadi polusi udara.

e. *Karakteristik dari Lokasi Yang Dipilih*

- Susunan tanahnya. daya dukung terhadap pondasi bangunan pabrik, kondisi jalan dan pengaruh air.

- Penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan dan pengembangan unit baru.
- Harga tanah.

f. *Pengontrolan Terhadap Bahaya Banjir dan Kebakaran*

- Apabila lokasi pabrik berada di luar jangkauan bahaya banjir
- Bagaimana kecepatan angin dan arahnya, perlu dipelajari situasi terburuk yang pernah terjadi di tempat itu.
- Bagaimana kemungkinan perluasan pabrik dimasa yang akan datang.

2. **Faktor Khusus**

a. *Transportasi*

Penentuan lokasi yang tepat banyak yang mempengaruhi sehingga perlu diperhatikan faktor transportasi tersebut baik untuk bahan bakar maupun produk yang dihasilkan. Hal ini ditinjau dari fasilitas – fasilitas yang ada yaitu :

- Jalan raya yang dapat dilalui truk dengan jarak terpendek
- Laut yang dapat dilalui kapal pengangkutan serta pelabuhan yang ada

Pada dasarnya yang penting adalah kelancaran suplai bahan – bahan baku dan penyaluran produk dapat dijamin dengan biaya yang relatif murah dan waktu yang pendek.

b. Sumber Air

Bagi industri kimia, air adalah kebutuhan proses dan operasi, pendinginan, steam dan air minum. Tetapi pada pabrik sorbitol dengan cara Hidrolik Pres ini air yang digunakan adalah hanya air sanitasi saja. Sumber air dapat diperoleh dari perusahaan air minum.

Apabila kebutuhan air sangat banyak maka pengambilan air dari sumber air (sumur bor) adalah lebih efisien, walaupun segi penyediaan air terpenuhi (sumur bor) adalah lebih efisien, walaupun segi penyediaan air terpenuhi tetapi harus diperlihatkan juga antara lain :

- Sampai seberapa jauh sumber itu dapat melayani pabrik
- Bagaimana kualitas air yang disediakan
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air

c. Iklim dan Alam Sekitarnya

Hal – hal yang dapat diperhatikan adalah bagaimana keadaan alamnya, karena alam yang menyulitkan konstruksi akan mempertinggi ongkos konstruksi.

8.2 Tata Letak Pabrik

Dasar perencanaan tata letak pabrik adalah untuk mempermudah dalam memperoleh bentuk tata letak yang memberikan efisiensi tinggi dalam setiap kegiatan operasi serta meliputi kesehatan kerja dan keamanan pabrik. Dalam perencanaan tata letak pabrik, tujuan yang hendak dicapai adalah :

1. Memberikan garis kerja karyawan
2. Memberi efisiensi kerja bagi karyawan
3. Memberi keselamatan kerja yang lebih baik
4. Memudahkan pemeliharaan dan perbaikan
5. Menekan biaya produksi serendah mungkin.

Untuk mencapai hal – hal tersebut diatas maka banyak faktor yang perlu diperhatikan, antara lain :

1. Cara meletakkan peralatan harus sedemikian rupa sehingga mempermudah pemeliharannya.
2. Diusahakan alat yang sejenis dikumpulkan menjadi satu kelompok sesuai dengan fungsinya.
3. Jarak peralatan satu dengan yang lainnya harus diatur sedemikian rupa sehingga aman dan pengoperasiaannya.
4. Faktor keselamatan kerja harus diperhatikan agar bahaya dapat dihindarkan.
5. Efisiensi pabrik baik dari penghematan energi, tenaga kerja maupun tempat, maka tidak dilakukan pemisahan antara unit proses dengan lainnya.

Tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah (area) utama, yaitu :

1. Daerah proses
2. Daerah penyimpanan (storage)
3. Daerah pemilihan/perawatan pabrik dan bangunan

4. Daerah administrasi
5. Daerah persediaan
6. Daerah perluasan
7. Service/pelayanan pabrik
8. Jalan raya

- **Daerah Proses**

Daerah ini merupakan daerah proses penyusunan perencanaan – perencanaan tata letak peralatan, berdasarkan aliran proses. Daerah proses ini diletakkan ditengah – tengah pabrik, sehingga memudahkan pengawasan dan perbaikan pada alat – alat.

- **Daerah Penyimpanan**

Daerah ini merupakan tempat penyimpanan yang sudah siap untuk dipasarkan.

- **Daerah Pemeliharaan/Perawatan Pabrik dan Bangunan**

Daerah ini merupakan tempat melakukan kegiatan perbaikan/perawatan peralatan, terdiri dari beberapa bengkel untuk melayani permintaan perbaikan dari pabrik dan bangunan.

- **Daerah Utilitas**

Daerah ini merupakan tempat penyediaan keperluan pabrik yang berupa air, bahan bakar dan listrik.

- Daerah Administrasi

Merupakan kegiatan administrasi pabrik dalam mengatur operasi pabrik serta kegiatan – kegiatan lainnya.

- Daerah Persediaan

Daerah ini terletak disamping daerah operasi, yang berguna untuk mencegah bahaya api.

- Daerah Perluasan

Digunakan untuk keperluan pabrik di masa mendatang, daerah perluasan ini terletak dibagian belakang pabrik, mengingat pembuatan produk baru dengan bahan – bahan yang dihasilkan oleh pabrik ini juga adalah kehiatan produksi.

- Pelayanan Pabrik

Bengkel, kantin maupun fasilitas kesehatan yaitu poliklinik harus ditempatkan sebaik mungkin sehingga didapatkan efisiensi yang tinggi, disamping itu pula bila terjadi gangguan operasi pabrik dan gangguan kesehatan dari karyawan dapat ditekan sekecil mungkin.

- Jalan Raya

Untuk memudahkan pengangkutan bahan baku dan hasil produksi, maka perlu diperhatikan masalah transportasi, misalnya jalan raya yang dekat dengan lokasi pabrik sorbitol

BAB IX

BENTUK ORGANISASI PERUSAHAAN

Keberhasilan suatu perusahaan sangat tergantung pada bentuk dan struktur organisasinya. Dalam rangka memperoleh hasil yang baik dalam mengelola suatu perusahaan, diperlukan bentuk dan struktur organisasi yang sesuai.

9.1 Struktur Organisasi

Pabrik sorbitol yang akan didirikan merupakan suatu badan usaha dengan status Perseroan Terbatas (PT). Untuk mendapatkan suatu organisasi yang baik ada beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain

- Perumusan tujuan organisasi dengan jelas
- Pendelegasian kekuasaan
- Pembagian tugas pekerjaan
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Organisasi yang fleksibel

Dengan menggunakan azas – azas diatas maka diperoleh bentuk struktur organisasi perusahaan mengikuti sistem organisasi garis dan staf. Sistem organisasi ini dipilih karena dalam kegiatan operasional seorang bawahan bertanggung jawab langsung kepada atasannya, sehingga koordinasi yang baik antara pimpinan dan karyawannya dapat tercapai.

Kesatuan dalam pimpinan yang merupakan salah satu kebaikan sistem organisasi tetap diperlihatkan. Demikian pula kebaikan dalam pembagian pekerjaan yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional.

9.2 Wewenang dan Tugas

Wewenang dan tugas dalam perusahaan ini ditetapkan sebagai berikut :

9.2.1 Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan pemegang kekuasaan tertinggi di dalam perusahaan, yang merupakan pemilik perusahaan. Paling sedikit dalam setahun para pemegang saham mengadakan rapat satu kali, untuk mengetahui perkembangan yang sudah dicapai perusahaan dan mengesahkan dalam neraca tahunan. Rapat pemegang saham juga memilih dan memberhentikan dewan komisaris serta membuat peraturan – peraturan secara umum.

9.2.2 Dewan Komisaris

Pada perusahaan ini Dewan Komisaris bertindak sebagai pengawas semua kegiatan yang dilakukan oleh Direktur dan mendapatkan kebijaksanaan umum yang harus dilaksanakan. Dewan komisaris memiliki wewenang untuk mengangkat dan memberhentikan Direktur.

9.2.3 Direktur

Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris dalam pelaksanaan dan pengawasan kerja, melaksanakan kebijaksanaan yang telah digariskan oleh Dewan Komisaris. Mengambil kebijaksanaan dalam hal keuangan serta meningkatkan efisiensi kerja dan memilih karyawan untuk tingkat pimpinan.

9.2.4 Staf

Staf perusahaan terdiri dari tenaga – tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam melaksanakan tugasnya, baik yang berhubungan dengan produksi, administrasi, masalah teknis serta keuangan.

9.2.5 Wakil Direktur

Mengatur atau mengawasi dan mengkoordinasikan pekerjaan dari bagian – bagian yang dibawahinya, serta memberikan laporan – laporan kepada Direktur tentang kegiatan dari bagian-bagian yang dibawahinya.

9.2.6 Kepala Bagian

Dalam melaksanakan tugasnya Wakil Direktur membawahi beberapa bagian, yang masing – masing bagian dikepalai oleh Kepala Bagian. Bagian – bagian tersebut terdiri dari :

a. Kepala Bagian Umum

Bertugas menangani masalah – masalah kepegawaian, administrasi, humas dan logistik. Dalam melaksanakan tugasnya Kepala Bagian Umum dibantu oleh :

- Kepala Seksi Personalia
- Kepala Seksi Administrasi
- Kepala Seksi Humas
- Kepala Seksi Logistik

b. Kepala Bagian Keuangan

Bertugas menangani pembelian dan pengadaan bahan bakar serta keuangan perusahaan dan kebutuhan lainnya. Dalam tugasnya Kepala Bagian Keuangan dibantu oleh :

- Kepala Seksi Pembelian dan Pengadaan Bahan Baku
- Kepala Seksi Keuangan

c. Kepala Bagian Pemasaran

Bertugas mengatur pelaksanaan efektifitas perdagangan hasil produksi sesuai dengan kebutuhan konsumen. Dalam hal ini dibantu oleh :

- Kepala Seksi Pemasaran

d. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab atas kegiatan yang berkaitan dengan produksi processing, serta mengatur dan menangani masalah yang bersangkutan dengan produksi dan pengembangannya. Dalam tugasnya ini Kepala Bagian Produksi dibantu oleh :

- Supervisor
- Kepala Seksi Laboratorium dan Riset/Pengembangan
- Kepala Seksi Produksi

e. Kepala Bagian Teknik

Bertugas menangani masalah perawatan atau pemeliharaan peralatan pabrik dan Utilitas, serta merencanakan dan mengatur pelaksanaan kegiatan teknik agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif. Dalam melaksanakan tugasnya Kepala Bagian Teknik dibantu oleh :

- Kepala Seksi Perawatan/Pemeliharaan
- Kepala Seksi Utilitas

9.2.7 Supervisor

Bertugas membantu Kepala Bagian Produksi dalam melaksanakan pengawasan produksi, baik secara kualitatif maupun kuantitatif.

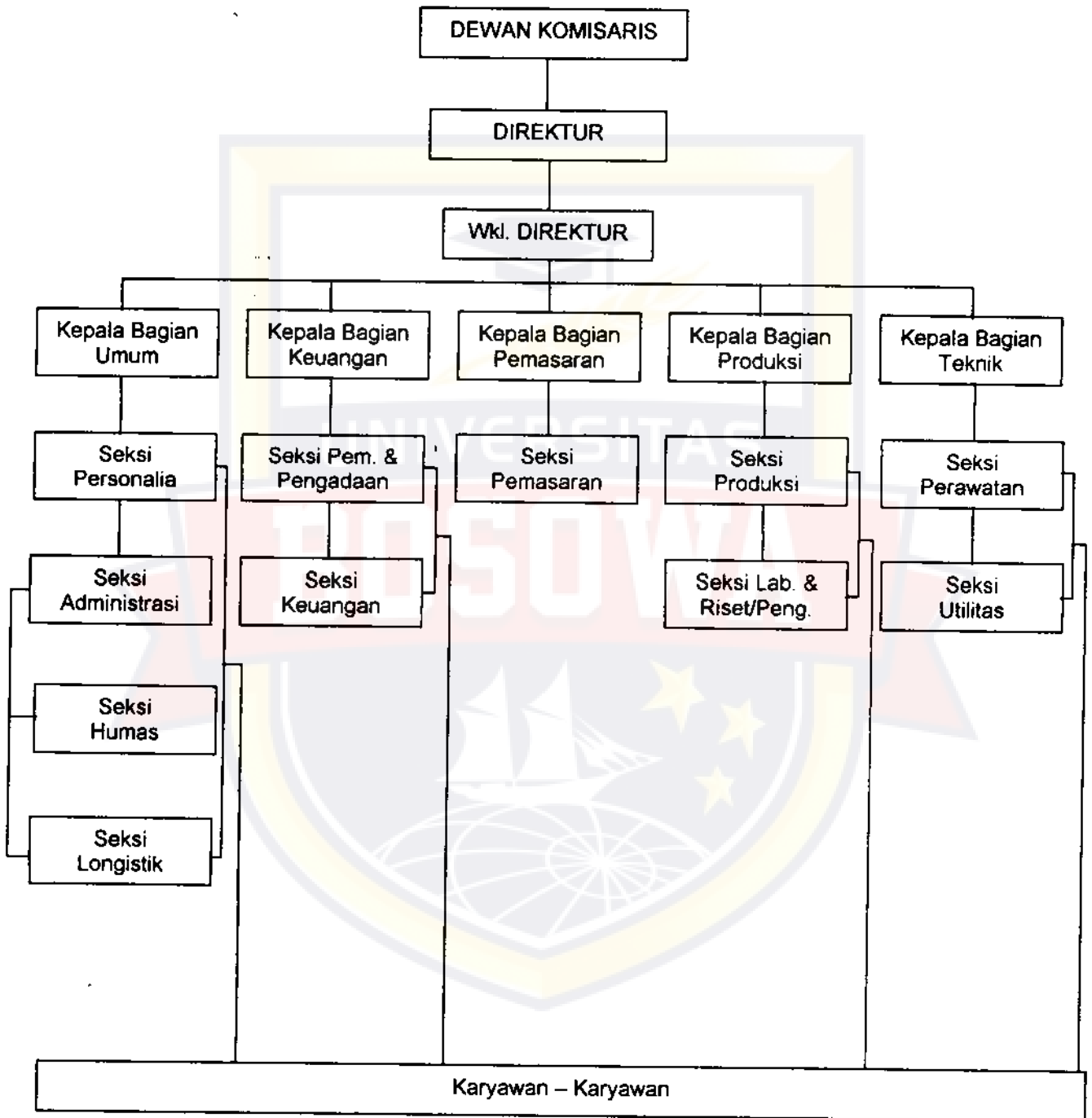
9.2.8 Kepala Seksi

Bertugas membantu pelaksanaan kerja Kepala Bagian dan bertanggung jawab atas kelancaran kerja sesuai dengan bidangnya masing – masing.

9.2.9 Kepala Shift

Bertugas membantu Kepala Seksi dan bertanggung jawab atas pelaksanaan kerja masing – masing regu.

STRUKTUR ORGANISASI PABRIK



9.3 Kebutuhan Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan, dengan harapan bahwa pekerjaan dapat terjalin dengan baik, efektif dan efisien. Tenaga kerja yang dimiliki lebih dari jumlah kebutuhan optimum akan menimbulkan masalah pemborosan demikian juga sebaliknya jika tenaga kerja kurang dari kebutuhan akan menimbulkan kesulitan kerja.

Perencanaan jumlah karyawan ditabelkan sebagai berikut :

Jabatan	Jumlah (orang)
Dewan Komisaris	3
Direktur	1
Manager	1
Staf & Sekreatris Direktur	6
Kepala Bagian	5
Kepala Seksi	11
Supervisor	4
Kep. Shift/Kepala Regu	4
Operator Pabrik	44
Supir Kendaraan Dinas	5
Tenaga Administrasi	15
Buruh harian	32
Satpam	6
Total	137

9.4 Penentuan Jadwal Kerja/Shift

Penentuan jam kerja karyawan disesuaikan dengan status dari karyawan. Disini dapat dibedakan atas 2 macam yaitu :

- Karyawan tetap,
- Karyawan Ploog (shift)

Karyawan tetap adalah karyawan yang tidak langsung menangani pabrik, antara lain : Direktur, Kepala Bagian, Kepala Seksi dan bawahan lain yang ada di dalam kantor Sedangkan karyawan ploog adalah yang langsung harus bekerja bergantian dan biasanya juga bekerja pada hari – hari libur. Yang termasuk karyawan ploog antara lain : Operator Bagian Produksi, Bagian Teknik, karyawan bagian gudang, Security dan lain-lain yang dianggap penting.

Pengaturan jam kerja bagi karyawan didasarkan kepada hal – hal sebagai berikut :

- a. Pabrik harus berjalan selama 24 jam/hari
- b. Memperlihatkan waktu jam kerja maksimum, yaitu 40 jam dalam satu minggu dan paling sedikit satu hari libur oleh sebab itu waktunya dibedakan dalam dua periode yaitu :

1. Karyawan non shift : Jam kerja

Senin – Kamis	07.00 – 15.00	Istirahat	12.00 – 13.00
Jumat	07.00 – 15.00	Istirahat	11.00 – 13.00

2. Karyawan shift : Jam kerja

Waktu kerja yang berlaku untuk karyawan shift 1 hari bekerja 3 shift, sedangkan 1 shift libur, tiap shift bekerja 8 jam sehari. Dalam 1 minggu shift bekerja 5 hari.

Jadwal kerja karyawan shift dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Hari shift	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Dst
A	P	P	P	L	S	S	S	L	M	M	M	L
B	L	S	S	S	L	M	M	M	L	P	P	P
C	S	L	M	M	M	L	P	P	P	L	S	S
D	M	M	L	P	P	P	L	S	S	S	L	M

Keterangan :

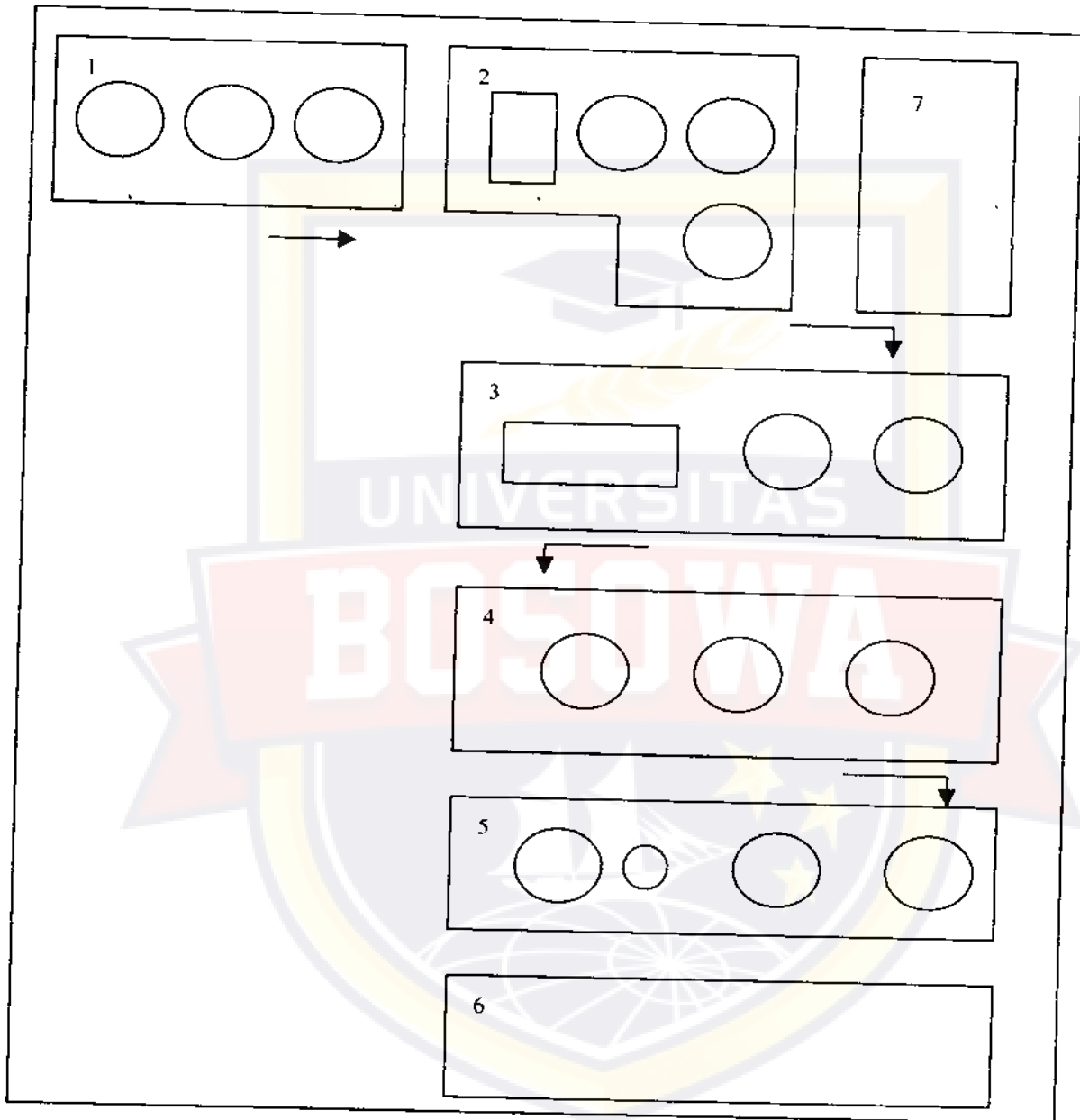
P = Pagi (jam 08.00 – 16.00)

S = Siang (jam 16.00 – 24.00)

M = Malam (jam 24.00 – 08.00)

L = Libur

Gambar Plant Equipment Pabrik Sorbitol



KETERANGAN :

1. ST. PENCAMPUR
2. ST. PEMURNIAN AWAL
3. ST. PEMISAHAN
4. ST. PEMURNIAN AKHIR
5. ST. PEMBUTIRAN
6. PENGOLAHAN LIMBAH
7. UTILITAS

BAB X

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui sebuah proyek (pabrik) yang direncanakan menguntungkan atau tidak, atau untuk memberikan gambaran apakah suatu pabrik yang dibuat cukup fleksibel jika ditinjau dari sudut ekonomi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau adalah :

- Laju pengeluaran modal (Rate of Return)
- Waktu pengembalian modal (Pay of time)
- Titik impas (Break even point)
- Interest rate of return (IRR)

Untuk menentukan faktor-faktor diatas, terlebih dahulu diketahui :

1. Total Capital Investment (TCI)
2. Total Production Cost (TPC)

10.1 Total Capital Investment

Total capital investment diartikan sebagai jumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik baru dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu.

a. Fixed Capital Investment (FCI)

Yaitu uang yang dikeluarkan untuk biaya seluruh peralatan proses serta perlengkapan penunjang lainnya. Modal yang diperlukan sebesar Rp. 36.694.411.610,- .

b. Working Capital Investment (WCI)

Yaitu modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap untuk beroperasi dalam jangka waktu tertentu (pada awal masa operasi).

Modal tersebut terdiri dari :

- Modal kerja yang diperlukan untuk pembelian bahan baku dan persediaan gudang.
- Biaya produksi
- Pajak
- Gaji karyawan

Working Capital Investment (WCI) untuk prarencana pabrik sorbitol ini adalah sebesar Rp. 1.994.261.500,-. Total Capital Investment yang harus dikeluarkan untuk pembangunan pabrik sorbitol ini dengan kapasitas 40.000 ton / tahun adalah sebesar Rp. 38.688.673.110,- (lihat perhitungan pada lampiran D).

10.2 Analisa Secara Garis Besar

Dalam analisa digunakan beberapa asumsi, yaitu :

1. Umur pabrik 10 tahun dengan kapasitas produksi masing-masing :

- Tahun pertama = 60%
- Tahun kedua = 80%
- Tahun ke-3s/d 10 = 100% (lihat tabel cash flow)

2. Pajak pendapatan dari laba kotor

3. Discount faktor dianggap 35%

10.2.1. Break even point (titik impas)

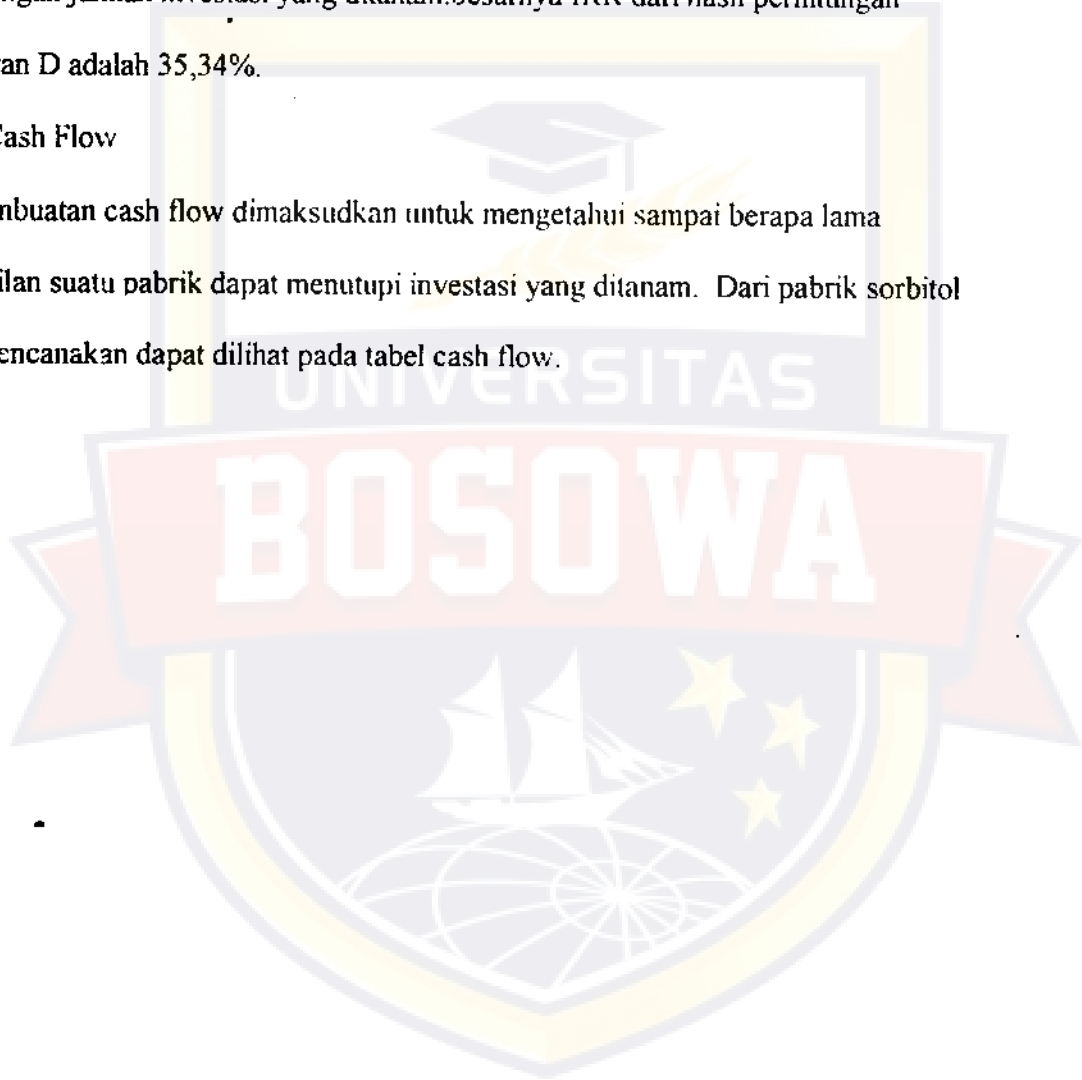
Break Even Point merupakan kondisi dimana pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi. Penentuan titik impas yaitu dengan cara membuat kurva kapasitas Vs Unit Cost. Dan perhitungan dilampiran D didapat BEP = 36%

10.2.2. Interest Rate of Return (IRR)

Didefinisikan sebagai beban discount yang mampu ditanggung oleh perusahaan sedemikian rupa sehingga cumulative present value hingga akhir umur perusahaan sama dengan jumlah investasi yang ditanam. besarnya IRR dari hasil perhitungan dilampiran D adalah 35,34%.

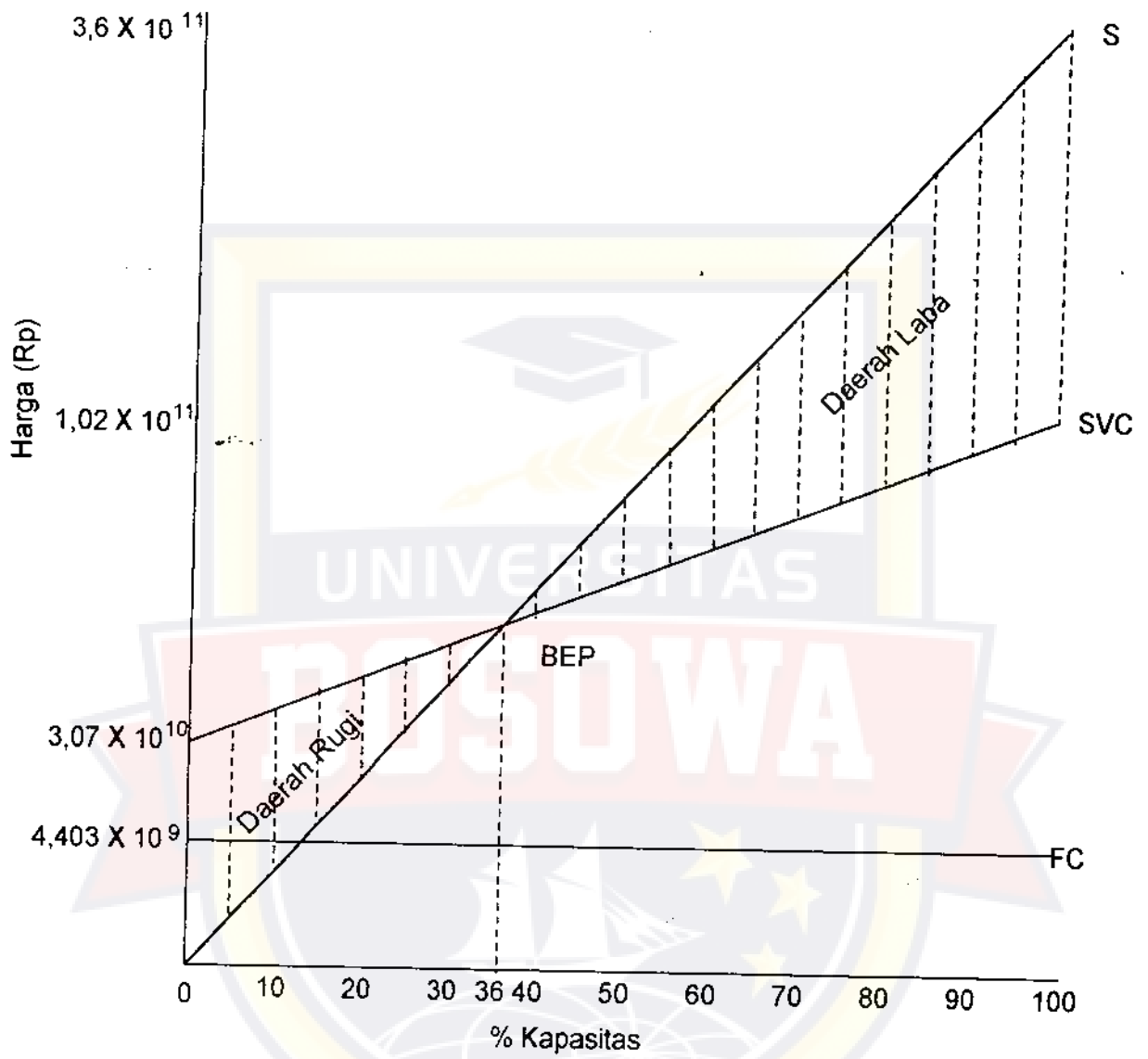
10.2.3. Cash Flow

Pembuatan cash flow dimaksudkan untuk mengetahui sampai berapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanam. Dari pabrik sorbitol yang direncanakan dapat dilihat pada tabel cash flow.



Tahun Ke -	Produksi %	Investasi						Total Investasi (Rp)	Pengembalian Pinjaman (Rp)	Sisa Pinjaman (Rp)	Hasil Penjualan (Rp)
		Modal Sendiri		Pinjaman		Jumlah	Jumlah				
		Pengeluaran	Jumlah	Pengeluaran	Jumlah						
-1	0	23.213.203.870	23.213.203.871								
-1	0			15.475.469.240	15.475.469.240						
0	0						38.688.673.110				
1	60							1.934.433.655	13.541.035.590	216.001.362.700	
2	80							1.934.433.655	11.606.601.930	288.001.816.900	
3	100							1.934.433.655	9.672.168.275	360.002.271.100	
4	100							1.934.433.655	7.737.734.620	360.002.271.100	
5	100							1.934.433.655	5.803.300.965	360.002.271.100	
6	100							1.934.433.655	3.868.867.310	360.002.271.100	
7	100							1.934.433.655	1.934.433.655	360.002.271.100	
8	100							1.934.433.655		360.002.271.100	
9	100							1.934.433.655		360.002.271.100	
10	100									360.002.271.100	

Biaya Produksi (Rp)	Depresiasi (Rp)	Bunga (Rp) 20%	Laba Kotor (Rp)	Pajak (Rp)	Laba Bersih (Rp)	Actual Cash Flow (Rp)	Net Actual Cash Flow (Rp)
127.231.366.700	2.201.664.697	3.095.093.848	88.769.996.000	31.069.486.000	57.700.474.000	59.902.138.700	57.967.705.050
169.641.822.200	2.935.552.929	2.321.320.386	11.835.994.700	41.425.998.150	76.933.996.550	79.869.549.480	77.935.115.830
212.052.277.800	3.669.441.161	1.934.433.655	147.949.993.300	51.782.497.660	96.167.495.650	99.836.936.810	97.902.503.160
212.052.277.800	3.669.441.161	1.547.546.924	147.949.993.300	51.782.497.660	96.167.495.650	99.836.936.810	97.902.503.160
212.052.277.800	3.669.441.161	1.160.660.193	147.949.993.300	51.782.497.660	96.167.495.650	99.836.936.810	97.902.503.160
212.052.277.800	3.669.441.161	773.773.462	147.949.993.300	51.782.497.660	96.167.495.650	99.836.936.810	97.902.503.160
212.052.277.800	3.669.441.161	386.886.731	147.949.993.300	51.782.497.660	96.167.495.650	99.836.936.810	97.902.503.160
212.052.277.800	3.669.441.161		147.949.993.300	51.782.497.660	96.167.495.650	99.836.936.810	97.902.503.160
212.052.277.800	3.669.441.161		147.949.993.300	51.782.497.660	96.167.495.650	99.836.936.810	97.902.503.160
212.052.277.800	3.669.441.161		147.949.993.300	51.782.497.660	96.167.495.650	99.836.936.810	97.902.503.160



BAB XI

KESIMPULAN

Pabrik Sorbitol direncanakan didirikan di Kec. Maiwa Kab. Enrekang berkapasitas 40.000 ton/thn dengan bahan baku tepung tapioka 48.899,52 ton/thn. Proses pembuatan sorbitol terdiri dari dua tahapan proses yaitu : Hidrolisa Starch dan Hidrogenasi Katalik secara semi batch.

Kebutuhan uap steam dalam proses adalah 9739,7641 kg/jam, air yang dibutuhkan 81811,70 kg/jam dan tenaga listrik yang dibutuhkan 602,0935 Kwatt. Selanjutnya biaya yang dibutuhkan untuk masa konstruksi 2 tahun sebesar Rp. 38.688.673.110 dan modal kerja yang diperlukan sebesar Rp. 1.994.261.500.

Setelah pabrik beroperasi penuh dibutuhkan biaya produksi sebesar Rp. 212.052.277.800 per tahun dan hasil penjualan sebesar Rp. 360.002.271.100 per tahun, waktu pengembalian modal adalah sebesar 8 tahun dengan titik impas (BEP) adalah 36 %

Maka dari uraian di atas bagi dari segi teknis maupun ekonomis prarencana pabrik sorbitol ini layak dan dapat diteruskan.

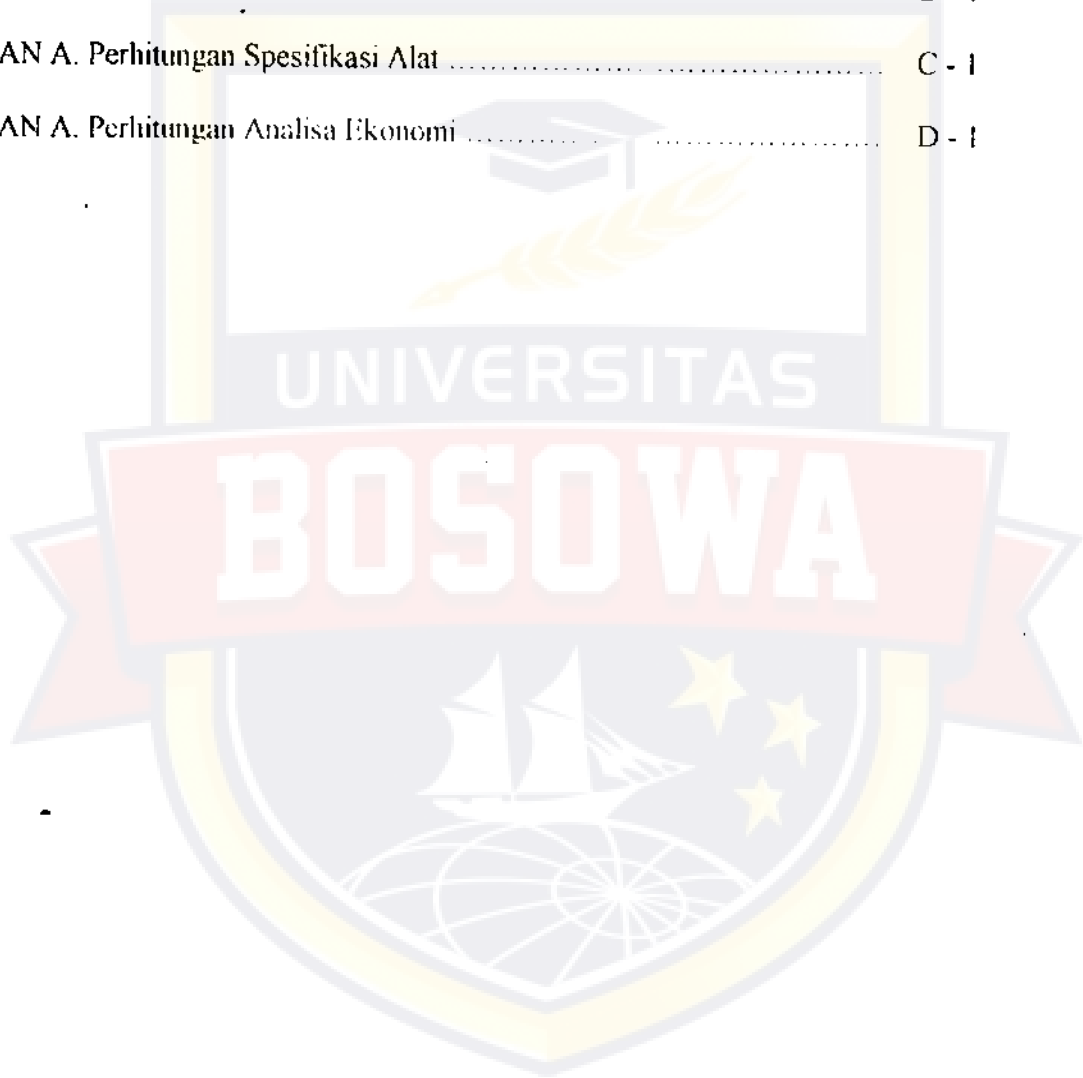
DAFTAR PUSTAKA

1. Aerstin, Frank, and Gary Street, " APPLIED CHEMICAL PROCESS DESIGN ", Plenum Press New York and London, 1978
2. Aries & Newton, " CHEMICAL ENGINEERING COST ESTIMATION ", McGraw Hill Book Company, New York Toronto-London, 1955.
3. Brownell, Iiyod.E & Young.H, " PROCESS EQUIPMENT DESIGN " Vessel Design, Willey Eastern Limited, Bombay New Delhi . Calcuta, 1959.
4. Evans, Frank.L.Jr, " EQUIPMENT DESIGN HANDBOOK FOR REFINERIES AND CHEMICAL PLANTS ", Second edition . Gulf Publishing Company, Book Division , Houston London-Tokyo 1979.
5. Faith,W.L. Keyes,D.B, & Clarek,R.L, " INDUSTRIAL CHEMICAL ", John Wiley & Son, New York, 1958.
6. Foust, A>S, Wenzel, L, Clump,C, Maus, J. & Andersen, J., " PRINCIPLES OF UNIT OPERATIONS ", Second Edition, John Wiley & Son, 1980.
7. Geankoplis, Christie, J, " TRANSPORT PROCESSES AND UNIT OPERATIONS ", Second Edition, Allyn and Bacon Inc, 1983.
8. H.C. Hesse, " PROCESS EQUIPMENT DESIGN ", Webster, Manila, 1994.
9. J>M> Smith, " CHEMICAL ENGINEERING KINETIC ", Third edition, McGraw Hill, 1985.
10. Josli, M.V, " PROCESS EQUIPMENT DESIGN ", McMillan India Limited, New Delhi, Bombay, 1981.

11. Kern, D.Q, " PROCESS HEAT TRANSFER ", McGraw Hill Book Company, 1950.
12. Ludwig, E.E, " APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS ", Vol. I, Gulf Publishing Company, Houston, Texas.
13. Mc. Cabe, W.L., Smith, J.C, & Harriot. P, " UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING ", Fourth Edition . McGraw Hill, 1956.
14. Nicholas D'Pintauro, " SWEETERS & ENHACERS ", Food Technology Review no. 40, Noyes Data Corporation, Park Ridge, New Jersey, USA, 1977.
15. Perry, J.H, PhD, " CHEMICAL ENGINEERINGS HANDBOOK ", Sixth Edition, McGraw Hill, New York, 1986.
16. Reid, Robert. C.J.M, Prausnitz, & T.K. Sherwood. " THE PROPERTIS OF GASES & LIQUIDS ", Third Edition, McGraw Hill Book Company, 1977.
17. Spivakovsky, A & Dyachkov,D. " CONVEYORS AND RELATED EQUIPMENT ", Piece Publisher, Moscow, 1955.
18. Ulrich, G. D, " A GUIDE TO CHEMICAL ENGINEERING PROCESS DESIGN AND ECONOMICS ", John Wiley & Sons, New York, Chiester, Brisbane, Toronto Singapore. 1984.
19. Weast, Robert. C. " HANDBOOK OF CHEMISTRY AND PHYSICS ", 56th Edition, CRC Press, 1975.

DAFTAR LAMPIRAN

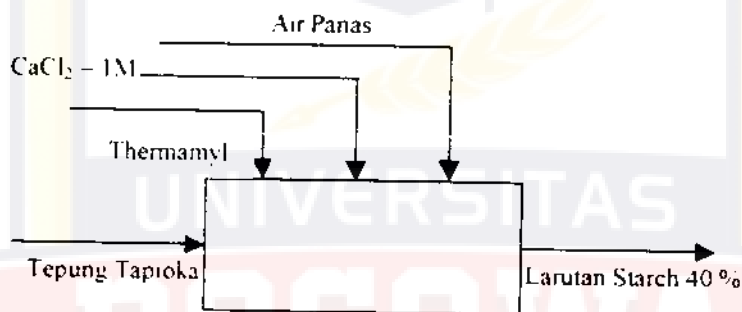
	Halaman
LAMPIRAN A. Perhitungan Neraca Massa	A - 1
LAMPIRAN B. Perhitungan Neraca Panas	B - 1
LAMPIRAN A. Perhitungan Spesifikasi Alat	C - 1
LAMPIRAN A. Perhitungan Analisa Ekonomi	D - 1



LAMPIRAN A NERACA MASSA

Kapasitas Produksi : 40.000 ton/tahun
 Basis Perhitungan : 1000 kg Tepung Tapioka

I. TANGKI PENCAMPUR STARCH (M - 110)



Komposisi Tepung Tapioka

Starch = 88 %

H₂O = 12 %

Larutan Starch hasil = 40 %

Komposisi Aliran 4

Starch = 1000 x 0,88

= 880 kg

H₂O = 1000 - 880

= 120 kg

Larutan Starch 40 % = $\frac{100}{40} \times 880$

= 2200 kg

Air yang dilarutkan Starch = $\frac{60}{100} \times 2200$

= 1320 kg

ρ Tepung Tapioka = 1500 kg/m³

ρ Air (60° C) = 983,20 kg/m³

Volume larutan = $\frac{\text{Massa starch}}{\rho \text{ starch}} + \frac{\text{Massa air}}{\rho \text{ air}}$

= $\frac{2200}{1500} + \frac{1320}{983,20}$

= 2,809 m³

= 2,809 m³ x $\frac{1000 \text{ liter}}{1 \text{ M}^3}$

= 2809 liter

Kandungan Ca²⁺ yang diinginkan dalam larutan = 50 ppm

= 50 mgr/liter



Ion Ca²⁺ = 50 x 2809

= 140450 mgr

= 0,1405 kg

CaCl₂ yang dibutuhkan = $\frac{0,1405}{\text{BM Ca}^{2+}} = \frac{0,1405}{40}$

= 0,00351 kgmol

= 0,00351 x BM CaCl₂

= 0,00351 x 111

= 0,3896 kg

Banyaknya Larutan CaCl₂ 1 M yang dibutuhkan

$$= 0,00351 \times 1000$$

$$= 3,51 \text{ liter}$$

$$\rho \text{ CaCl}_2 \text{ 1 M} = 1,079 \text{ kg/liter}$$

$$\text{sehingga CaCl}_2 \text{ 1 M yang dibutuhkan} = 3,51 \times 1,079$$

$$= 3,7873 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O yang ada sebagai pelarut CaCl}_2 \text{ 1 M} = 3,7873 - 0,3896$$

$$= 3,3977 \text{ kg}$$

Jumlah air panas yang masuk

$$= \text{Air larutan Starch} - (\text{Air}_{\text{CaCl}_2} + \text{Air}_{\text{Tapakata}})$$

$$= 1320 - (3,3977 + 120)$$

$$= 1196,6023 \text{ kg}$$

$$\text{Enzim Thermamyl yang dibutuhkan} = 0,1 \% \text{ Starch}$$

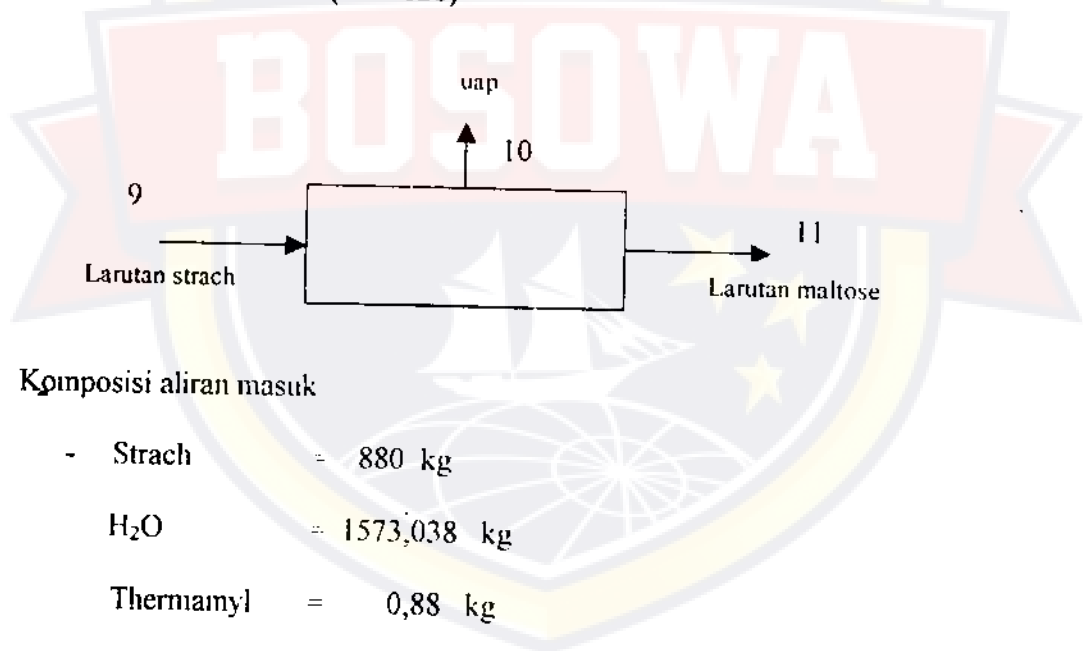
$$= \frac{0,1}{100} \times 880$$

$$= 0,88 \text{ kg}$$

KESIMPULAN

Masuk		Keluar	
Aliran 4. Tepung Tapioka =	1000 kg	Aliran 7.	
Aliran 1. Air Panas H ₂ O =	1196,6023 kg	- Starch =	880 kg
Aliran 5. Thermamyl =	0,8800 kg	- Thermamyl =	0,8800 kg
Aliran 6. CaCl ₂ =	3,7873 kg	- CaCl ₂ =	0,3896 kg
Total	<u>2201,2696 kg</u>	Total	<u>2201,2696 kg</u>

2. TANGKI LIKUIFIKASI (M - 120)



Komposisi aliran masuk

- Strach	=	880 kg
H ₂ O	=	1573,038 kg
Thermamyl	=	0,88 kg
CaCl ₂	=	0,3896 kg
		<u>2454,3076 kg</u>

Asumsi air menguap 10 % dari total air masuk

Strach membentuk maltosa 96 %

$$\begin{aligned} \text{Maltosa yang terbentuk} &= 0,96 \times 880 \text{ kg} \\ &= 844,8 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Strach sisa} &= (880 - 844,8) \text{ kg} \\ &= 35,2 \text{ kg} \end{aligned}$$

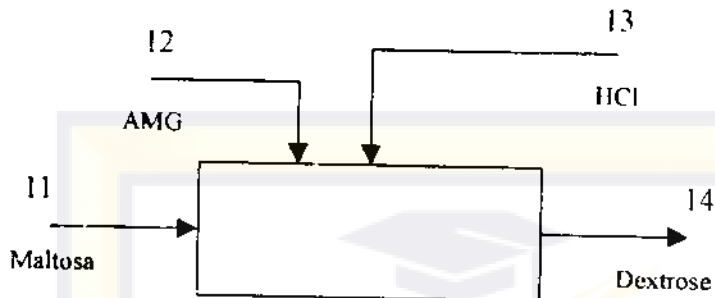
$$\begin{aligned} \text{Air yang menguap} &= 0,1 \times 1573,038 \\ &= 157,3038 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air sisa} &= 1573,038 - 157,3038 \\ &= 1415,7374 \text{ kg} \end{aligned}$$

KESIMPULAN

Masuk		Keluar	
Aliran 7		Aliran 10	
Strach	= 880 kg	Air	= 157.3038 kg
H ₂ O	= 1573.038 kg	Aliran 11	
CaCl ₂	= 0,3896 kg	Strach sisa	= 35.2 kg
Total	2454,3076 kg	Air sisa	= 1415,7374 kg
		Maltosa	= 844,8 kg
		Thermamyl	= 0,88 kg
		Total	2454,3076 kg

3. REAKTOR SACHARIFIKASI (R - 130)



Enzim AMG yang dibutuhkan = 0,16 % strach mula-mula
 = 0,0016 x 880
 = 1,408 kg

pH yang diinginkan dalam reaktor Sacharifikasi adalah 4,4 (*Kirc Othmer Vol 2,2 hal 503*), maka pengaturan pH tersebut menggunakan HCl.

ρ campuran = 1,15

$[H^+] = 10^{-4}$ mol/liter, jadi kebutuhan HCl 0,1 M dapat dicari :

$$M_1 \cdot V_1 = M_2 \cdot V_2$$

$$0,1 \cdot V_1 = 10^{-4} \cdot V_2$$

$$V_2 = \frac{M_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{campuran}}}$$

$$= \frac{2454,3076 + 1,408}{1,15}$$

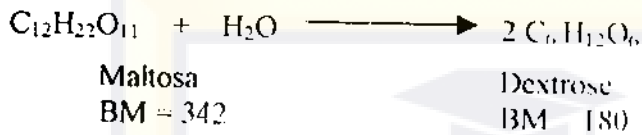
$$= 2135,4049 \text{ liter}$$

$$V_1 = \frac{10^{-4} \times 2135,4049}{0,1}$$

$$= 0,8501 \text{ liter}$$

$$\rho \text{ HCl } 0,1 \text{ M} = 0,9954 \text{ kg/liter}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa HCl } 0,1 \text{ M} &= 0,9954 \times 0,8501 \\ &= 0,8462 \text{ kg} \end{aligned}$$



Yield dari Maltosa menjadi Dextrose adalah 97 %

$$\% \text{ yield} = \frac{\text{produk}}{\text{bahan baku}} \times 100\%$$

$$\text{Produk} = \frac{\text{BahanBaku} \% \text{ Yield}}{100\%}$$

$$\begin{aligned} \text{Dextrose} &= \frac{844,8 \times \frac{97}{100}}{100} \\ &= 844,8 \times 0,97 \\ &= 819,456 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maltosa yang berubah menjadi dextrose} &= \frac{819,456}{180} \times 0,5 \times 342 \\ &= 778,4832 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Produk} = \frac{\text{bahan baku} \% \text{ yield}}{100\%}$$

$$\begin{aligned} \text{Dextrose} &= \frac{844,8 \times 97/100}{100/100} \\ &= 844,8 \times 0,97 = 819,456 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maltosa yang berubah menjadi dextrose} &= \frac{819,456}{180} \times 0,5 \times 342 \\ &= 778,4832 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maltosa sisa} &= 844,8 - 778,4832 \\ &= 66,3168 \text{ Kg} \end{aligned}$$

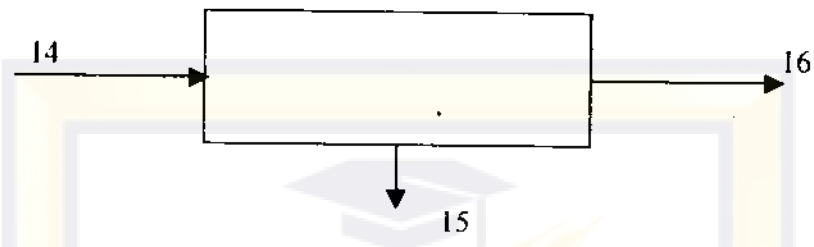
$$\text{Air yang dibutuhkan bereaksi} = \frac{819,456}{180} \times \frac{1}{2} \times 18$$

$$\begin{aligned} \text{Sisa air keluar} &= 1415,7342 - 40,9728 \\ &= 1374,7614 \text{ kg} \end{aligned}$$

KESIMPULAN

	Masuk		Keluar
Aliran 11		Aliran 11	
Starch	= 35,2 kg	Starch	= 35,2 kg
H ₂ O	= 1415,7342 kg	H ₂ O	= 1374,7614 kg
Maltosa	= 844,8 kg	Maltosa	= 66,3168 kg
Thermamyl	= 0,88 kg	Thermamyl	= 0,88 kg
CaCl ₂	= 0,3896 kg	CaCl ₂	= 0,3896 kg
Aliran 12		HCl	= 0,8462 kg
AMG	= 1,408 kg	Dextrosa	= 819,456 kg
Aliran 13		AMG	= 1,408 kg
HCl	= 0,8462 kg	Total	= 2299,258 kg
Total	= 2299,258 kg		

4. DRUM FILTER (H - 134)



Filtrat yang terikat dalam cake basah diambil 15 % :

$$\begin{aligned} \text{Berat cake kering} &= \text{starch sisa} \\ &= 35,2 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Filtrat dalam cake} &= \frac{15}{85} \times 35,2 \\ &= 6,2118 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat cake basah} &= 35,2 + 6,2118 \\ &= 41,4118 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Filtrat keluar} &= 2299,258 - 41,4118 \\ &= 2257,8462 \text{ kg} \end{aligned}$$

Kompisisi filtrat keluar

$$\begin{aligned} \text{Maltose} &= \frac{2257,8462}{2264,058} \times 66,3168 \\ &= 66,1348 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dextrose} &= \frac{2257,8462}{2264,058} \times 819,456 \\ &= 817,2077 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \frac{2257,8462}{2264,058} \times 1374,7614 \\ &= 1370,9895 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Thermamyl} &= \frac{2257,8462}{2264,058} \times 0,88 \\ &= 0,8776 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CaCl}_2 &= \frac{2257,8462}{2264,058} \times 0,3896 \\ &= 0,3885 \end{aligned}$$

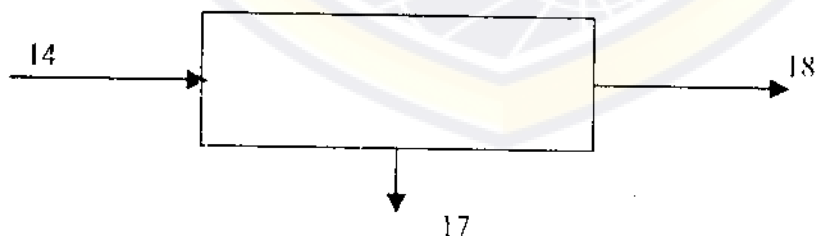
$$\begin{aligned} \text{AMG} &= \frac{2257,8462}{2264,058} \times 1,408 \\ &= 1,4041 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{HCl} &= \frac{2257,8462}{2264,058} \times 0,8462 \\ &= 0,8440 \end{aligned}$$

KESIMPULAN

	Masuk		Keluar
Aliran 14		Aliran 15	
Starch	= 35,2 kg	Cake basah	= 41,4118 kg
H ₂ O	= 1374,7614 kg	Aliran 16	
Maltosa	= 66,3168 kg	Maltosa	= 66,1348 kg
Thermamyl	= 0,88 kg	Dextrose	= 817,2677 kg
CaCl ₂	= 0,3896 kg	H ₂ O	= 1370,9895 kg
HCl	= 0,8462 kg	CaCl ₂	= 0,3885 kg
Dextrose	= 819,456 kg	Thermamyl	= 0,8776 kg
AMG	= 1,408 kg	HCl	= 0,8439 kg
		AMG	= 1,4041 kg
		Total	= 2299,258 kg
	Total = 2299,258 kg		Total = 2299,258 kg

5. KATION - ANION EXCHANGER (D-141 & D-142)



Dalam tangki ini ion-ion akan ditangkap oleh kation-anion Exchanger

Komposisi aliran 16 (masuk)

Maltosa	= 66,1348 kg
Dextrosa	= 817,2077 kg
H ₂ O	= 1370,9895 kg
CaCl ₂	= 0,3885 kg
Thermamyl	= 0,8776 kg
HCl	= 0,8439 kg
AMG	= 1,4041 kg
Total	= 2257,8461 kg

Bahan keluar

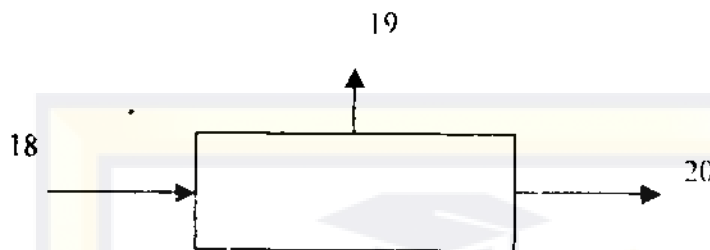
Aliran 17

HCl	= 0,8439 kg
CaCl ₂	= 0,3885 kg

Aliran 18

H ₂ O	= 1370,9895 kg
Dextrose	= 817,2017 kg
Impuritis	= 68,4165 kg

6. EVAPORATOR DEXTROSE (V - 140)



Komposisi Aliran masuk

Dextrose = 817,2077 kg

H₂O = 1370,9895 kg

Impuritis = 68,4165 kg

2256,6137 kg

$$\text{Konsentrasi Dextrose dalam campuran} = \frac{817,2077}{2256,6137} \times 100\%$$

= 36,2 %

Dinginkan produk larutan Dextrosa = 50 %

$$\text{Total produk} = \frac{817,2077}{0,5}$$

= 1634,4154 kg

Air yang terikut produk = 1634,4154 - (817,2077 + 68,4165)

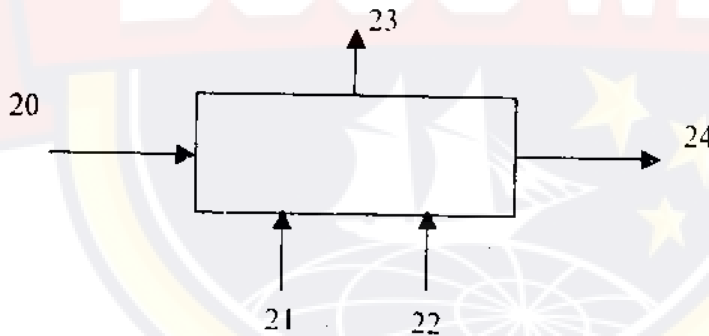
= 748,7912 kg

Air yang diuapkan = 1370,9895 - 748,7912

KESIMPULAN

Masuk		Keluar	
Aliran 18		Aliran 19	
Dextrose	= 817,2077 kg	H ₂ O	= 622,1983 kg
H ₂ O	= 1370,9895 kg	Aliran 20	
Impuritis	= 68,4165 kg	Dextrose	= 817,2077 kg
		H ₂ O	= 748,7912 kg
		Impuritis	= 68,4165 kg
Total	= 2256,6137 kg	Total	= 2256,6137 kg

7. REAKTOR AUTOCLAVE (R-150)



- Dari IEC 1960 jenis katalis yang digunakan adalah Raney Nickel (Aluminium Nickel Alloy dengan komposisi Ni 50 % berat).

Dan impuritis NaAlO₂ (Natrium Aluminate).

Dari literatur Faith ENO KEYES kebutuhan Ni adalah 2% dari Dextrose.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Ni - murni} &= 0,02 \times 817,2077 \\ &= 16,3442 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Ni - Alloy} &= \frac{100}{50} \times 16,3442 \\ &= 32,6884 \text{ kg} \end{aligned}$$

Diambil kemurnian Ni - Alloy 99,5% , maka :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Katalis} &= \frac{100}{99,5} \times 32,6884 \\ &= 32,8527 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Impuritis katalis (NaAlO}_2\text{)} &= 1800 \text{ ft}^3 / \text{lb Dextrose (STP)} \\ &= \frac{16,709 \text{ m}^3}{100 \text{ kg Dextrose (STP)}} \end{aligned}$$

Dari Tabel 3 - 165 PERRY VI

Untuk Volume H_2 = 16,709 m^3 diperoleh

$$Z = 1,000 \text{ (Faktor Kompresibilitas)}$$

$$P V = Z \cdot n R T$$

$$n = \frac{P \cdot V}{z \cdot R T}$$

$$n = \frac{1 \times 16,709}{1,000 \times 0,082 \times 273} = 0,7464 \text{ kgmol}$$

$$\text{Kebutuhan Hidrogen} = 0,7464 \text{ kg gas} / 100 \text{ kg Dextrose.}$$

$$\text{Dextrose masuk} = 817,277 \text{ kg}$$

Total H_2 murni yang direaksikan:

$$= \frac{0,7468 \text{ kg mol}}{100 \text{ kg Dextrose}} \times 817,2077$$

$$= 6,0996 \text{ kg mol}$$

$$= 12,1992 \text{ kg}$$

Gas H₂ yang digunakan adalah = 99,9 %.

Sehingga gas H₂ yang direaksikan :

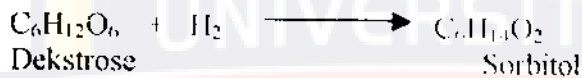
$$= \frac{12.1992}{0,999}$$

$$= 12,1992 \text{ kg}$$

Impuritis gas = 12,2114 - 12,1992

$$= 0,0122$$

Reaksi yang terjadi :



Konversi reaksi = 99 % (Faith End Keyes).

BM H₂ = 2

BM Dextrose = 180

BM Sorbitol = 182

$$\begin{aligned} \text{Dextrose yang bereaksi} &= 0,99 \times \frac{817,2077}{180} \\ &= 4,4946 \text{ kmol} \\ &= 4,4946 \times 180 \\ &= 809,028 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2 \text{ murni yang bereaksi} &= 4,4946 \times 2 \\ &= 8,9892 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sorbitol yang terbentuk} &= 4,4946 \times 182 \\ &= 818,0172 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dextrose sisa} &= 817,2077 - 809,028 \\ &= 8,1797 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi Reduksi maltosa :



Asumsi semua maltosa berubah menjadi maltitol

$$\begin{aligned} \text{Maltitol} &= \frac{66,1348}{342} \times 344 \\ &= 66,521 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2 \text{ yang digunakan} = 0,3864 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2 \text{ murni yang bereaksi} &= 12,2114 - (8,9892 + 0,3868) \\ &= 2,8354 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Impuritis yang tidak mengalami reaksi} = 0,0123 \text{ kg}$$

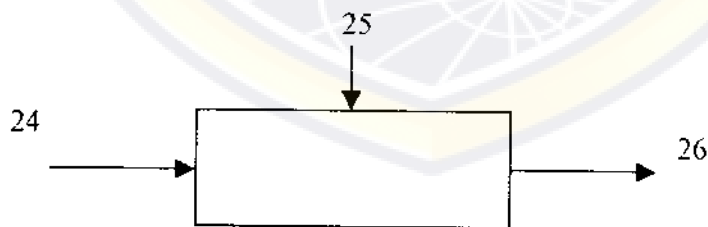
H₂ murni dan impuritis gas yang tidak bereaksi ini terpisah naik dengan tekanan dari reaktor yang tinggi dialirkan ke gas holder H₂ katalis yang terikut produk = 32,8527

$$\begin{aligned} \text{Jadi Impuritis} &= \text{Enzim} + \text{Maltitol} + \text{Sisa Dextrose} \\ &= 2,2817 + 66,5216 + 8,1797 \\ &= 76,983 \text{ kg} \end{aligned}$$

KESIMPULAN

Masuk		Kehuar	
Aliran 20		Aliran 23	
Dextrose	= 817,2077 kg	H ₂	= 2,8293 kg
H ₂ O	= 748,7912 kg	Impuritis gas	= 0,0122 kg
Impuritis	= 68,4165 kg	Aliran 24	
Aliran 21		Sorbitol	= 818,0172 kg
Ni - Alloy	= 32,6884 kg	Impuritis	= 76,983 kg
Impuritis katalis	= 0,1643 kg	H ₂ O	= 748,7912 kg
Aliran 22		Ni - Alloy	= 32,6884 kg
H ₂	= 12,1992 kg	Impuritis katalis	= 0,1643 kg
Impuritis gas	= 0,0122 kg		
Total	= 167,4795 kg	Total	1679,4795 kg

8. TANGKI PENCAMPUR CARBON AKTIF (M -155)



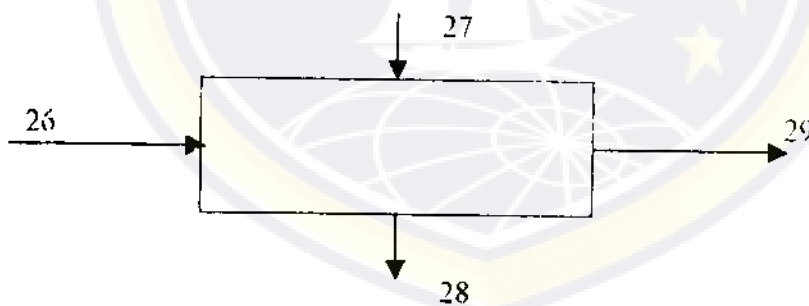
Carbon aktif yang ditambahkan 0,12 % dari larutan produk hidrogenasi

$$\begin{aligned}
 \text{Carbon aktif} &= 0,0012 \times 1676,6441 \\
 &= 2,0119 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

KESIMPULAN

Masuk		Keluar	
Aliran 24		Aliran 26	
Sorbitol ✓	= 818,0172 kg	Sorbitol	= 2,8293 kg
Impuritis	= 76,983 kg	Impuritis	= 0,0122 kg
H ₂ O	= 748,7912 kg	H ₂ O	= 748,7912 kg
Ni - Alloy	= 32,6884 kg	Ni - Alloy	= 32,8884 kg
Impuritis katalis	= 0,1643 kg	Impuritis katalis	= 0,1643 kg
Aliran 25		Carbon aktif	= 2,0119 kg
Carbon aktif	= 12,1992 kg		
Total	1678,656 kg	Total	0,1643 kg

9. FILTER PRESS (II - 157)



Karena Ni - Alloy dan karbon aktif tidak larut dalam air, maka zat tersebut dapat dipisahkan oleh filter press, sedangkan Impuritas katalis (NaAl₂) larut dalam air bahkan pada suhu yang sangat panas.

(Perry VI tabel 3.1)

Dianggap 100 % dari Ni - Alloy dan Carbon aktif tertahan dalam filter digunakan air pencuci sebanyak 10 % dari air yang masuk mula-mula.

$$\begin{aligned} \text{Banyaknya air pencuci} &= 0,1 \times 748,7912 \\ &= 74,8791 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dianggap air tertahan oleh cake 10 % dari cake basah

$$\begin{aligned} \text{Cake kering} &= \text{Ni- Alloy} + \text{Carbon aktif} \\ &= 32,6884 + 2,0119 \\ &= 34,7003 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cake basah} &= \frac{100}{(100-10)} \times 34,7003 \\ &= 38,5559 \text{ kg} \end{aligned}$$

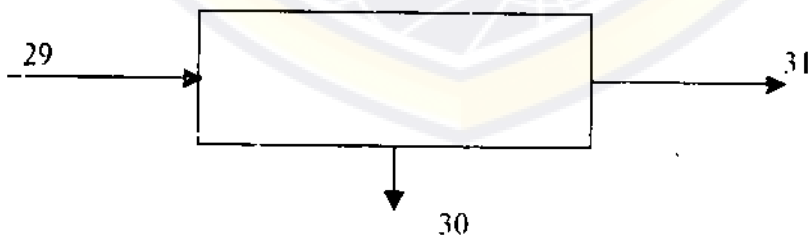
$$\begin{aligned} \text{Air yang terikut cake} &= 38,5559 - 34,7003 \\ &= 3,8174 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi total air yang keluar sebagai filtrat} &= (748,7912 + 74,8791) + 3,8556 \\ &= 819,8147 \text{ kg} \end{aligned}$$

KESIMPULAN

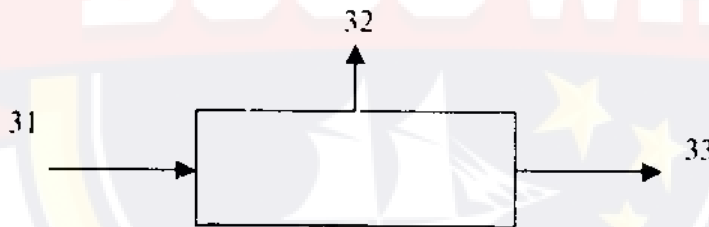
Masuk		Keluar	
Aliran 26		Aliran 29	
Sorbitol	= 818,0172 kg	Sorbitol	= 818,0172 kg
Impuritis	= 76,983	Impuritis	= 76,983 kg
H ₂ O	32,6884 kg	H ₂ O	= 819,8147
Ni - Alloy	= 32,6884 kg	Impuritis kat.	= 0,1643 kg
Impuritis katalis	= 0,1643 kg	Impuritis gas	= 748,7912 kg
Carbon aktif	= 2,0119 kg	Aliran 28	
Aliran 27	= 12,1992 kg	Ni Alloy	= 32,6884 kg
H ₂ O	= 74,8791 kg	Carbon aktif	= 2,0119 kg
		H ₂ O	3,8556 kg
Total	1753,5351 kg	Total	1753,5351 kg

10. KATION - ANION EXCHANGER (D 163 & D - 164)



Bahan Masuk		Bahan Keluar	
Aliran 29		Aliran 30	
Sorbitol	= 818,0172 kg	Impuritis katalis	= 0,1643 kg
Impuritis	76,983 kg	Aliran 31	
H ₂ O	819,8147 kg	Sorbitol	818,0172 kg
Impuritis katalis	0,1643 kg	Impuritis	76,983 kg
		H ₂ O	= 819,8147 kg
<hr/>		<hr/>	
Total	1714,9792 kg	Total	1714,9792 kg

11. EVAPORATOR SORBITOL (V - 160)



Diinginkan produk akhir Sorbitol 70 %

$$\begin{aligned} \text{Total produk akhir} &= \frac{818,0172}{0,7} \\ &= 1168,596 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air yang terikut produk akhir} &= 1168,596 - (76,983 + 818,0172) \\ &= 273,5958 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Air yang diuapkan} = 819,8147 - 273,5958 = 546,2189$$

KESIMPULAN

Masuk		Keluar	
Aliran 31		Aliran 32	
Sorbitol	= 818,0172 kg	H ₂ O	= 546,2189 kg
Impuritis	= 76,983 kg	Aliran 33	
H ₂ O	= 819,8147 kg	Sorbitol	= 818,0172 kg
		Impuritis	= 76,983 kg
		H ₂ O	= 273,5958 kg
Total	1714,8149 kg	Total	1714,8149 kg

12. SPRAY DRYER (D – 170)



Komposisi Umpan Masuk

Aliran 33

Sorbitol = 818,0172

Impuritis = 76,983

H₂O = $\frac{273,5958}{1168,596}$

$$\begin{aligned} \text{Kandungan Total Solid} &= \frac{1168,596 - 273,5958}{1168,596} \times 100 \% \\ &= 76,59 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berarti Kandungan Air} &= (100 - 76,59 \%) \\ &= 23,41 \% \end{aligned}$$

Dalam Spray Dryer ini kandungan Air tersebut akan diturunkan sampai 3 % dari total benih produk Tepung Tapioka

Kandungan air dalam tepung Sorbitol

$$\begin{aligned} &= \frac{0,03}{0,97} \times (1168,596 - 273,5958) \\ &= 27,6804 \text{ kg} \end{aligned}$$

Jumlah air yang teruapkan :

$$\begin{aligned} &\text{Jumlah air masuk} - \text{jumlah air dalam produk} \\ &= 273,5958 - 27,6804 \\ &= 249,9154 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Tepung Sorbitol} &= \frac{1168,596}{0,97} - (273,5958 + 27,6804) \\ &= 867,3198 \text{ kg} \end{aligned}$$

Ditetapkan Tepung Sorbitol yang ikut menguap = 0,001 %

$$\begin{aligned} \text{Sorbitol} &= 0,00001 \times 818,0172 \\ &= 0,0081 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Impuritis} &= 0,00001 \times 76,983 \\ &= 0,00076 \end{aligned}$$

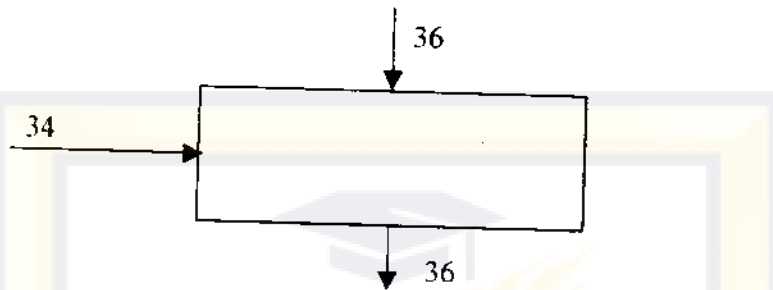
Komposisi keluar

Sorbitol	818,0172 - 0,0081
	= 818,0091 kg
Impuritis	= 716,9022 kg
H ₂ O	= 27,6804 kg

KESIMPULAN

	Masuk		Keluar
Aliran 33		Aliran 34	
Sorbitol	= 818,0172 kg	Sorbitol <i>input</i>	= 0,0081 kg
Impuritis	= 76,983 kg	H ₂ O <i>input</i>	= 245,9954 kg
H ₂ O	= 273,5958 kg	Impuritis	= 0,00076 kg
		Uap air <i>input</i>	= 818,0091 kg
		Impuritis	= 76,983 kg
		H ₂ O <i>input</i>	= 27,6804 kg
Total	1168,5956 kg	Total	1168,5956 kg

13. CYCLONE (H – 177)



Dalam siklon uap air dan tepung sorbitol yang ikut akan terpisah masuk

KESIMPULAN

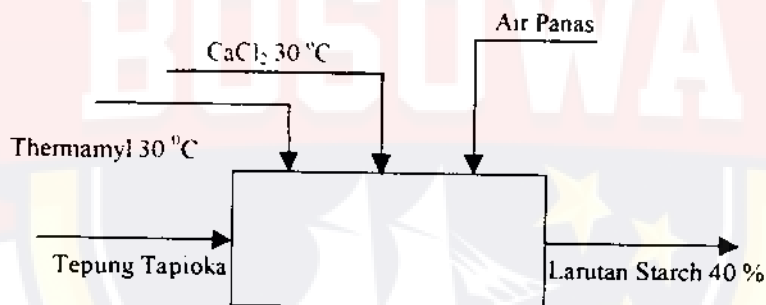
Masuk		Keluar	
Aliran 34		Aliran 35	
Sorbitol	= 818,0172 kg	Sorbitol	= 0,0081 kg
Impuritis	= 322,8976 kg	Impuritis	= 0,0076 kg
H ₂ O	= 27,688 kg	H ₂ O	= 245,9954 kg
		Aliran 36	= 0,00076 kg
		Sorbitol	= 818,0091 kg
		Impuritis	= 76,9022 kg
		H ₂ O	= 27,6804 kg
Total	1168,6028 kg	Total	1168,6028 kg

LAMPIRAN B

NERACA PANAS

- Temperatur Reperence : 25 °C
- Laju Alir Massa : kg/ jam
- Kapasitas Panas : kkal/ kg °C
- Temperatur : °C
- Panas : kkal/ jam

1. TANGKI PENCAMPUR STRACH (M – 110)



Temperatur larutan starch yang diharapkan 60 °C

Panas Masuk :

Tapioka	=	6791,6	x	0,41 (30 - 25)	=	13922,78
H ₂ O	=	8126,8442	x	1,00 (t - 25)	=	8126,8442 (t - 25)
Thermamyl	=	5,9767	x	1,00 (30 - 25)	=	29,8835
CaCl ₂ IM	=	25,7218	x	0,91 (30 - 25)	=	117,6977
Total						14069,6977 + 8126,8442 (t - 25)

Panas Keluar :

Starch	=	59767,608	x	0,33 (60 - 25)	=	69029,8224
H ₂ O	=	8126,8552	x	1,00 (60 - 25)	=	313771,92
Thermamyl	=	5,9767	x	1,00 (60 - 25)	=	209,9935
CaCl ₂ 1M	=	2,6461	x	0,61 (60 - 25)	=	24,8182
Total						383025,7451

Panas masuk = Panas keluar

$$14069,6977 + 8126,8442(t - 25) = 383025,7451$$

$$14069,6977 + 8126,8442(t - 203171,105) = 383025,7451$$

$$586196,8501 - 14069,6977$$

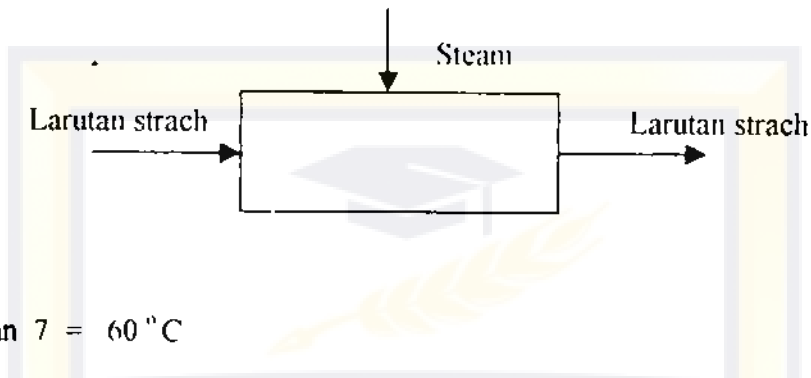
$$8126,8442$$

$$= 70,39 \sim 70 \text{ } ^\circ\text{C}$$

KESIMPULAN

Masuk		Keluar	
Tepung Tapioka	= 13922,78	Starch	= 69029,8224
Air Panas	= 368956,0474	H ₂ O	= 313771,92
Thermamyl	= 29,8835	Thermamyl	= 209,1845
CaCl ₂ 1 M	117,0342	CaCl ₂ 1 M	= 14,8182
Total	383025,7451	Total	383025,7451

2. JET COOKER (Q - 122)



Temp. Aliran 7 = 60 °C

Temp. Aliran 9 = 105 °C

Tek. Steam yang digunakan P = 800 kpa

Temperatur uap = 170,41 °C

(dari tabel Steam diperoleh enthalpi uap = 488,22 kkal/kg).

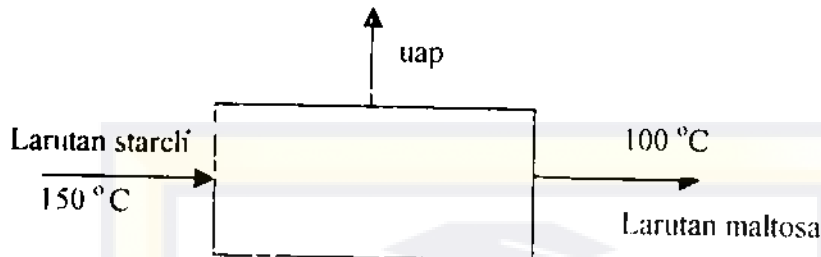
Jumlah Steam dihitung berdasarkan neraca panas

Temperatur Reference = 25 °C

Panas Masuk

Starch	$880 \times 0,33 (60 - 25)$	= 10161
H ₂ O	$= 1320 \times 1,00 (60 - 25)$	= 46200
Thermamy	$= 0,88 \times 1,00 (60 - 25)$	= 30,8
CaCl ₂	$= 0,3896 \times 1,00 (60 - 25)$	= 13,636
Total		56408,436 kkal

3. TANGKI LIQUIFIKASI (M - 120)



Panas masuk

$$\text{Starch (9)} = 5976,608 \times 0,33 (105 - 25) = 157782,4512$$

$$\text{H}_2\text{O} = 10683,4449 \times 1,00 (105 - 25) = 854672,592$$

$$\text{Thermamyl (25)} = 478,128$$

$$\text{CaCl}_2 = 5,9766 \times 1,00 (105 - 25) = 33,8701$$

$$= 2,6461 \times 0,16 (105 - 25) = 1012970,041$$

Panas keluar

$$\text{Starch sisa (11)} = 239,0643 \times 0,33 (100 - 25) = 5916,8414$$

$$\text{Air sisa} = 9615,1004 \times 1,00 (100 - 25) = 721132,53$$

$$\text{Maltosa} = 5737,5437 \times 0,32 (100 - 25) = 137701,0488$$

$$\text{Thermamyl} = 5,9766 \times 1,00 (100 - 25) = 448,245$$

$$\text{CaCl}_2 = 2,6461 \times 0,16 (100 - 25) = 31,7532$$

$$= 865230,4184$$

$$\text{Uap} = \text{panas yang dilepaskan} = \Sigma \text{ panas masuk} - \Sigma \text{ panas keluar}$$

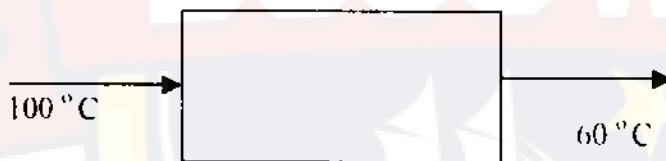
$$= 1012970,041 - 865230,4184$$

$$= 147739,6226$$

KESIMPULAN

Masuk		Keluar	
Starch	= 157782,4512	Starch sisa	= 5916,8414
H ₂ O	= 854675,592	H ₂ O	= 721132,53
Thermamyl	= 478,128	Thermamyl	= 448,245
CaCl ₂	= 33,8701	CaCl ₂	= 31,7532
	<hr/>	Uap	<hr/>
	= 1012970,041		= 147739,6222
			<hr/>
			= 1012970,041

4. COOLER SACHARIFIKASI (E - 124)



Panas masuk

Starch sisa	= 239,0643 x 0,33 (100 - 25)	= 5737,5432
Air sisa	= 9615,1004 x 1,00 (100 - 25)	= 237973,7349
Maltosa	= 5737,5437 x 0,32 (100 - 25)	= 430315,7775
Thermamyl	= 5,9766 x 1,00 (100 - 25)	= 448,245
CaCl ₂	= 2,6461 x 0,16 (100 - 25)	= 31,7532
		<hr/>
		674507,0538

Panas keluar

Starch	$239,0643 \times 0,32 (60 - 25)$	2677,5202
Air	$= 9615,1004 \times 0,33 (60 - 25)$	$= 111054,4096$
Maltosa	$= 5737,5437 \times 1,00 (60 - 25)$	200814,0295
Thermamyl	$= 5,9766 \times 1,00 (60 - 25)$	209,181
CaCl ₂	$= 2,6461 \times 0,16 (60 - 25)$	14,8182
		<hr/>
		314769,9585

Beban Cooler = panas masuk - panas keluar

$$= 671507,0538 - 314769,9585$$

$$= 359737,0953$$

Jumlah air dingin yang dibutuhkan = $\frac{\text{Beban Cooler}}{C_p \cdot \Delta T}$

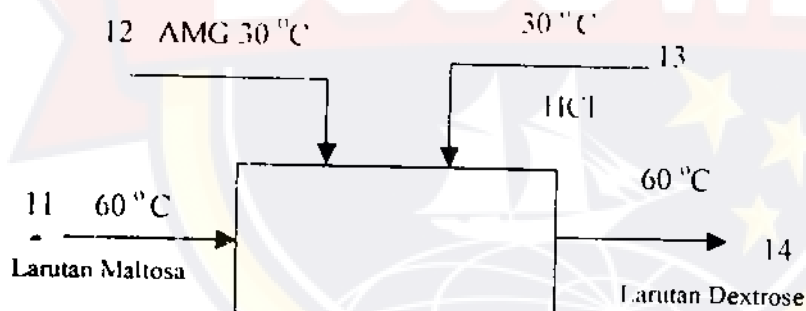
$$= \frac{359737,0953}{1 \cdot (45 - 30)}$$

$$= 23982,4730 \text{ kg}$$

KESIMPULAN

Masuk		Keluar	
Starch sisa	= 5737,5432	Starch	= 2677,5202
H ₂ O sisa	= 237973,7349	Air	= 111054,4096
Maltosa	= 430315,7775	Maltosa	= 200814,0295
Thermamyl	= 448,245	Thermamyl	= 209,181
CaCl ₂	= 31,7532	CaCl ₂	= 14,8182
	<hr/>	Beban Cooler	= 359737,0953
	674507,0538		<hr/>
			674507,0538

5. TANGKI SACHARIFIKASI (R - 130)



Data : Panas Reaksi Hidrolisis Dextrose = 7507 kkal / kg.mol

Panas masuk

Aliran 11

$$\text{Starch Air sisa} = 239,0643 \times 0,33 (60 - 25) = 2761,1927$$

$$\text{H}_2\text{O} = 9615,1004 \times 1,00 (60 - 25) = 336528,087$$

$$\text{Maltosa} = 5737,5437 \times 0,32 (60 - 25) = 64260,4894$$

$$\text{Thermamyl} = 5,9766 \times 1,00 (60 - 25) = 209,181$$

$$\text{CaCl}_2 = 2,6461 \times 0,16 (60 - 25) = 14,8182$$

403773,7683

Aliran 12

$$\text{AMG} = 9,5625 \times 1,00 (30 - 25) = 47,813$$

$$\text{HCl (13)} = 5,7471 \times 0,19 (30 - 25) = 5,4597$$

Total = 403827,041

$$\text{Panas Reaksi Standar } 25^\circ\text{C} = \frac{5565,4174}{180} \cdot 7507 \text{ kkal / kg.mol}$$

$$= 232108,8246 \text{ kkal}$$

Panas Keluar		
Starch	$= 239,0643 \times 0,32 (60 - 25)$	$= 2761,1927$
Sisa Maltosa	$= 450,3972 \times 1,00 (60 - 25)$	$= 15763,902$
Dextrosa	$= 5565,4174 \times 0,32 (60 - 25)$	$= 62332,6749$
H ₂ O	$= 9336,8295 \times 1,00 (60 - 25)$	$= 326789,0325$
Thermamyl	$5,9766 \times 1,00 (60 - 25)$	$209,181$
CaCl ₂	$= 2,6461 \times 0,16 (60 - 25)$	$= 14,8182$
AMG	$9,5626 \times 1,00 (60 - 25)$	$= 334,691$
HCl	$5,7471 \times 0,19 (60 - 25)$	$38,2182$
		<hr/>
		408243,7105

Panas yang diserap Air pendingin :

$$\Sigma \text{Panas Keluar} + \text{Panas Reaksi} - \Sigma \text{Panas masuk}$$

$$408243,7105 + 232108,8246 - 403827,041$$

$$= 236525,4941$$

KESIMPULAN

Masuk		Keluar	
Starch	$= 2761,1921$	Starch	$= 2761,1921$
H ₂ O	$336528,687$	Maltosa	$= 15763,902$
Maltosa	$= 64260,4894$	Dextrose	$= 62332,6749$
Thermamyl	$= 209,181$	H ₂ O	$= 326789,0325$
CaCl ₂	$= 14,8182$	Thermamyl	$= 209,181$
AMG	$= 47,813$	CaCl ₂	$= 14,8182$

HCl	= 5,4597	AMG	= 334,691
Panas yang diserap	= 236525,4941	HCl	= 38,2182
	<hr/>	Panas reaksi	= 232108,8246
	640352,5351		<hr/>
			640352,5351

6. EVAPORATOR DEXTROSE (V - 140)



Komposisi Aliran Masuk

- Dextrose = 5550,1478
- H₂O = 9311,2123
- Impuritis = 464,6575

Neraca Panas Total

$$F \cdot H_f + S (h_g - h_f) = V \cdot H_v + L \cdot H_l$$

Entalpi penguapan air pada 100 °C = 539,45 kkal / kg

Perhitungan panas masuk :

$$\text{Total panas keluar} = 518835,8505 + 2596491,821 = 3115330,672$$

$$\text{Total panas masuk} = 393908,7704 + S (h_g - h_f)$$

Dimana : $hg - l_j = \lambda$

Steam yang digunakan adalah steam bertekanan $P = 198,54$ kpa

Temperatur = $120^{\circ}C$,

diperoleh $\lambda = 2202,2$ kJ/kg
 $= 526,33$ kkal/kg

Sehingga total panas masuk = $393908,7704 + 526,33 \times 5$

Kebutuhan steam :

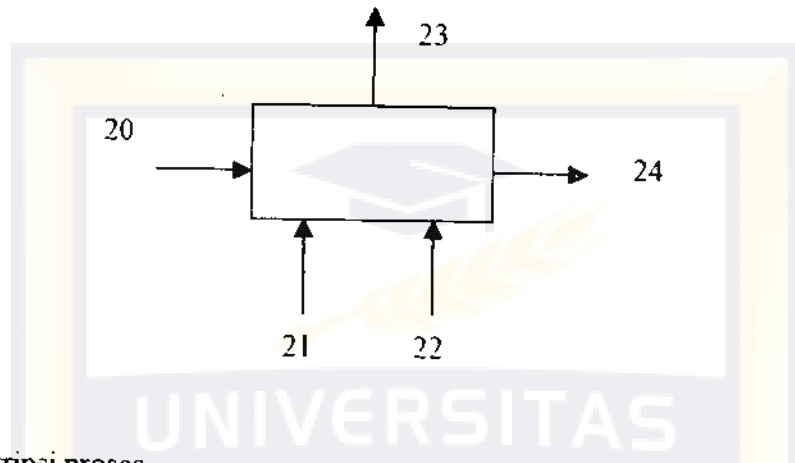
$$S = \frac{3115330,672 - 393908,7704}{526,33}$$

$$= 5170,5620$$

KESIMPULAN

Panas masuk		Panas keluar	
Dextrose	= 62161,6554	Dextrose	124878,3255
H ₂ O	= 325892,4305	H ₂ O	= 381411,7725
Impuritis	= 5854,6845	Impuritis	= 12545,7525
Steam	2721421,897	Panas Penguapan	= 2596494,821
Total	<u>3115330,668</u>	Total	<u>3115330,668</u>

7. REAKTOR AUTOCLAVE (R – 150)



Deskripsi proses

- Range temperatur 120 - 140 °C
 - Reaksi hidrogenasi dextrosa menjadi sorbitol dengan bantuan katalis
 - Proses reaksi berjalan dalam tiga tahap :
 - a. Reaktan dipanaskan sampai mencapai temperatur 120 °C dengan menggunakan steam.
 - b. Reaksi berjalan secara eksotermis dan temperatur maximal yang diijinkan adalah 140 °C sehingga dibutuhkan pendinginan dengan air pendingin.
 - c. Produk yang dihasilkan didinginkan terlebih dahulu sampai temperatur 90 °C.

Tahap A

* Panas Bahan Awal

Dextrose	=	5550,1478 x 0,30 (100 - 25)	=	124878,3228
Impuritis	=	464,657 x 0,36 (100-25)	=	12545,739
H ₂ O	=	5085,4903 x 1,00 (100-25)	=	381411,7725
Ni - Alloy	=	222,0065 x 0,08 (30-25)	=	88,8026
H ₂	=	82,8521 x 6,71 (30-25)	=	2779,6879
		Total		<hr/> 521704,3245

* Panas Bahan Akhir

Dextrose	=	5550,1478 x 0,30 (120 - 25)	=	158179,2123
Impuritis	=	464,657 x 0,36 (120-25)	=	15891,2694
H ₂ O	=	5085,4903 x 1,00 (120-25)	=	483121,5785
Ni - Alloy	=	222,0065 x 0,09 (120-25)	=	1898,1556
H ₂	=	82,8521 x 6,75 (120-25)	=	53128,9091
		Total		<hr/> 712219,1249

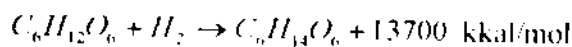
Panas yang disuplay = panas keluar - panas masuk

$$712219,1249 - 521704,3245$$

$$= 190514,8004 \text{ kkal}$$

Tahap B

Pada temperatur 25 °C



Dextrosa Sorbitol

$$\begin{aligned} \text{Panas yang dikeluarkan reaksi adalah} & \quad \frac{818,0172}{182} \times 13.700 \\ & = 61576,02 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Panas bahan masuk = panas bahan akhir pada tahap A

$$712219,1249 \text{ kkal}$$

Panas bahan akhir

Sorbitol	=	$5555,6456 \times 0,42 (140-25)$	=	268337,6825
Impuritis	=	$522,8377 \times 0,36 (140-25)$	=	21645,4808
H ₂ O	=	$5085,4903 \times 1,00 (140-25)$	=	584831,3845
Ni - Alloy	=	$222,0065 \times 0,09 (140-25)$	=	2297,7673
H ₂	=	$19,2569 \times 6,73 (140-25)$	=	14903,8778
		Total		<u>892016,1929</u>

Panas yang diserap air pendingin :

$$\begin{aligned} & - \text{Panas bahan akhir} - \text{Panas reaksi} - \text{Panas awal} \\ & = 892016,1929 + 61576,02 - 712219,1249 \\ & = 241373,088 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Tahap C

Pendinginan produk sebelum dikeluarkan

$$\begin{aligned} \text{Panas bahan awal} & = \text{Panas bahan akhir pada tahap B} \\ & = 892016,1929 \end{aligned}$$

Panas bahan akhir

Sorbitol	=	$5555,6456 \times 0,40 (90-25)$	=	144446,7856
Impuritis	=	$522,8377 \times 0,35 (90-25)$	=	11894,5577
H ₂ O	=	$5085,4903 \times 1,00 (90-25)$	=	330556,8695
Ni - Alloy	=	$222,0065 \times 0,09 (90-25)$	=	1298,7380
Total			=	495093,8095

Jadi panas yang diserap air pendingin

$$\begin{aligned}
 &= \text{Panas bahan awal} - \text{Panas bahan akhir} \\
 &= 892016 - 495093,8095 \\
 &= 396922,3834 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

8. EVAPORATOR SORBITOL (V - 160)

Neraca panas total

$$\begin{aligned}
 f \cdot H_f + S (h_g - h_f) &= V \cdot H_v + L \cdot H_L \\
 H_v &= \lambda \\
 &= 571,94 \text{ kkal/kg (pada } 60^\circ\text{C)}
 \end{aligned}$$

Panas masuk

Sorbitol	=	$5555,6456 \times 0,36 (50 - 25)$	=	50000,8104
Impuritis	=	$522,8377 \times 0,35 (50-25)$	=	4574,8299
H ₂ O	=	$5085,4903 \times 1,00 (50-25)$	=	127137,2575
Total			=	181712,2578

Panas yang disuplay steam

$$\begin{aligned}
 &= 2508435,117 - 181712,8978 \\
 &= 2326722,219
 \end{aligned}$$

Panas keluar

Sorbitol	-	$5555,6456 \times 0,36 (60 - 25)$	=	70001,1346
Impuritis	=	$522,8377 \times 0,35 (60-25)$	=	6404,7618
H ₂ O	=	$5085,4903 \times 1,00 (60-25)$	=	177992,1605
Uap H ₂ O	=	$5085,4903 \times 1,00 (60-25)$	=	2251565,5
Total			=	2505963,557

9. SPRAY DRYER

Aliran 33

Sorbitol	-	$5555,6456 \times 0,36 (60 - 25)$	=	70001,1346
Impuritis	=	$522,8377 \times 0,35 (60-25)$	=	4574,8299
H ₂ O	=	$5085,4903 \times 1,00 (60-25)$	=	177992,1605
Total			=	254398,0569

Panas keluar

Aliran 34

Sorbitol	=	$5555,6456 \times 0,41 (130 - 25)$	=	239170,1346
Impuritis	=	$522,8377 \times 0,36 (130 - 25)$	=	6404,7618
H ₂ O	=	$5085,4903 \times 1,00 (130-25)$	=	177992,1605
Total			=	2505963,557

Panas yang disuplay udara

$$\begin{aligned} &= 792910,2897 - 254398,0569 \\ &= 538512,2328 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Dari grafik humidifikasi pada $T = 130 \text{ }^\circ\text{C}$ dan kelembaban 70 % diperoleh:

Panas penguapan udara = 383,37 kkal / kg

Humiditas udara = 0,113 kg air / kg udara kering

$$\begin{aligned} M \text{ udara} &= \frac{538512,2328}{383,37} \\ &= 1404,6802 \text{ kg} \end{aligned}$$

KESIMPULAN

	Panas masuk		Panas keluar
Sorbitol	70001,1346	Sorbitol	= 239170,5431
Impuritis	= 6404,7618	Impuritis	= 19763,2651
H ₂ O	= 177992,1605	H ₂ O	= 533976,4815
Udara panas	= 79210,2897	Total	= 79210,2897
Total	<u>79210,2897</u>		

10. PEMANAS UDARA

Panas Masuk

$$\begin{aligned} \text{Udara} &= 1404,6802 \times 4,199 (40 - 25) \\ &= 88473,7824 \end{aligned}$$

Panas Keluar

$$\begin{aligned}\text{Udara} &= 1404,6802 \times |4,207 (303 - 25)| \\ &= 2181358,357\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panas yang disuplay steam} &= 2181358,357 - 88473,7824 \\ &= 2092876,575\end{aligned}$$

Pemanasan menggunakan steam jenuh pada suhu 170 °C

$$\text{Dengan } \lambda = 489,840 \text{ kkal / kg}$$

$$\text{M Steam} = \frac{2092876,575}{489,840}$$

$$= 4275,5718 \text{ kg}$$

LAMPIRAN C
SPEKIFIKASI ALAT

1. HEATER AIR PROSES (E – 122)

Fungsi : Memanaskan air yang akan digunakan untuk membuat Slurry Starch pada tangki pencampuran Starch.

Perhitungan dan data berdasarkan metode hk. Kern.

Laju aliran fluida dingin (W) = 8126,844 kg/jam.

= 17.916,322 lb/jam.

Temperatur

Digunakan Saturated Steam pada 800 kPa

Suhu Steam (TS) = 170,41 °C = 338,74 °F

Fluida dingin masuk (t₁) = 170,41 °C = 86 °F

Fluida dingin keluar (t₂) = 70,30 °C = 158,54 °F

Panas spesifik :

C_p fluida dingin = 0,9996 kkal/kg °C

λ Steam = 879,740 Btu/lb

Direncanakan dipakai Heat Exchanger dengan ukuran :

Bagian Tube :

OD. BWG = 1 in, 8 BWG

Pitch (Pt) = 1 ¼ in Square Pitch

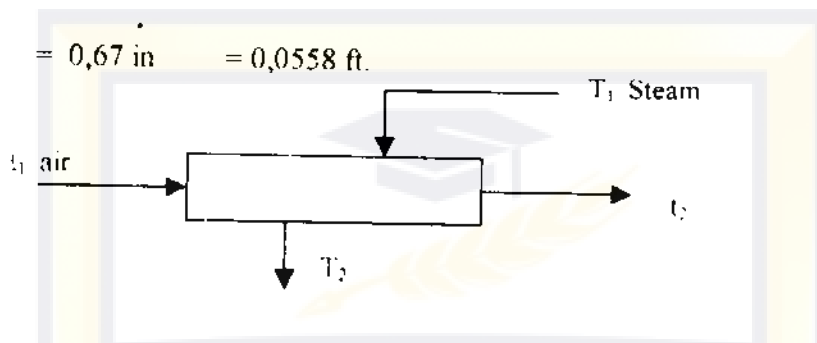
Panjang tube (L) = 8 ft.

Dari tabel 10 Kern

$$a_t' = 0,355 \text{ in}^2 = 0,0025 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,2618 \text{ ft}^2$$

$$ID = 0,67 \text{ in} = 0,0558 \text{ ft.}$$



1. Neraca Panas

$$Q = W.C_p (t_2 - t_1) = 1299130138 \text{ kkal/jam}$$

$$= 5.413.042.242 \text{ Btu/jam}$$

$$W = \frac{Q}{\lambda} = \frac{5.413.042.242}{879,740}$$

$$= 6153 \text{ lb/jam}$$

2. Δt :

Untuk aliran Counter Current

$$\Delta t_1 = T_s - t_2 = 338,74^\circ\text{F} - 158,54^\circ\text{F}$$

$$= 180,2^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_s - t_1 = 338,74^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}$$

$$= 252,74^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} \\ &= \frac{(180,2 - 252,74)}{\ln\left(\frac{180,2}{252,74}\right)} \\ &= 214,43 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan FT

$$R = \frac{(T_2 - t_1)}{(t_2 - t_1)}$$

Karena $T_2 = T_1 = T_s = 0$, maka :

$$R = 0$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \\ &= \frac{(158,54 - 86)}{(338,74 - 86)} \\ &= 0,29 \end{aligned}$$

Karena $R = 0$, maka FT mendekati 1 berarti shell and tube 1 - 2 layak digunakan .

$$\begin{aligned} \text{Jadi, } \Delta t &= \text{LMTD} \\ &= 214,43 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3. Temperatur kalorik

$$T_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2}$$

$$= 122,27^\circ\text{F}$$

a. Trial UD

$$UD = 140 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0,01 \text{ j.ft}^2.\text{}^\circ\text{F/Btu}$$

$$A = \frac{Q}{(UD \times M)}$$

$$20,75 \text{ ft}^2$$

$$NT = \frac{A}{a'' \cdot L} = \frac{20,75}{0,2618 \times 8}$$

$$= 10$$

Standarisasi dengan tabel 9 Kern, dipilih

$$NT = 16$$

$$\text{ID Shell} = 8 \text{ in} = 0,67 \text{ ft}$$

$$\text{Tube Passes} = 2$$

b. Koreksi UD

$$A = NT \times a'' \times L$$

$$= 16 \times 0,2618 \times 8$$

$$= 33,51 \text{ ft}^2$$

$$UD = \frac{Q}{(A \times M)}$$

$$= 87 \text{ Btu/j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan sementara :

Bagian Tube	Bagian Shell
OD, BWG = 1 in, 8 BWG	ID Shell = 8,00 in
Pitch (P _T) = 1,25 square pitch	Jarak baffle = 1/5 D _s
Panjang Tube (L) = 8 ft	Panjang shell = 1,6 in
Jumlah Tube = 16	Proses = 1

Fluida dingin dalam shell dan fluida panas dalam tube :

Fluida dingin (Shell)	Fluida panas (tube)
4. $a_s = \frac{D_s \cdot C' \cdot B}{(144 \cdot P_T \cdot n')}$	4. $a_t = \frac{N \cdot a'}{(144n)}$
$a' = 0,25 \text{ in}$	$n = 2$
$B = 0,5 D_s$	$a_t = 0,0197 \text{ ft}$
$n' = 1$	5. $G_t = \frac{W}{a_t}$
$a_s = 0,018 \text{ ft}^2$	$\frac{6153}{0,0197}$
5. $G_s = \frac{W}{a_s}$	$312.335,03 \text{ lb/j.ft}^2$
$= \frac{17916,322}{0,018}$	6. Pada
$= 995.351,22 \text{ lb/j.ft}^2$	$T_c = 338,74 \text{ } ^\circ\text{F}$
	$\mu = 0,0145 \text{ Cp} \dots (\text{fig 15})$

6. Pada :

$$0,04 \text{ lb/j.ft}$$

$$t_c = 122,27 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$D = 0,0558 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,54 \text{ cp}$$

$$= 1,31 \text{ lb/j.ft}$$

$$\text{Re} = \frac{(DxG)}{\mu}$$

$$= 435707,36$$

$$D_e = 0,0825 \text{ ft (fig.28)}$$

$$9. \text{ hio} = 1500 \text{ Btu/j.ft}^2\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Re} = \frac{(D_e G_s)}{\mu}$$

$$= 62684,33$$

$$7. \text{ JH} = 30 \text{ (fig.28)}$$

8. Pada $t_c = 122,27 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$k = 0,37 \text{ Btu/j.ft}^2\text{ } ^\circ\text{F/ft}$$

$$\left(\frac{(C_p \mu)}{k} \right)^{1/4} = 1,52$$

$$9. \text{ ho} = \frac{\text{JH} \cdot k}{D_e (C_p \mu k)^{1/4} \phi_s}$$

$$\text{ho}/\phi_s = 204,87 \text{ Btu/j.ft}^2\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$10. \text{ tw} = t_c + \frac{\text{hio}}{(\text{hio} + \text{ho})} (T_s - t_c)$$

$$= 312,73 \text{ } ^\circ\text{F}$$

11. Pada tw :

$$\mu = 0,3 \text{ cp}$$

$$\phi_s = \left(\frac{US}{100} \right)^{0.14}$$

$$= 1,0858$$

$$12. h_o = 222,44 \frac{\text{Btu}}{\text{j.ft}^2 \cdot \text{F}}$$

$$13. UC = \frac{h_o x h_o}{(h_o + h_o)}$$

$$= 193,716 \frac{\text{Btu}}{\text{j.ft}^2 \cdot \text{F}}$$

$$14. R_d = \frac{(UC - UD)}{UC \cdot UD}$$

$$= 0,002 \text{ j.ft}^2 \cdot \text{F} / \text{Btu}$$

Karena R_d hitung $>$ R_d ketentuan maka perancangan HE sudah layak pakai.

PRESSURE DROP

Shell Side

Tube Side

$$1. Re, S = 62684,33$$

$$1. Re, f = 435707,36$$

$$f = 0,0023 \text{ ft}^2/\text{m}^2$$

$$f = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{m}^2$$

(fig. 29 km)

(fig. 29 km)

2. jumlah Crosses,

$$v = 3,8219 \text{ cyl} / \text{lb (tabel 7 km)}$$

$$N + i = 60 / \text{passes}$$

$$S = 0,0042 \text{ (fig. 6)}$$

$$D_s = 0,67 \text{ ft}$$

$$S = 1$$

$$3. \Delta p_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot N \cdot l}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot e \cdot S \cdot \phi_s}$$

$$= \frac{0,0023 \cdot 995351,222 \cdot 0,67 \cdot 60}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,99 \cdot 1 \cdot 1,08}$$

$$= 1,641 \text{ psi}$$

$$2. \Delta P_t = \frac{0,5 \cdot f \cdot 6t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot S \cdot \phi_t}$$

$$= \frac{0,5 \cdot 0,0002 \cdot 312335,03^2 \cdot 8 \cdot 1}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,669 \cdot 0,0042 \cdot 1}$$

$$0,532 \text{ psi}$$

Karena ΔP pada kedua aliran < 10 psi maka perancangan HE memadai dan banyak digunakan.

2. TANGKI THERMAMYL (F-115)

Fungsi : menampung enzim thermamyl sementara sebelum masuk ke mixer.

$$\text{Rate} = 5,9766 \text{ kg/jam}$$

$$= 5,9766 \times 2,20462$$

$$= 13,1761 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{larutan}} = 1,3 \text{ kg/l}$$

$$= 1,3 \times 62,543$$

$$= 81,31 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volume} = \frac{13,761}{81,31} = 0,1629 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Direncanakan tangki untuk menampung enzim thermamyl selama 7 hari (168 jam)

Asumsi : volume larutan = 80% volume tangki (vt), maka :

$$\text{Volume larutan} = 0,1620 \times 168 = 27,216 \text{ ft}^3$$

$$V_t = \frac{27,216}{0,8} = 34,02 \text{ ft}^3$$

Direncanakan tangki berupa silinder tegak dan tutup atas berbentuk standar dished head dan tutup bawah berbentuk konis dengan diameter flat = 2,5 in = 0,208 ft = 0,0634 m, sudut 30° .

Digunakan dimensi $H_s/D_s = 2$

- Volume silinder (V_s):

$$\begin{aligned} V_s &= (\pi/4) \times D_s^2 \times H_s \\ &= (\pi/4) \times D_s^2 \times 2D_s \\ &= 1,571 D_s^3 \end{aligned}$$

- Volume Dish

$$V_{\text{Dish}} = 0,085 D_s^3$$

- Volume Konis (VK):

$$\begin{aligned} VK &= (\pi \times D_s^3) / (24 \times \tan 30) \\ &= 0,227 D_s^3 \end{aligned}$$

- Straight Flange (S_f):

$$S_f = 2 \text{ in} = 2/12 = 0,17 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} V_{Sf} &= (\pi/4) \times D_s^2 \times S_f \\ &= 0,134 D_s^2 \end{aligned}$$

PERHITUNGAN DIAMATER

$$V_t = V_s + V_{dish} + V_{sf} + V_k$$

$$34,02 = (1,571 + 0,085 + 0,076) \times D_s^3 + 0,134 D_s^2$$

$$1,732 D_s^3 + 0,134 D_s^2 = 34,02$$

$$D_s = 2,6319 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Shell (ts)} &= 2 \times 2,6319 \\ &= 5,2638 \text{ ft} \end{aligned}$$

PERHITUNGAN TEBAL SHELL (TS)

$$t = \frac{Pd \times D_s}{2x(fxE - 0,6xPd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers.13.1})$$

dimana :

$$P \text{ Operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ Psia}$$

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= \rho x (g/gc) \times H = 81,31 \cdot 1 \cdot (5,2638/1,44) \\ &= 2,9722 \text{ Psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (P_{hidro} + P_{operasi}) \times 1,05 \\ &= (2,9722 + 14,7) \times 1,05 \\ &= 18,5558 \text{ Psig} \end{aligned}$$

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Stainless Steel dengan spesifikasi type 304, grade 3 (SA - 167) (Brownell & Young P.36)

$$F \text{ allowable} = 18050 \text{ Psi}$$

$$\text{Tebal untuk korosi (C)} = 0,125 \text{ in}$$

Sambungan las dipilih type double welded butt joint

Efisiensi Las, $E = 0.8$

Maka :

$$t = \frac{18,5558 \times 2,6319 \times 12}{2 \times (18050 \times 0,8 - 0,6 \times 18,5558) + 0,125}$$

$$= 0,1453 \text{ in}$$

Dipakai tebal standard 3/16 in

Check :

$$OD = ID + 2t = (2,6319 \times 12) + 2(3/16)$$

$$= 31,9578 \text{ in}$$

Diambil OD standard 32 in

$$ID = OD - 2t = 32 - 2(3/16)$$

$$= 31,625 \text{ in}$$

$$2,6354 \text{ ft}$$

PERHITUNGAN TINGGI TUTUP ATAS

$$hd = L - \left\{ L^2 - (D^2/4) \right\}^{0,5} \quad (\text{Hesse, Pers. 4-14})$$

dimana :

$$L = \text{Crown Radius } D - 6''$$

$$= 31,625 - 6$$

$$= 25,625 \text{ in}$$

maka :

$$hd = 25,625 - \left\{ (25,625)^2 - (31,625)^2 / 4 \right\}^{0,5}$$

$$= 5,4605 \text{ in} = 0,4550 \text{ ft}$$

PERHITUNGAN TEBAL TUTUP ATAS

$$t = \frac{0,885 \times Pd \times Rc}{(f \times E - 0,1Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, Pers.13.12})$$

dimana : tutup atas berupa standard dish head dengan jari-jari dished

$$RC = OD = 31,625 \text{ in}$$

Maka :

$$t = \frac{0,885 \times 18,5558 \times 31,625}{(18050 \times 0,8 - 0,1 \times 18,5558)} + 0,125$$

$$= 6,1608 \text{ in}$$

Dipakai tebal standard 3/16 in

PERHITUNGAN TINGGI TUTUP BAWAH

$$Hd = \frac{tg30(D - m)}{2} \quad (\text{Hesse, hal 92, Pers.4-17})$$

Dimana : D = diameter shell

m = diameter flat spot

Sehingga :

$$Hd = \frac{tg30(2,6354 - 0,208)}{2} = 0,7007 \text{ ft}$$

PERHITUNGAN TEBAL TUTUP BAWAH

$$t = \frac{Pd \times Ds}{2 \cos 30 \times (f \times E - 0,6Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young P.6.15-4})$$

$$t = \frac{18,5558 \times 2,6354 \times 12}{2 \cos 30 \times (18050 \times 0,8 - 0,6 \times 18,5558)} + 0,125$$

$$= 0,1485 \text{ in}$$

Ditetapkan terbal standard 3/16 in

PERHITUNGAN TINGGI STORAGE

$$H_s = \text{Tinggi Shell} + \text{Tinggi standard dish head} + \text{Tinggi Konis}$$

$$= 5,2638 + 0,4550 + 0,7007$$

$$= 6,4195 \text{ ft}$$

SPEKIFIKASI :

- Nama : Tangki Penampung Enzim Thermamyl
- Kapasitas : 963,4464 liter
- Jumlah : 1 buah
- Bentuk : Silinder dengan tutup atas berbentuk standard dish head dan tutup bawah berbentuk konis.

Ukuran bejana

- Diameter : 0,8033 m
- Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m
- Tinggi : 1,6041 m

Ukuran tutup atas

- Jenis : Standard dished head
- Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m
- Tinggi : 0,4550 m

Jenis Las : Double Welded Butt Joint

Ukuran tutup bawah

Jenis : Konis

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m

Tinggi : 0,2136 m

Flat Spot : 0,0634 m

Sudut : 30°

Jenis Las : Double Welded Butt Joint

Dengan cara yang sama pada perhitungan tangki yang lain diperoleh nilai sebagai berikut :

3. TANGKI CaCl_2 (F-116)

Nama : Tangki penampung CaCl_2 (F-115)

Kapasitas : 176,403 ft^3

Jumlah : 1 buah

Bentuk : silinder dengan tutup atas berbentuk standar dish head dengan tutup bawah berbentuk kronis.

Ukuran bejana

Diameter : 2,3021 ft

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 9,1118 ft

Ukuran tutup atas

Jenis : standar dished head
Tebal : 3/16 in
Tinggi : 0,7324 ft
Jenis las : Double Welded Butt Joint

Ukuran tutup bawah

Jenis : konis
Tebal : 3/16 in
Tinggi : 1,3262 ft
Flat spot : 0,208 ft
Sudut : 30°
Jenis las : double Welded Butt Joint

4. TANGKI PENCAMPUR STARCH (M-110)

Fungsi : mencampur starch dengan air, enzim thermamyl dan CaCl_2
membentuk slurry starch

Spesifikasi

Nama : Tangki pencampur starch (M-110)
Kapasitas : 225,9811 ft
Jumlah : 2 buah
Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dish head.

Ukuran bejana

Diameter : 5,9382 ft

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 7,5170 ft

Ukuran tutup atas

Jenis : standar dished head

Tebal : 1/4 in

Tinggi : 0,8821 ft

Jenis las : Double Welded Butt Joint

Pengaduk

Jenis : 6 flat Blade turbine

Jumlah blade : 6 buah

Diameter pengaduk: 1,9794 ft

Rpm : 120

Power motor : 12.0218 Hp

5. POMPA JET COOKER (L- 121)

Fungsi : Untuk memompa larutan dari tangki pencampur starch (M - 110) ke Jet Cooker (Q - 122)

Data :

Rate larutan = 14950,1426 kg/jam

= 14950,1426 x 2,20462

$$= 32959,3834 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas larutan} = 72,91 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas Larutan} = 2,18 \text{ cp} = 0,0015 \text{ lb/ft.det}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Vol:metrik} &= \frac{32959,3834 \text{ lb / jam}}{72,91 \text{ lb / ft}^3} \\ &= 452,0557 \text{ ft}^3/\text{jam} = 7,5343 \text{ ft}^3/\text{menit} \\ &= 56,3638 \text{ gpm} \\ &= 0,1256 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Digunakan pompa jenis sentrifugal

A. Perhitungan Diameter Pipa

Asumsi : Aliran Turbulen

$$D_i \text{ Optimum} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peter \& Timmerhaus, hal. 525})$$

Dimana :

$$Q_f = \text{ft}^3/\text{det}$$

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

$$\begin{aligned} D_i \text{ Optimum} &= 3,9 \times (0,1256)^{0,45} \times (72,91)^{0,13} \\ &= 2,6777 \text{ in} \end{aligned}$$

ditetapkan diameter nominal = 3 inch sch 40

dari App A.5.1. Gean koplis didapat :

$$ID = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft}$$

$$A = 7,38 \text{ in}^2 = 0,051 \text{ ft}^2$$

Check Jenis Aliran :

$$\text{Kec. Alir } V = \frac{0,1256 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,051 \text{ ft}^2} = 2,1627 \text{ ft/det}$$

$$\text{NRe} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$

$$= \frac{72,91 \times 0,256 \times 2,4627}{0,0015}$$

$$= 30644,13 > 2100 \text{ (Asumsi Aliran Turbulen benar)}$$

B. Perhitungan Friction Losses

a. Sudden Contraction

$$h_c = \frac{k_c \cdot v^2}{2 \times g_c} \quad (A1 \gg A2) \text{ (Geankoplis, pers 2-10-16)}$$

$$k_c = 0,55 \text{ (Geankoplis hal, 104)}$$

$$\alpha = 1$$

$$h_c = 0,55 \times \frac{(2,4627)^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,5018 \text{ lbf.ft/lbm}$$

b. Sambungan dan Valve

Dari geankoplis Tabel 2.10.1 di dapat :

- 1 buah Tee $k_f = 1$
- 1 buah Globe Valve $k_f = 6$
- 4 buah Elbow 90, $k_f = 4 \times 0,75 = 3$
- 1 buah Return bend, $k_f = 1,5 = 1,5$

$$\text{total } k_f = 11,5$$

$$hf = kf \frac{V^2}{2 \cdot gc} = 11,5 \times \frac{(2,4627)^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 1,0839 \text{ lbf} \cdot \text{ft}/\text{lbm}$$

c. Pipa Lurus

Panjang Pipa Lurus = 44 ft

Panjang ekivalen dari hambatan (App = C. Foust) :

	L/D	L
- 1 buah Tee	20	3,445 ft
- 1 buah Globe Valve	300	51,675 ft
- 4 buah Elbow 90	30	20,670 ft
- 1 buah Return Bend	50	8,613 ft
	Jumlah	84,403 ft

Panjang Total = 128,403 ft

Bahan Pipa : Commercial Steel

$$NRe = 171339$$

$$\varepsilon = 0,000015 \text{ (Geankoplis, fig 2.10 - 3)}$$

$$\varepsilon/D = 0,000023$$

$$f = 0,0065 \text{ (Geankoplis, fig 2.10 - 3)}$$

$$Ff = 4f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{V^2}{2 \times gc}$$

$$Ff = 4f \times \frac{128,403}{0,256} \times \frac{(2,4627)^2}{2 \times 32,174}$$

$$F_f = 1,2291 \text{ lbf.ft/lbm}$$

d. Steden Expansion

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{\Delta 1}{\Delta 2}\right)^2 = (1 - 0)^2$$

$$K_{ex} = 1$$

$$h_{ex} = K_{ex} \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Geankoplis, p. 2.10-5})$$

$$= 1 \frac{(2,4627)^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0943 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Total Friksi} = h_c + h_f + F_f + h_{ex}$$

$$= 0,0518 + 1,0839 + 1,2291 + 0,0943$$

$$2,4591 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Persamaan Bernoulli

$$- WS = \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \left(\frac{g}{g_c}\right)(\Delta Z) + \left[\frac{V_2^2 - V_1^2}{2g_c}\right] \pm \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right)$$

$$= 5,53 + 6,60 + 0,006 + 2,4591$$

$$= 14,5951 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Penentuan daya pompa (P)

$$P = \frac{\rho \times Q \times H'}{550}$$

$$= \frac{72,91 \times 0,1256 \times 14,5951}{550}$$

$$= 0,2431 \text{ Hp}$$

Penentuan BHP

$$\text{BHP} = \frac{P}{\eta}$$

Dari Fig. 14.37 hal, 520 Peter diperoleh $\eta = 80\%$

$$\text{BHP} = \frac{0,2431}{0,8} = 0,3039 \text{ Hp}$$

Penentuan Daya Motor (N)

$$N = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$

Dari Fig. 14.38 hal 521 Peter diperoleh $\eta = 30\%$

$$N = \frac{0,3039}{0,3} = 1,013 \text{ Hp}$$

Spesifikasi :

Nama Alat : Pompa Jet Cooker (L - 121)

Type : Centrifugal Pump

Kapasitas : 56,3638 gpm

Power Motor : 1,013 Hp

Jumlah : 2 buah

Dengan cara yang sama pada perhitungan pompa yang lain diperoleh :

6. JET COOKER (Q - 122)

Fungsi : Tempat terjadinya gelatinisasi slurry oleh Jet Steam

A. Menentukan Ukuran Pipa Steam

Ukuran pipa steam diperhitungkan berdasarkan keadaan steam masuk

$$\begin{aligned}
 M \text{ steam} &= 1008,8929 \text{ kg/jam} &= 2224,1907 \text{ lb/jam} \\
 V \text{ steam} &= 240,372 \text{ cm}^3/\text{g} &= 3,85 \text{ ft}^3/\text{lb} \\
 gf &= 2224,1907 \times 3,85 &= 8563,1342 \text{ ft}^3/\text{S} \\
 &= 2,3786 \text{ ft}^3/\text{S}
 \end{aligned}$$

Ukuran pipa ditentukan berdasarkan diameter pipa optimum dari Plant Design and Economics for Chemical Engineers, didapatkan :

$$\begin{aligned}
 Di \text{ opt} &= 3,9 \times gf^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\
 &= 3,9 \times (2,3786)^{0,45} \times \left(\frac{1}{34,85}\right)^{0,13} \\
 &= 6,8631 \text{ in}
 \end{aligned}$$

di pipa yang mendekati harga tersebut adalah 8" nominal size, schedul 40

dengan $Di = 7,981 \text{ in} = 0,6651 \text{ ft}$

$$\mu \text{ steam} = \frac{gf}{\Delta p_{\text{pipa}}} = \frac{2,3786 \text{ ft}^3/\text{S}}{4,1667 \text{ ft}^2} = 0,5709 \text{ ft/S}$$

B. Menentukan Ukuran Jet Steam

Keadaan I (inlet)

$P \text{ steam I} = 800 \text{ kpa}$

$T \text{ I} = 170,41 \text{ }^\circ\text{C}$

$$H1 = 1189,812 \text{ Btu/lb}$$

$$V1 = 3,85 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$S1 = 1,591 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

Keadaan II (outlet)

$$P \text{ steam } 2 =$$

$$T2 = 105,00 \text{ } ^\circ\text{c}$$

$$H2 = 1050,21 \text{ Btu/lb}$$

$$V2 = 19,8171 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$S2 = 1,591 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

Dari persamaan 10 - 34, Chemical Engineering Thermodynamic :

$$u_2^2 = u_1^2 - 2gc (H_2 - H_1)$$

$$u_2^2 = 6994415,9$$

$$u_2 = 2644,696 \text{ ft/s}$$

Rasio diameter inlet dan outlet nizzel ditentukan dengan persamaan kontinuitas

$$\begin{aligned} \frac{A2}{A1} &= \frac{u_1 V_2}{u_2 V_1} \\ &= \frac{0,5709}{2644,70} \times \frac{19,171}{3,850} = 0,0011 \end{aligned}$$

$$0,0011 = \frac{D^2 \text{ throat}}{D_1^2}$$

Perbandingan cross sectional area nozzle adalah lebih kecil dari 1/5, maka pengetahuan tentang free jet bisa diterapkan.

$$\begin{aligned} \text{Panjang Jet Cooker minimal} &= 100 \times D_{\text{nozzel}} \\ &= 26,47 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan panjang Jet Cooker adalah 3 x panjang minimal, maka panjang Jet Cooker seluruhnya adalah - 79,41 in

$$= 2,0170 \text{ m}$$

C. Menentukan Ukuran Pipa Slurry Strach

Ukuran pipa slurry starch ditentukan dengan persamaan diameter pipa optimum seperti pada penentuan ukuran pipa steam :

$$\begin{aligned} gf &= \frac{6787,9848}{1,21} = 5609,8139 \text{ L/jam} \\ &= 0,0550 \text{ ft}^3/\text{S} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Di_{\text{opt}} &= 3,9 \times gf^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0550)^{0,45} \times (75,54)^{0,13} \\ &= 1,8552 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan ukuran pipa standar 2" nominal size schedul 80 dengan

$$id = 1,939 \text{ in}$$

Spesifikasi :

Nama Alat : Jet Cooker (Q - 122)

Fungsi : Tempat terjadinya gelatinisasi sturry oleh jet steam

Ukuran

- D pipa Steam : 8 in
 D nozzel : 0,2647 in
 Panjang Set : 79,41 in
 D Pipa Slurry : 2,00 in

7. POMPA UMPAN SACHARIFIKASI (L - 123)

- Nama Alat : Pompa Umpan Sacharifikasi (L - 123)
 Fungsi : Untuk mengalirkan larutan dari M - 120 ke R - 130, melalui head exchanger II.
 Type : Centrifugal Pump
 Kapasitas : 64,9175 gpm
 Power Motor : 0,8677 Hp
 Jumlah : 4 buah

8. COOLER SACHARIFIKASI (E - 124)

Fungsi : Mendinginkan Larutan yang akan masuk ke reaktor sacharifikasi

$$\begin{aligned} \text{Laju alir} \rightarrow \text{Fluida panas (W)} &= 2454,3076 \times 6,79,6 \\ &= 16668,68 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 36715,15 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

Temperatur :

Fluida Panas Masuk (T_1) = 100 °C = 212 °F

Fluida Panas Keluar (T_2) = 60 °C = 140 °F

Fluida Panas Masuk (t_1) = 30 °C = 86 °F

Fluida Panas Masuk (t_2) = 49 °C = 120 °F.

Densitas .

Fluida Panas = 1,148 kg/l = 71,64 lb/enft (kern).

Fluida Dingin = 1 kg/l = 62,43 lb/enft (kern).

Direncanakan dipakai HE dengan ukuran tube .

OD. BWG = ½ in. 18 BWG

Pitch (P_T) = 1 in square pitch

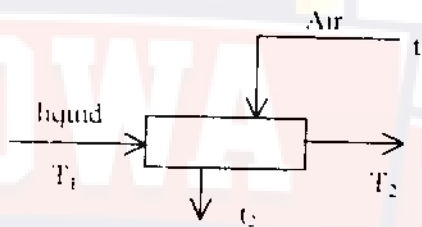
Panjang tube (l) = 18 ft.

Dari tabel 10 kern diperoleh :

a' = 0,334 = 0,0023 ft²

a'' = 0,1963

ID = 0,652 m = 0,0543 ft



1. Neraca Panas

$$Q_F = Q_A = W \cdot C_p \cdot \Delta T = W \cdot CP (\Delta T) = Q_f = 674507,0538 \text{ kkal/J}$$

$$Q_f = 2 \cdot 808 \cdot 105,961 \text{ Btu/J}$$

$$W = 42 \cdot 418,52 \text{ kg/J}$$

2. ΔT .

Untuk aliran cooler current.

$$\Delta T_1 = T_1 - t_1 = 91,8^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 54^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} \\ &= \frac{91,8 - 54}{\ln\left(\frac{91,8}{54}\right)} \\ &= 71,24 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan FT

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)}$$

$$= \frac{212 - 140}{49 - 30}$$

$$= 2,11$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{120 - 86}{212 - 86} = 0,27$$

Dicoba untuk shell dan tube jenis 1-2

Dari FIG 18 karena diperoleh $F_T = 0,92$

Karena $F_T \geq 0,75$, maka (S dan T) 1-2 dapat digunakan

$$\Delta t = F_T \times \text{LMTD}$$

$$= 0,92 \times 71,24$$

$$= 65,54 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Temperatur Kalori

$$T \text{ rata-rata} \rightarrow T_c = \frac{212 + 140}{2}$$

$$\begin{aligned}
 &= 176^{\circ}\text{F} \\
 t_c &= \frac{86 + 120}{2} \\
 &= 103^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

a). Trial UD

coba untuk UD = 200 Btu/ J Ft²°F

$$R_d = 0,002 \text{ J Ft}^2 \text{°F/Btu}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{UD \times \Delta t} \\
 &= \frac{2808105,961}{200 \times 65,54}
 \end{aligned}$$

$$= 214,23 \text{ Ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 N_r &= \frac{A}{a \times L} \\
 &= \frac{214,23}{0,1963 \times 18} \\
 &= 60,63
 \end{aligned}$$

dari tabel 9 kern dipilih :

$$\text{WT} = 62$$

$$\text{ID shel} = 10 \text{ in} = 0,83 \text{ Ft}$$

$$\text{Tube passes} = 2$$

b). koreksi UD

$$\begin{aligned}
 A &= N_r \times a \times L \\
 &= 62 \times 0,1963 \times 18
 \end{aligned}$$

$$= 219,07 \text{ Ft}^2$$

$$\text{UD} = \frac{2808105,961}{219,07 \times 65,54}$$

$$= 199,57 \approx 200 \text{ Btu / Ft}^2 \text{ / }'$$

Kesimpulan sementara

Bagian Tube
OD BWG = 3/4 in, 18 BWG

Bagian shell

Pitch (PT) = 1 m square pitch

ID shell = 10 in

Panjang tube (L) = 18 Ft

Jumlah baffle = 1/5 Ds s/d 1 Ds

Jumlah

Passe 1

Passes = 2

Fluida panas dalam shell dan fluida dingin dalam Tube

$$4. \text{ as} = \frac{H_s \times C \times B}{144 P_t}$$

$$4. \text{ at} = \frac{W_s \times at}{144 n}$$

$$C = P_T - OD$$

$$62 \cdot 0,334$$

$$= 1 - 3/4 = 0,25 \text{ in}$$

$$144 \times 2$$

$$B = 0,5 \text{ ID} = 4$$

$$\text{at} = 0,072 \text{ Ft}$$

$$\text{as} = \frac{18 \times 0,25 \times 4}{144 \times 1}$$

$$5. \text{ Gt} = \frac{W}{at}$$

$$\text{as} = 0,125 \text{ Ft}^2$$

$$12418,52$$

$$0,072$$

$$5. \text{ Gs} = W/\text{as}$$

$$589,14611 \text{ lb/jam Ft}^2$$

$$= \frac{2454,3076}{0,125}$$

$$= 19634,46 \text{ lb/JFt}^2$$

6. pada $T_c = 176^\circ\text{F}$ $\mu = 0,713 \text{ Cp}$

$D_e = 0,0792$ (FiG 28 kern)

$$\text{Res} = \frac{D_e \times C_p}{\mu}$$

$$= \frac{0,0792 \times 19634,46}{1,73}$$

$$= 898,88$$

7. $JH = 25$ (Kern FiG 28)

8. Pada $T_c = 176^\circ\text{F}$ diperoleh

$K = 0,3582 \text{ Btu/J Ft}^2/\text{Ft}$

$C = 0,73 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F}$

$$(C \times \mu/k)^{1/3} = 1,52$$

9. $h_o = JH(k/D_e)(C \times \mu/k)^{1/3} Q_s$

$$\frac{h_o}{s} = 25 \left(\frac{0,3582}{0,0792} \right) \left(\frac{0,73 \times 1,73}{0,3582} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{s} = 172,017 \text{ Btu/J Ft}^2/\text{F}$$

10. $h_o \dots \dots \dots ?$

6. pada $t_c = 103,1^\circ\text{F}$

$\mu = 0,656 \text{ Cp} = 1,59 \text{ lb/JFt}$

$\text{Ret} = \frac{D \times G}{\mu}$ dimana $D = 0,652$

$$\frac{0,652 \times 589146,11}{1,59}$$

$$= 651649,85$$

7 $JH = 957,2$

8. pada $t_c = 103^\circ\text{F}$

$k = 0,4251 \text{ Btu/JFt}^2 \text{ F/Ft}$

$c = 0,97 \text{ Btu/lbm}^\circ\text{F}$

9. $h_i = JH \left(\frac{k}{D_e} \right) \left(\frac{C \mu}{k} \right)^{1/3}$

$$957,2 \frac{0,4251}{0,658} \left(\frac{0,97 \times 1,59}{0,4251} \right)^{1/3}$$

957,281 $\text{Btu/J Ft}^2/\text{F}$

10. $h_{i,w} = h_i \times \frac{ID}{OD}$

$$= 957,281 \times \frac{0,652}{0,75}$$

797,5 $\text{Btu/J Ft}^2/\text{F}$

$$C_{ps} = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{0,14} \approx 0,96$$

$$h_o = 165,13632 \text{ Btu/J Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} 11. U_c &= \frac{h_i \times h_o}{h_i + h_o} \\ &= \frac{797,5 \times 165,137}{49,796 + 165,137} \\ &= 338,259 \text{ Btu/J Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 12. R_d &= \frac{U_c - U_n}{U_c + U_n} \\ &= \frac{338,259 - 199,57}{338,259 + 199,57} \\ &= 0,002054 \text{ J Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu} \end{aligned}$$

Karena pada hitung > R_d ketentuan maka perancangan HE layak digunakan.

PRESSURE DROP

Shell Side

Tube Side

1. R_{E,S} = 898,88

1. R_{E,t} = 651.649,85

f = 0,0036 Fig 29

f = 0,00089 Fig 26 } Kem

2. Jumlah Crosses = N + 1

s = 0,95 Tabel 6

= 12^{1/3}

2. Δp_t = $\frac{f \cdot G_t^2 \cdot 2 \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \times S \times \phi}$

= $\frac{12 \times 18}{4}$

$\frac{0,00089 \times 589146,11^2 \times 18 \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,95 \times 1}$

= 54

$$D_s = 0,83 \text{ Ft dan } S = 0,8$$

$$0,224 \text{ Psi} < 10 \text{ Psi}$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot N + 1}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \times S \times \phi_s} \quad (\text{memenuhi})$$

$$= \frac{0,0036 \times 19634,46^2 \times 0,83 \times 54}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,07012 \times 0,8 \times 1}$$

$$= 0,0188 \text{ Psi} < 10 \text{ Psi}$$

(memenuhi)

Karena ΔP_s dan $\Delta P_t < 10 \text{ Psi}$ maka perancangan HE memadai

9. TANGKI LIQUIFIKASI (M-120)

Nama : Tangki liquifikasi (M-120)

Kapasitas : 390,3227 ft³

Jumlah : 2 buah

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dish head.

Ukuran bejana

Diameter : 5,9272 ft

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 11,8544 ft

Ukuran tutup atas dan Bawah

Jenis : standar dished

Tebal : 1/4 in

Tinggi : 0,8861 ft

Jenis las : Double Welded Butt Joint

Pengaduk

Jenis : 6 flat Blade turbine

Jumlah blade : 6 buah

Diameter pengaduk: 1,9757 ft

Rpm : 195

Power motor : 50 Hp

10. TANGKI AMG (F – 131)

Nama : Tangki penampung enzim AMG (F-115)

Kapasitas : 54,243 ft³

Jumlah : 1 buah

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dished head dan tutup bawah berbentuk konis.

Ukuran bejana

Diameter : 3.0750 ft

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 6,15 ft

Ukuran tutup atas

Jenis : standar dished head

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 0,5094 ft

Jenis las : Double Welded Butt Joint

Ukuran tutup bawah

Jenis : konis

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 0,8276 ft

Flat spot : 0,208 ft

Sudut : 30 °

Jenis las : double welded butt joint

11. TANGKI HCl (F – 132)

Nama : Tangki penampung HCl (F-115)

Kapasitas : 42,756 ft³

Jumlah : 1 buah

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dished head dan
tutup bawah berbentuk konis.

Ukuran hejana

Diameter : 2,8405 ft

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 5,681 ft

Ukuran tutup atas

Jenis : standar dished head

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 0,4802 in

Jenis las : Double Welded Butt Joint

Ukuran tutup bawah

Jenis : konis

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 0,7599 ft

Flat spot : 0,208 ft

Sadut : 30 "

Jenis las : double welded butt joint

12. POMPA UMPAN FILTER (L - 133)

Nama Alat : Pompa Umpan Filter (L - 133)

Fungsi : Memompa produk sacherifikasi dari R - 130 ke H - 141

Type : Centrifugal Pump

Kapasitas : 59,5425 gpm

Power Motor : $3,13 \times 10^{-4}$ Hp

Jumlah : 4 buah

13. DRUM FILTER (H - 134)

Fungsi : Bertujuan untuk membersihkan partikel tidak larut/insoluble starch partikel

Dari geankoplis, pers, 13.2 - 16, didapat :

$$V/Atc = \{ -R_m /tc + [R_m^2 /tc^2 + 2 C_B \alpha (-\Delta p) f /(\mu tc)^{1/2}]\} / \alpha C_B$$

Dimana :

V/tc : Laju Volumetrik Filtrat, m^3/det

A : Luas permukaan filter, m^2

R_m : Tahanan Filter, m^{-1}

tc : Waktu Siklus (time cycle) filter, det

C_B : Konsentrasi padatan dalam umpan masuk, $kg\ padatan/m^3\ filtrat$

ΔP : Perbedaan tekanan, Pa

α : Tahanan cake, $m/kg\ padatan$

f : Fraksi (bagian) filter terbenam

μ : Viskositas filtrat, Pa.det

$$R = L/Kp$$

Dimana :

L : tebal filter, m

Kp : permeabilitas filter, m^2

A. Laju Filtrasi

$$M_{f, p/tc} = 15615.6460\ kg/jam$$

$$= 4,3377\ kg/det$$

$$\rho\ filtrat = 1,166\ kg/l$$

$$= 1170\ kg/m^3$$

$$V/tc = \frac{4,3377}{1170}$$

$$= 0,0037$$

B. Tahanan Filter, R_m

$$R_m = L/K_p$$

Tebal media filter, $L = 1$ (wallas, hal 318)

$$= 0,001 \text{ m}$$

Media filter yang digunakan filter aids, maka :

$$K_p = 1,50 \text{ E} - 12 \text{ m}^2$$

$$R_m = 0,001/1,50 \times 10^{-2}$$

$$= 66666666,7$$

$$= 66,7 \times 10^8 \text{ m}^{-1}$$

C. Waktu Siklus Filter, t_c

Dari Perry edisi 6, hal 19 - 79 diperoleh range $t_c = 0,1 - 10$ menit

Digunakan $t_c = 6,00$ menit

$$= 6 \times 60 = 360 \text{ detik}$$

D. Konsentrasi Solid dalam umpan masuk, C_B :

Laju massa padatan dalam umpan, $M_s = 35,2 \text{ kg/jam}$

Laju massa filtrat dalam umpan, $M_{f.F} = 2257,8462 \text{ kg/jam}$

$$= 1,9297 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_B = M_s.F/M_{f.F}$$

$$= \frac{35,2}{2257,8462} = 0,0156 \text{ kg padatan / m}^3 \text{ filtrat}$$

E. Perbedaan tekanan, $-\Delta P$

$$\frac{-\Delta p}{0,67fc} = (100 \text{ L}) \quad (\text{Wallas, pers 11.28})$$

$$\begin{aligned} -\Delta P &= 0,67 \times 0,26 (100 \times 0,001)^2 \\ &= 0,0017 \text{ bar} = 170 \text{ Pa} \end{aligned}$$

F. Tahanan Cake, α

Dari (Wallas, halaman 317), didapatkan :

$$\alpha = 1,6 \cdot E + 14 \text{ m/kg}$$

G. Fraksi/bagian filter yang terbenam, f

$$f = 0,40 \quad (\text{data operasi dari pabrik})$$

H. Viskositas filtrat, μ

$$\mu = 0,001 \text{ P.det}$$

$$\begin{aligned} 0,0037/A & \{ -66,7 \times 10^8 / 360 + [(66,7 \times 10^8)^2 / (360)^2 + 2 \times 0,0156 \\ & \times 16 \times 10^{13} \times 170 \times 0,4 / (0,001 \times 360)]^{1/2} / \{ 16 \times 10^{13} \\ & \times 360 \times 0,0156 \} \end{aligned}$$

$$A = 1,0562 \text{ m}^2 = 11,3701 \text{ ft}^2$$

Jumlah filter yang dipergunakan sebanyak 1 buah

Ukuran standar rotary drum vacuum filter (Widwig, hal 485)

$$\text{Luas permukaan filter} = 132 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter, } D = 6$$

$$\text{Panjang, } L = 7$$

$$\text{Bahan filter} = \text{kanvas}$$

$$\text{Filter aia} = \text{Diatomelis earth}$$

14. POMPA ION EXCHANGE (L – 135)

Nama Alat	: Pompa Ion Exchange (L - 121)
Fungsi	: Memompa filtrat dari drum filter ke ion exchange
Type	: Centrifugal Pump
Kapasitas	: 60,6982 gpm
Power Motor	: 1,101 Hp
Jumlah	: 2 buah

15. KATION EXCHANGER (D – 141)

Fungsi : Menghilangkan kation pengotor yang terikat dalam dextrose

Rate larutan masuk exchanger = 15334,3876 kg J
 = 368025,3024 kg/hari

ρ larutan dextrose = 1213,543 kg/m³ = 1,214 kg/l

Flow rate larutan = 12631,2913 l/jam = 303150,9912 l/hari

= 12,6313 m³/J = 303,1512 m³/hari

Impuritis terdiri dari :

CaCl₂ = 0,3885 kg/j = 0,0035 mol/j
 = 0,084 mol/hari (BM cacl₂ = 110,99)

dimana : Ion Ca²⁺ = 0,085 mol/hari

: Ion Cl⁻ = 0,1717 mol/hari

Hcl = 0,8439 kg/j = 0,0231 mol/j

= 0,0009 mol/hari (BM Hcl = 36,5)

dimana : Ion H^+ = 0,0009 mol/hari

: Ion Cl^- = 0,0009 mol/hari

Jumlah kation yang akan dihilangkan :

Ion Ca^{2+} = 3,4389 gr/hari (Bm Ca^{2+} = 40,08)

= 0,1716 eg/hari (BE Ca^{2+} = 20,04)

Ion H^+ = 0,0009 gr/hari (BM H^+ = 1)

= 0,0009 gr/hari (BE H^+ = 1)

Total kation yang harus dihilangkan = 0,1725 eg/hari

Waktu regenerasi direncanakan = 30 hari sekali

Jumlah kation yang harus dihilangkan selama itu

= 5,175 eg

Dipakai resin penukaran kation asam kuat , yaitu : Dowex HCR - Seation

exchange resin, dengan spesifikasi sbb :

-Bentuk ion yang tersedia : Na^+ atau H^+

-Range pH : 0 - 14

-Suhu operasi maksimum : 300 °F

-Kedalaman bed minimal : 30 inch

-Kapasitas exchange total minimum : 1.8 meq/ml wet resin

1.8 eg/wet resin

Volume resin yang dibutuhkan :

= jumlah kation /kapasitas exchange total

= 2,875 liter = $2,875 \times 10^{-3} m^3$

$$= 0,1015 \text{ ft}^3$$

$$\text{Luas penampang Bed} = 0,1948 \text{ m}^2$$

$$\pi/4 \times D^2 = 0,2480 \text{ m}^2$$

$$D^2 = 0,2480 \text{ m}^2$$

$$D = 0,4979 \text{ m}$$

Dari Perry VI tabel 19-7 didapat :

Untuk resin jenis strong acid cation flow yang diijinkan dalam bed: $3-30 \text{ m}^3/5\text{-m}^2$

Flow dalam Bed = flow rate larutan/luas penampang Bed

$$= 30,1265 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot \text{m}^2$$

jumlah kation exchanger = 2 buah (ketika ion exchanger diregenerasi, ion exchanger satunya yang dipakai)

Direncanakan bejana exchanger berbentuk silinder dengan tutup atas bawah

berbentuk standard dished head

$$D = D_i = 0,4979 \text{ m} = 19,6024 \text{ in}$$

$$H = 2D_i = 0,9958 \text{ m} = 3,2671 \text{ ft}$$

Dari spesifikasi 9.5 Dowex HCR - Resin, didapat : untuk

$$\text{Rate} = 30,1265 \text{ m}^3/\text{jam} \cdot \text{m}^2$$

$$= 176,5414 \text{ gpm} / \text{ft}^2$$

Pressure drop tiap satuan panjang bed = 1,4282 psi/ft

$$\text{Tinggi bed} = 3,2671 \text{ ft}$$

$$\text{Pressure drop} = 4,6661 \text{ psi}$$

$$\text{Diambil } P_{\text{operasi}} = 1 \times 14,7 \text{ psig}$$

$$= 14,7 \text{ psig}$$

Bahan konstruksi dipakai stainless steel SA 167 grade 3 dengan pengelasan singel

Welded But joint .

$$F = 16000 \text{ psi (tabel 13.1 Brownell & young hal 252)}$$

$$E = 0,85 \quad (\text{tabel 13.1 Brownell & young hal 252})$$

$$C = 0,0625 \quad (1/16 \text{ in.})$$

Perhitungan tebal slinder

$$F = \frac{pLxri}{(fxL - 0,6spa)} + c \quad (\text{Brownell & young hal 254 pers.131})$$

$$= \frac{14,7 \times 19,6024}{(16000 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7)} + 0,0625$$

$$0,0837 \text{ in}$$

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

$$D_o = D_i + 2t = 19,9774 \text{ in}$$

$$D_o \text{ hasil standarisasi} = 20 \text{ in (tabel 57 Brown & young)}$$

Check :

$$D_i = D_o - 2T = 19,625 \text{ in}$$

$$\text{Dengan } D_i \text{ terkoreksi : } t_s = 0,0731 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s : 0,1875 (3/16) \text{ in}$$

Dengan D_i standart :

$$H = 2,5 D_i = 49,0625 \text{ in} = 1,2462 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup bawah dan atas

$$R_c = D_i 19,625$$

$$t = \frac{0,885 \times p_i \times r_i}{(f_x e - 0,1 \times p_i)} + c \quad (\text{Brown \& young, pers. 13.12})$$

$$t = \frac{0,885 \times 14,7 \times 19,625}{16000 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,0625$$

$$= 0,0813 \text{ in}$$

Dipakai tebal standart 3/16 in

Ikhtisar kation exchanger (D-141)

- Fungsi : Menghilangkan kation pengotor dalam dextrose
- Jumlah : 2 buah
- Kapasitas :
- Jenis mesin : Howex HCR -S
- Jenis ion penukar : H^+
- Volume mesin : 1,4375 liter
- Waktu regenerasi : 36 hari

Dimensi bejana silinder

- Diameter (DO) : 20 in
- Tinggi (H) : 1,2462 m
- Tebal (ts) : 3/16 in

Dimensi tutup atas dan bawah

- Diameter tutup : 19,625 in

- Radius crown : 19,625 in
- Tebal (ts) : 3/16 in

16. ANION EXCHANGER (D – 142)

Fungsi : menghilangkan anion pengotor yang terikut dalam dextrose

$$\begin{aligned} \text{Rate larutan masuk exchanger} &= 15334,3876 \text{ Kg/j} \\ &= 368025,3024 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$p \text{ larutan dextrose} = 1213,543 \text{ kg/m}^3 = 1,214 \text{ kg/l}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow rate larutan} &= 12631,2913 \text{ l/jam} = 303150,9912 \text{ l/hari} \\ &= 12631,2913 \text{ m}^3/\text{j} = 303,1512 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Impuritis terdiri dari :

$$\begin{aligned} - \text{CaCl}_2 &= 0,3885 \text{ kg/j} = 0,0035 \text{ mol/j} \\ &= 0,084 \text{ mol/hari (BM CaCl}_2 = 110,99) \end{aligned}$$

$$\text{dimana : ion Ca}^{2+} = 0,0858 \text{ mol/hari}$$

$$\text{ion Cl}^- = 0,1717 \text{ mol/hari}$$

$$\begin{aligned} - \text{HCL} &= 0,3439 \text{ kg/j} = 0,0231 \text{ mol/j} \\ &= 0,0009 \text{ mol/hari (BM HCL} = 36,5) \end{aligned}$$

$$\text{dimana : ion H}^+ = 0,0009 \text{ mol/hari}$$

$$\text{ion Cl}^- = 0,0009 \text{ mol/hari}$$

jumlah Anion yang akan dihilangkan :

$$\text{ion Cl}^- = 0,1725 \text{ mol/hari}$$

$$= 6,1151 \text{ gr/hari (BM Cl}^- = 35,45)$$

$$= 0,1725 \text{ eg/hari} \quad (\text{BM CF} = 35,45)$$

Total yang harus dihilangkan = 0,1725 eg/hari

Waktu regenerasi direncanakan : 30 hari sekali

Jumlah anion yang dihilangkan selama itu = 5,175 eg

Dipakai mesin penukar anion basa kuat, yaitu Amberlite IRA-400

Styrene DVB, dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Bentuk ion yang tersedia : OH atau Cl
- Range PH : 0 - 14
- Suhu operasi maksimum : 140 °C
- Kapasitas exchange total minimum : 1,4 meq/ml wet resin
: 1,4 eg/l wet resin

Volume resin yang dibutuhkan :

$$= \text{jumlah anion/kapasitas exchange total}$$

$$= 3,6964 \text{ liter} = 0,0037 \text{ m}^3$$

$$= 0,0121 \text{ ft}^3$$

$$\text{Luas penampang bed} = 0,3426 \text{ m}^2$$

$$\pi/4 \times D^2 = 0,3426 \text{ m}^2$$

$$D^2 = 0,4360 \text{ m}^2$$

$$D = 0,6603 \text{ m}$$

Dari Perry VI tabel 19 -- 7 didapat :

Untuk resin jenis strong base anion flow yang diijinkan dalam

$$\text{bed} : 3 - 17 \text{ m}^3/\text{J} \cdot \text{m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Flow dalam bed} &= \text{Flow rate larutan/luas penampang bed} \\ &= 9,0868 \text{ m}^3/\text{Jam} \cdot \text{m}^2 \end{aligned}$$

Jumlah anion exchanger : 2 buah (ketika ion exchanger diregenerasi

ion exchange

Direncanakan bejana exchanger berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

$$D = D_i = 0,6603 \text{ m} = 25,9961 \text{ in}$$

$$H = 2 D_i = 1,3260 \text{ m} = 4,3327 \text{ ft}$$

Dari fig. 5 spesifikasi Amberlite IRA-400 styrene DVB, didapat :

$$\begin{aligned} \text{untuk rate} &= 9,0868 \text{ m}^3/\text{Jam} \cdot \text{m}^2 \\ &= 53,2487 \text{ gpm}/\text{ft}^2 \end{aligned}$$

Pressure drop tiap satuan panjang Bed 1,5 psi/ft

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Bed} &= 1,5 \text{ psi}/\text{ft} \times 4,3327 \\ &= 6,4991 \text{ psig} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi dipakai stainless steel SA 167 grade 3 dengan pengelasan singie welded Butt joint

$$F = 1600 \text{ psi} \quad (\text{tabel 13.1 brownell \& Young hal 252})$$

$$E = 0,85 \quad (\text{tabel 13.1 brownell \& Young hal 252})$$

$$C = 0,625 \text{ (1/16 in)}$$

Perhitungan Tabel Silinder

$$T_s = \frac{P_1 \times r_1}{(f \times t - 0,6 \times P_1)} + C \quad (\text{Pers. 13.1 Brown \& Young hal 254})$$

$$= \frac{14,7 \times 12,9881}{(1600 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7)} + 0,625$$

$$= 0,0765 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 0,1875 \text{ (3/16) in}$$

$$D_o = D_i + 2t = 26,3711 \text{ in}$$

$$D_o \text{ hasil standarisasi} = 27 \text{ in (tabel 5.7 Brown Young)}$$

Check :

$$D_o = D_i - 2t = 26,625 \text{ in}$$

Dengan D_i terkoreksi :

$$T_s = 0,0769 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 0,1875 \text{ (3/16) in}$$

Dengan D_i standar :

$$H = 2,5 \times D_i = 66,5625 \text{ in} = 1,6907 \text{ m}$$

Perhitungan Tabel Tutup Bawah Dan Atas

$$R_c = D_i = 25,9961$$

$$t_h = \frac{0,885 \times P_1 \times r_1}{(f \times t - 0,1 \times P_1)} + C \quad (\text{Brown \& Young Pers. 13.12})$$

$$t_h = \frac{0,885 \times 14,7 \times 12,9881}{(16000 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7)} + 0,0625$$

$$= 0,0749 \text{ in}$$

$$\text{Dipakai } t_h = 0,1875 \text{ (13/6) in}$$

Ikhtisar Anion Exchanger (D – 164)

Fungsi : Menghilangkan anion pengotor larutan sorbitol

Jumlah : 2 buah

Kapasitas :

Jenis resin : Amberlite IRA-400 Styrene DVB

Jenis ion penukar : OH⁻

Volume resin : 3,6964 liter

Waktu regenerasi : 30 hari

Dimensi bejana silinder

Diameter (DO) : 227,3711 in

Tinggi (H) : 1,6907 in

Tebal (ts) : 3/16 in

Dimensi tutup atas & bawah

Diameter tutup : 26,625 in

Radius crown : 26,625 in

Tebal (ts) in : 3/16 in

17. TANGKI PENAMPUNG UMPAN EVAPORATOR (M-143)

Nama : Tangki penampung umpan evaporator (m-143)

Kapasitas : 234,2745 ft³

Jumlah : 2 buah

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berupa standar dished head..

Ukuran bejana

Diameter : 5,8245 ft

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 8,7368 ft

Ukuran tutup atas dan Bawah

Jenis : standar dished head

Tebal : 1/4 in

Tinggi : 0,8670 ft

Jenis las : Double Welded Butt Joint

Pengaduk

Jenis : 6 flat Blade turbine

Jumlah blade : 6 buah

Diameter pengaduk: 1,9415 ft

Rpm : 200

Power motor : 45 Hp

18. POMPA PREHEATER (L - 144)

Nama Alat : Pompa Preheater (L - 144)

Fungsi : Memompa larutan dari tangki penampung unpan evaporator ke evaporator dekstrose

Type : Centrifugal Pump

Kapasitas : 42.3137 gpm

Power Motor : 0,44 Hp

Jumlah : 2 buah

19. EVAPORATOR DEXTROSE (V - 140)

Fungsi : memekatkan larutan dextrose sampai 50 %

Rate aliran = 151326,017 kg/jam

Dari Neraca Panas diberikan Steam = 5170,562 kkal/jam

Saturated steam dengan P = 198,54 kpa, maka :

a. Temperatur uap = 170,41 °C = 338,74 °F

Enthalpy uap = 2049,49 kJ/kg 489,84 kkal/kg

20. POMPA HASIL EVAPORATOR (L - 147)

Nama Alat : Pompa Hasil Evaporator (L - 147)

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan dekstrose dari V 140 ke Reaktor hidrogenasi.

Type : Centrifugal Pump

Kapasitas : 42,3137 gpm

Power Motor : 0,44 Hp

Jumlah : 2 buah

21. TANGKI PENAMPUNG HASIL DEXTROSE (F-148)

Nama : Tangki penampung penampung hasil dextrose (F-148)

Kapasitas : 158,1727 ft³

Jumlah : 2 buah

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dished head dan tutup bawah berbentuk konis.

Ukuran hejana

Diameter : 5,1201 ft

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 7,6802 ft

Ukuran tutup atas

Jenis : standar dished head

Tebal : 1/4 in

Tinggi : 0,7741 ft

Tinggi storage : 12,0397 ft

Jenis las : Double Welded Butt Joint

Ukuran tutup bawah

Jenis : konis

Tebal : 1/4 in

Tinggi bottom : 3,5854 ft

Flat spot : 0,98 ft

Sudut : 60 °

Jenis las : double welded butt joint

22. TANGKI SACHARIFIKASI (R-130)

Nama : Tangki sacharifikasi (R-130)

Fungsi : tempat reaksi lanjutan hidrolisa starch menjadi glukose dengan bantuan enzim.

Kapasitas : 434,0581 ft³

Jumlah : 16 buah

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dish head.

Diameter : 6,6395 ft

Tebal

- silinder : 3/16 in

- tutup atas : 1/4 in

- tutup bawah : 1/4 in

jenis las : double welded butt joint

daya motor: 3 Hp

pendingin : coil

IDc : 1,38 in.

Odc : 1,66 in.

Lilitan coil: 22 lilitan

23. REAKTOR AUTOCLAVE (R-150)

Nama : Reaktor autoclave (R - 150)

Fungsi : Untuk tempat terjadinya reaksi antara dextrose menjadi sorbitol dengan hidrogenasi katalitik.

Kapasitas : 6,373 m³

Jumlah : 1 buah

Bentuk : Vessel tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berupa elipsoidal dished head.

Ukuran bejana

Diameter : 59,609 in

Tebal : 2 1/2 in

Ukuran tutup atas dan Ukuran tutup bawah

Jenis : Ellipsoidal dished head

Tebal : 2 1/2 in

Tinggi : 9,934 ft

jenis las : double welded butt joint with double "V"

Daya Motor : 15 Hp

24. POMPA UMPAN AUTOCLAVE (L - 152)

Nama Alat : Pompa Umpan Autoclave (L - 152)

Fungsi : Untuk memompa hasil evaporator dari tangki penampung hasil dextrose ke reaktor autoclave

Type : Centrifugal Pump
Kapasitas : 426,1525 gpm
Power Motor : 1,0979 Hp
Jumlah : 2 buah

25. TANGKI KATALIS (F-151)

Nama : Tangki Katalis (F-151)
Fungsi : Untuk menampung katalis.

Kapasitas : 56,394 ft³

Jumlah : 1 buah

Bentuk : Silinder dengan tutup atas berupa standard dished head dan tutup bawah berupa konis.

Ukuran bejana

Diameter : 3,3707 ft

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 5,0561 ft

Ukuran tutup atas

Jenis : Standar dished head

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 0,5468 ft

Ukuran tutup bawah

Jenis : Konis

Tebal : 3/16 in
Tinggi : 0,9129 ft
Flat Spot : 0,208 ft
Sudut : 30°
jenis las : double welded butt joint

26. TANGKI CARBON AKTIF (F - 153)

Nama : Tangki carbon aktif (F-153)

Kapasitas : 44,751 ft³

Jumlah : 1 buah

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dished head dan tutup bawah berbentuk konis.

Ukuran bejana

Diameter : 0,8789 m

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$

Tinggi : 1,7579 m

Ukuran tutup atas

Jenis : standar dished head

Tebal : $4,76 \times 10^{-3}$ m

Tinggi : 0,17579 m

Jenis las : Double Welded Butt Joint

Ukuran tutup bawah

Jenis : konis
Tebal : 4.76×10^{-3} m
Tinggi : 0,2354 m
Flat spot : 0,0634 m
Sudut : 30°
Jenis las : double welded butt joint

27. TANGKI PENCAMPUR CARBON AKTIF (M-155)

Nama : Tangki pencampur carbon aktif (M-120)
Kapasitas : 154,7384 ft³
Jumlah : 2 buah
Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dish head.

Ukuran bejana

Diameter : 5,0725 ft
Tebal : 3/16 in
Tinggi : 7,6088 ft

Ukuran tutup atas dan Bawah

Jenis : standar dished head
Tebal : 1/4 in
Tinggi : 9,2145 ft

Jenis las : Double Welded Butt Joint

Pengaduk

Jenis : 6 flat Blade turbine

Jumlah blade : 6 buah

Diameter pengaduk: 1,691 ft

Rpm : 200

Power motor : 50 Hp

28. POMPA UMPAN FILTER (I – 156)

Nama Alat : Pompa Umpan Filter (I – 156)

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan sorbitol dari tangki pencampur carbon aktif ke filter press

Type : Centrifugal Pump

Kapasitas : 43,4591 gpm

Power Motor : 0,3337 Hp

Jumlah : 2 buah

29. FILTER PRESS (II – 157)

Fungsi : memisahkan katalisnikel dan karbon aktif dalam larutan.

Total bahan masuk = $1753,5351 \times 6,7916$

= 11909,31 kg / j

= 26254,07 lb / j

Densitas filtrat (ρ) = $1016,59 \text{ kg / m}^3$

63,47 lb / cuft

laju alir volumetrik filtrat = $\frac{\text{bahan masuk}}{\rho}$

$$\frac{26254,07}{63,47}$$

$$= 413,65 \text{ cuft / jam}$$

$$= 51,568 \text{ gal/menit}$$

Dari Ferry Handbook Edisi V, tabel 19 – 23 dipilih dimensi rotari untuk laju volumetrik filtrat diatas :

- Panjang drum = 12 ft
- Diameter drum = 8 ft
- Luas permukaan filter = 372 ft²

Dari tabel 19 – 28 Ferry Handbook Edisi V, untuk solid harus dengan karakteristik pulp diambil range laju alir volumetrik 5 – 60 gal / menit per hari, sehingga diperoleh

- Tekanan vakum filtrat = 6 – 20
- Power = 71 HP

Cek dengan perhitungan

Laju alir filtrat = $\frac{\text{laju alir volumetrik}}{\text{luas permukaan}}$

$$\frac{51,568}{372}$$

$$= 0,139 \text{ gal / ft}^2 \text{ min}$$

(memenuhi syarat : 0,01 – 4 gal / ft² min)

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas filtrat} &= \frac{51,568 \text{ gal/min} \times 1440 \text{ min/hari}}{372 \text{ ft}^2} \\ &= 199,62 \text{ gal/ft}^2 \text{ hari} \end{aligned}$$

Menghitung Daya Motor

$$\begin{aligned} \text{Power drum filter} &= 0,005 \times A \\ &= 0,005 \times 372 \\ &= 1,86 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi motor (diambil 80 %)

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{1,86}{0,80} \\ &= 2,325 \text{ Hp} \end{aligned}$$

30. TANGKI PENAMPUNG FILTRAT (F-161)

- Nama : Tangki penampung filtrat (F-161)
- Kapasitas : 10,1478 ft³
- Jumlah : 1 buah
- Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dished head dan tutup bawah berbentuk konis.

Ukuran bejana

- Diameter : 1,9028 ft
- Tebal : 3/16 in
- Tinggi : 2,8542 ft

Ukuran tutup atas

Jenis : standar dished head
Tebal : 3,16 in
Tinggi : 0,3719 ft
Tinggi storage : 4,0253 ft
Jenis las : Double Welded Butt Joint

Ukuran tutup bawah

Jenis : konis
Tebal : 3/16 in
Tinggi bottom : 0,7992 ft
Flat spot : 0,98 ft
Sudut : 60 °
Jenis las : double welded butt joint

31. POMPA ION EXCHANGER (L - 162)

Nama Alat : Pompa Ion Exchanger (L - 162)
Fungsi : Untuk mengalirkan filtrat dari tangki penampungan filtrat ke ion exchange.
Type : Centrifugal Pump
Kapasitas : 1,0118 gpm
Power Motor : 0,02 Hp
Jumlah : 2 buah

32. KATION EXCHANGER (D - 163)

Fungsi : Menghilangkan Kation Pengotor yang terikat dalam larutan sorbitol.

$$\begin{aligned} \text{Rate larutan masuk Exchanger} &= 11647,4527 \text{ kg/j} \\ &= 279538,8648 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ larutan sorbitol} = 1297,641 \text{ kg/m}^3 = 1,2976 \text{ kg/l}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow rate larutan} &= 8776,1504 \text{ l/j} = 215427,6090 \text{ l/hari} \\ &= 8,9762 \text{ m}^3/\text{s} = 215,4288 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Impuritis terdiri dari :

$$\begin{aligned} \text{NaAlO}_2 &= 0,1643 \text{ kg/j} = 0,002 \text{ mol/j} \quad (\text{BM NaAlO}_2 = 81,97) \\ &= 0,000083 \text{ mol/hari} \end{aligned}$$

dimana :

$$\text{ion Na}^+ = 0,000083 \text{ mol/hari}$$

$$\text{ion Al}_2\text{O}_3 = 0,000083 \text{ mol/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Total ion Na}^+ \text{ yang harus dihilangkan} &= 0,000083 \text{ mol/hari} \\ &= 0,0019 \text{ gr/hari} \quad (\text{BM Ba} = 22,99) \end{aligned}$$

Waktu regenerasi direncanakan : 50 hari sekali

Jumlah ion Na⁺ yang haarus dihilangkan selama itu :

$$= 0,095 \text{ gr} \quad (\text{Be Na} = 22,99)$$

$$= 0,0041 \text{ eg}$$

dipakai resin penukar kation asam kuat, yaitu : dowes HCR-5 Cation

Exchange resin, dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Bentuk ion yang tersedia : Na^+ atau
- Range pH : 0 – 14
- Suhu operasi maksimum : 300°F
- Kedalaman bed maksimum : 30 inch
- Kapasitas exchange total minimum : 1,8 meq/ml wet resin
: 1,8 eq/l wet resin

Volume yang dibutuhkan :

= jumlah ion Na^+ / kapasitas exchange total

$$= 0,0023 \text{ liter} = 0,0000023 \text{ m}^3$$

$$= 0,0000075 \text{ ft}^3$$

Luas penampang bed : 0,14132 m^2

$$\frac{\pi}{4} \times D^2 = 0,14132 \text{ m}^2$$

$$D^2 = 0,1799 \text{ m}^2$$

$$D = 0,4241 \text{ m}$$

Dari pers VI tabel 19-7 didapat :

Untuk resin jenis stang acid cation flow yang diijinkan dalam

$$\text{bed} = 3 - 30 \text{ m}^3 / \text{jam} \cdot \text{m}^2$$

Flow dalam bed = flow rate larutan / luas penampang bed

$$= 10,1391 \text{ m}^3 / \text{jam} \cdot \text{m}^2$$

Jumlah kation exchanger = 2 buah (ketika ion exchanger diregenerasi, ion exchanger satunya yang dipakai)

Direncanakan bejana exchanger berbentuk silinder dengan tutup atas & bawah berbentuk standar dished head :

$$D = D_i = 0,4241 \text{ m} = 16,6969$$

$$H = 2 D_i = 0,8482 \text{ m} = 2,7829 \text{ ft}$$

Dari fig.6 spesifikasi dowex HCR-resin, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Untuk rate} &= 10,1391 \text{ m}^3/\text{Jam} \cdot \text{m}^2 \\ &= 59,4151 \text{ gpm}/\text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Bed} = 2,8094$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure Drop} &= 1,5648 \times 2,8094 \\ &= 4,3691 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\text{diambil } P \text{ operasi} = 14,7 \text{ psig}$$

Bahan konstruksi dipakai stainless steel SA 167 grade 3 dengan pengelasan single weided Butt joint.

$$F = 1600 \text{ psi} \quad (\text{tabel 13.1 brownell \& Young hal 252})$$

$$E = 0,85 \quad (\text{tabel 13.1 brownell \& Young hal 252})$$

$$C = 0,625 \text{ (1/16 in)}$$

Perhitungan Tabel Silinder

$$t_s = \frac{P_1 \times r_1}{(f \times t - 0,6 \times P_1)} + C \quad (\text{Pers. 13.1 Brown \& Young hal 254})$$

$$= \frac{14,7 \times 16,6969}{(1600 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7)} + 0,625$$

$$= 0,0806 \text{ in}$$

Standarisasi $t_s = 0,1875$ (3/16) in

$D_o = D_i + 2t = 17,0719$ in

D_o hasil standarisasi = 18 in (tabel 5.7 Brown Young)

Check :

$D_o = D_i - 2t = 17,625$ in

Dengan D_i terkoreksi :

$T_s = 0,0720$ in

Standarisasi $t_s : 0,1875$ (3/16) in

Dengan D_i standar :

$H = 2,5 \times D_i = 44,0625$ in = 1,1192 in

Perhitungan Tabel Tutup Bawah Dan Atas

$R_c = D_i - 17,625$

$$t_h = \frac{0,885 \times P_i \times r_i}{(f \times E - 0,1 \times P_i)} + C \quad (\text{Brown \& Young Pers. 13.12})$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 12,9881}{(16000 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7)} + 0,0625 \\ &= 0,0705 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai $t_h = 0,1875$ (13/6) in

Ikhtisar Anion Exchanger (D - 164)

Fungsi : Menghilangkan Kation pengotor larutan sorbitol

Jumlah : 2 buah

Kapasitas :

Jenis resin : DOWEx HCR-5

Jenis ion penukar : H⁺

Volume resin :

Waktu regenerasi : 50 hari

Dimensi bejana silinder

Diameter (DO) : 18 in

Tinggi (H) : 1,1192 in

Tebal (ts) : 3/16 in

Dimensi tutup atas & bawah

Diameter tutup : 17,625 in

Radius crown : 17,625 in

Tebal (ts) in : 3/16 in

33. ANION EXCHANGER (D - 164)

Fungsi : Menghilangkan Anion Pengotor yang terikat dalam larutan sorbitol.

$$\begin{aligned} \text{Rate larutan masuk Exchanger} &= 11647,4527 \text{ kg/j} \\ &= 279538,8648 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ larutan sorbitol} = 1297,641 \text{ kg/m}^3 = 1,2976 \text{ kg/l}$$

$$\begin{aligned} \text{Flow rate larutan} &= 8776,1504 \text{ l/j} = 215427,6090 \text{ l/hari} \\ &= 8,9762 \text{ m}^3/\text{s} = 215,4288 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Impuritis terdiri dari :

$$\text{NaAlO}_2 = 0,1643 \text{ kg/j} = 0,002 \text{ mol/j}$$

$$= 0,000083 \text{ mol/hari}$$

Total ion Na^+ yang harus dihilangkan = 0,000083 mol/hari

$$= 0,0019 \text{ gr/hari (BM Ba} = 22,99)$$

Waktu regenerasi direncanakan = 50 hari sekali

Jumlah ion Na^+ yang harus dihilangkan selama itu :

$$= 0,095 \text{ gr (BM Na} = 22,99)$$

$$= 0,0041 \text{ eg}$$

dipakai resin penukar kation asam kuat, yaitu : dowes HCR-5 Cation

Exchange resin, dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Bentuk ion yang tersedia : Na^+ atau
- Range pH : 0 – 14
- Suhu operasi maksimum : 300°F
- Kedalaman bed maksimum : 30 inch
- Kapasitas exchange total minimum = 1,8 meq/ml wet resin
= 1,8 eg/l wet resin

Volume yang dibutuhkan :

$$= \text{jumlah ion } \text{Na}^+ / \text{kapasitas exchange total}$$

$$= 0,0023 \text{ liter} = 0,0000023 \text{ m}^3$$

$$= 0,0000075 \text{ ft}^3$$

Luas penampang bed : 0,14132 m^2

$$\frac{\pi}{4} \times D^2 = 0,14132 \text{ m}^2$$

$$D^2 = 0,1799 \text{ m}^2$$

$$D = 0,4241 \text{ m.}$$

Dari pers VI tabel 19-7 didapat :

Untuk resin jenis stang acid cation flow yang diijinkan dalam

$$\text{bed} = 3 - 30 \text{ m}^3 / \text{jam} \cdot \text{m}^2.$$

Flow dalam bed = flow rate larutan / luas penampang bed

$$= 10,1391 \text{ m}^3 / \text{jam} \cdot \text{m}^2$$

Jumlah kation exchanger = 2 buah (ketika ion exchanger diregenerasi, ion exchanger satunya yang dipakai)

Direncanakan bejana exchanger berbentuk silinder dengan tutup atas & bawah berbentuk standar dished head

$$D = D_i = 0,4241 \text{ m} = 16,6969$$

$$H = 2 D_i = 0,8482 \text{ m} = 2,7829 \text{ ft}$$

Dari fig.6 spesifikasi dowex HCR-resin, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Untuk rate} &= 10,1391 \text{ m}^3 / \text{Jam} \cdot \text{m}^2 \\ &= 59,4151 \text{ gpm/ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Pressure Drop tiap satuan panjang bed} = 1,5648 \text{ psi/ft}$$

$$\text{Tinggi Bed} = 2,8094$$

$$\begin{aligned} \text{Pressure Drop} &= 1,5648 \times 2,8094 \\ &= 4,3691 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\text{diambil P operasi} = 14,7 \text{ psig}$$

Bahan konstruksi dipakai stainless steel SA 167 grade 3 dengan pengelasan single weided Butt joint.

$$F = 1600 \text{ psi (tabel 13.1 brownell \& Young hal 252)}$$

$$E = 0,85 \quad (\text{tabel 13.1 brownell \& Young hal 252})$$

$$C = 0,625 \text{ (1/16 in)}$$

Perhitungan Tabel Silinder

$$t_s = \frac{P_1 \times r_1}{(f \times t - 0,6 \times P_1)} + C \quad (\text{Pers. 13.1 Brown \& Young hal 254})$$

$$= \frac{14,7 \times 12,9881}{(1600 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7)} + 0,625$$

$$= 0,0765 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 0,1875 \text{ (3/16) in}$$

$$D_o = D_i + 2t = 17,0719 \text{ in}$$

$$D_o \text{ hasil standarisasi} = 18 \text{ in (tabel 5.7 Brown Young)}$$

Check :

$$D_o = D_i - 2t = 17,625 \text{ in}$$

Dengan D_i terkoreksi :

$$T_s = 0,0720 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s : 0,1875 \text{ (3/16) in}$$

Dengan D_i standar .

$$H = 2,5 \times D_i = 44,0625 \text{ in} = 1,1192 \text{ m}$$

Perhitungan Tabel Tutup Bawah Dan Atas

$$R_c = D_i = 17,625$$

$$th = \frac{0,885 \times P_i \times r_i}{(f \times E - 0,1 \times P_i)} + C \quad (\text{Brown \& Young Pers. 13.12})$$

$$th = \frac{0,885 \times 14,7 \times 12,9881}{(16000 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7)} + 0,0625$$

$$= 0,0705 \text{ in}$$

Dipakai $th = 0,1875$ (13/6) in

Ikhtisar Anion Exchanger (D - 164)

Fungsi : Menghilangkan anion pengotor larutan sorbitol

Jumlah : 2 buah

Kapasitas :

Jenis resin : Amberlite IRA-400 Styrene DVB

Jenis ion penukar : OH⁻

Volume resin :

Waktu regenerasi : 50 hari

34. TANGKI PENAMPUNG UMPAN EVAPORATOR (F - 165)

Nama : Tangki penampung umpan evaporator (F - 165)

Fungsi : Untuk menampung sementara larutan sorbitol sebelum dipekatkan pada evaporator.

Kapasitas : 180,5492 ft³

Jumlah : 2 buah

Bentuk : Silinder dengan tutup atas berbentuk standar dished head dan tutup bawah berbentuk konis.

Ukuran bejana

Diameter : 5,3509 ft

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 8,0264 ft

Ukuran tutup atas

Jenis : standar dished head

Tebal : 1/4 in

Tinggi : 0,8045 ft

Tinggi storage : 12,6162 ft

Jenis las : Double Welded Butt Joint

Ukuran tutup bawah

Jenis : konis

Tebal : 1/4 in

Tinggi bottom : 3,7853 ft

Flat spot : 0,98 ft

Sudut : 60 °

Jenis las : double welded butt joint

35. EVAPORATOR SCRBITOL (V - 160)

Fungsi . Memekatkan larutan 50 % sorbitol menjadi larutan sorbitol 70 %

Dari Appendiks B (Neraca Panas)

Panas yang diberikan steam adalah = 2312191,579 kkal/jam

Digunakan superheated steam dengan p = 1 atau maka

$$T_{\text{eap uap}} = 103,14 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Entalpi uap} = 641,08 \text{ kkal/kg}$$

Maka banyaknya steam yang dibutuhkan

$$\frac{2312191,579}{641,08} = 5014,729 \text{ kg/jam}$$

dari tabel Kern hal. 804 disarankan u_d dan R_d design

$$u_d = 100 - 500 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0,001 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

$$\Delta T = t_s - t_i = 217,65 - 122 = 95,65 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{u_d \cdot \Delta T} = \frac{2312191,579}{500 \cdot 95,65} = 48,346 \text{ ft}^2$$

Perhitungan koefisien pp evaporator dalam keadaan bersih U_c

$$U_c = (100 - 13) (T - 130) / 1600 \quad (\text{Hugo II Hal 563})$$

Keterangan Notasi

B = % Brix larutan keluar dari evaporator = 70 %

T = Temp uap pemanas dalam calndria $^\circ\text{F}$ = 217,66

C = Koefisien penguapan spesifik lb uap/ft² . $^\circ\text{F}$ jam

$$= 0,544 \text{ lb uap/ft}^2 \cdot \text{°F} \cdot \text{jam}$$

$$U_c = cHv = 0,544 \times 641,08$$

$$= 348,76 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$\text{Jadi total harga ud} = 500 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$R_d = (U_c - u_d)/U_c - u_d = 0,001,05$ $\therefore R_d$ ketentuan pemanasan yang digunakan calandria

Sebagai dasar perencanaan digunakan luas permukaan

$$A = 48,346 \text{ ft}^2$$

Tube dipilih (Kern tabel 10 hal 843)

$$OD = \frac{1}{2}'' \text{ 16 BWG}$$

$$ID = 0,37 \text{ in}$$

$$a' = 0,1076$$

$$a'' = 0,1039$$

panjang tube (L) = 4 ft disarankan 4 - 5 ft (Hugot II hal 503)

$$\begin{aligned} \text{jumlah tube (NT)} &= A/a'' \cdot L \\ &= 324,98 \text{ diambil } 325 \text{ buah} \end{aligned}$$

penampang evaporator di bagi 2 bagian yaitu :

- center well
- bagian tube

Diameter Center well = (1/4 - 1/8) diameter evaporator hugot hal 503

Tube disusun dengan 1,25 in square pitch

Luas penampang evaporator = luas bagian tube + luas center well

$$0,25 \pi De^2 = 1,25^2 \cdot 325 + 0,25 \pi De^2$$

$$0,25 \pi De^2 = 1,25^2 \cdot 325 + 0,25 \pi De^2 (0,25 \pi De)^2$$

$$De = 26,27 \text{ in}$$

$$= 0,6672 \text{ m}$$

$$Dc = 0,1668 \text{ m}$$

Tinggi evaporator $1 \frac{1}{2}$ x panjang tube

$$\text{Tinggi evaporator} = 1,5 \times 4 = 6 \text{ ft} = 1,83 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi likuid diatas tube} = 2 \text{ ft} = 0,61 \text{ m}$$

Dari appendiks A (Neraca Panas)

$$\text{Laju alir massa uap} = 11646,336 \text{ kg/jam}$$

$$= 25668,526 \text{ lb/jam}$$

dari steam tabel di peroleh spesifikasi volume (V_g)

$$V_g = 14863 \text{ cm}^3/\text{gr}$$

$$= 238,08 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

maka rate volumetrik dari uap tersebut

$$V_a = 255,2 \text{ ft}^3/\text{S}$$

$$V = 18,0 \text{ ft/S} \text{ Hugot III hal 509}$$

$$\text{Max Kpe Uap} = 18,04 \text{ ft/S}$$

$$\text{Luas penampang evaporator} = 14,177 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter evaporator} = (4 \times A/\pi)^{0,5}$$

$$= 4,249 \text{ ft} = 1,295 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi silinder diatas calandria} &= 2 \times \text{panjang tube} \\ &= 2 \times 4,3 = 8,6 \text{ ft} \end{aligned}$$

Effisiensi penguapan : kg uap terbentuk / kg steam

$$= 1,072$$

perencanaan shell dan tutup

shell

$$\text{tinggi selinder} = 48 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{asumsi tebal shel, } t &= 0,25 \text{ in} \\ &= 4,249 \text{ ft} = 50,983 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= Di + 2t \\ &= 51,483 \text{ in} \end{aligned}$$

$$D_o \text{ standarisasi} = 26 \text{ in}$$

Dipasang satu buah stiffeners yang diletakkan di tengah-tengah ketinggian

evaporator sehingga

$$= 48/2 = 24$$

$$= 0,923$$

$$= 104$$

bahan konstruksi : stenless steel 32 . 167 grade 3

$$\text{yield strength} = 30000 \text{ Psi}$$

$$\text{dari fig 8.8 Brownell diperole} = 8000 \text{ Psi}$$

$$P \text{ yang diijinkan} = B / (D_o / t)$$

$$= 25 \text{ Psi}$$

P operasi 1,45 Psin (internal Pressure)

14,6959 Psi (external pressure)

karena

P yang diijinkan > p operasi maka asumsi tebal tersebut dapat digunakan

Faktor korosi = 1/16 in = 0,0625 in

Tebal shell = tebal shell . asumsi + korosi

Tebal shell = 0,25 + 0,06 = 0,31 in

Tabal shell = 0,31 in

Di terkoreksi = $D_o - 2t = 25,375$ in

Luas penampang bagian dala evaporator = 3,51 ft²

$$= \frac{V_o}{A}$$

$$= \frac{255,179}{3,51} = 72,661577 \text{ ft}^3/\text{S} = 18,00 \text{ ft}^3/\text{S}$$

(Menurut Hugot III hal 509)

Diameter Center Well = 1/6 x Diameter Evaporator

$$= 1/6 \times 25,4$$

$$= 4,2 \text{ in} = 0,352 \text{ ft}$$

tutup atas dan tutup bawah :

Jenis tutup : standard dishhead

$$rc = D_i = 25,375 \text{ in}$$

Asumsi tebal tutup (th) = 0,31 (5/16) in

$$rc/100 \text{ th} = 1.015$$

Bahan konstruksi : stainless steel SA 167 grade 3

$$\text{Yield strength} = 30000 \text{ Psi}$$

Dari fig 8.8 Brownell di dapat

$$B = 30000 \text{ Psi}$$

$$P \text{ yang diinginkan} = B / (rc/th)$$

$$P \text{ yang diinginkan} = 36,65 \text{ Psi}$$

$$P \text{ operasi} = 1,45 \text{ Psin (internal pressure)}$$

$$= 1,45 \text{ Psix (external pressure)}$$

$P \text{ yang diinginkan} > P \text{ operasi}$ (maka tebal dapat diterima)

$$\text{Faktor korosi} = 1/16 \text{ in} = 0,0625 \text{ in}$$

Tebal tutup = tebal tutup asumsi + korosi

$$= 0,25 + 0,0625 \text{ in}$$

$$= 0,3125 \text{ in}$$

$$\text{tebal tutup standar} = 0,31 \text{ in}$$

dari tabel 5.6 Brownell hal 88

maka tebal head : 0,25 (1/4) maka

$$= 2 \text{ inc}$$

$$= 15/16 \text{ in}$$

36. JET EJECTOR (J - 166)

Fungsi : Mennvacumkan Evaporator

Diketahui : suhu evaporator = 50 °C

$$\text{Tekanan } 50 \text{ kPa} = 75 \text{ mmHg}$$

$$\text{Udara bocor} = 4 \text{ lb/jam (Ludwig Fig. 621)}$$

Tekanan uap jenuh didasarkan pada suhu (5 – 7,5) Ludwig 194.

$$T = 117 \text{ }^{\circ}\text{F} = 47,22 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Maka, } P = 80,520 \text{ mmHg}$$

$$P \text{ Partial udara} = 760 - 685 \text{ mmHg}$$

menghitung uap yang keluar

$$W_v = \frac{W_n \times M_v \times P_v}{M_n \times P_n} \dots\dots\dots (\text{Ludwig pers. 6.1})$$

Dimana W_n = Udara Bocor (lb / jam)

M_n = BM udara (29)

P_v = Tekanan uap air (mmHg)

M_v = BM uap air (18)

P_n = Tekanan partial (mmHg)

Maka

$$\begin{aligned} W_v &= \frac{4 \times 18 \times 75}{29,685} \\ &= 0,272 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Dari Ludwig Fig. 6 18 dan 6. 17 diperoleh

$$\text{Koreksi BM} = 0,92$$

$$\text{Koreksi suhu} = 0,98$$

$$\text{Beban ejector total} = 1 + 0,302 = 1,302$$

$$\text{Jadi } W_{ai} = 1.302 \text{ lb / jam}$$

$$\text{Kebutuhan uap} = 10 \times W_{ai} \quad \dots \dots \dots (\text{Ludwig 6.25})$$

$$= 10 \times 1,302 = 13,02 \text{ lb / jam}$$

Diameter Section (Ds)

$$\begin{aligned} D_s &= \left(\frac{W_{ai}}{P} \right)^{0,48} + 0,06 \rightarrow \text{dmm ; } P = 100 \text{ (Ludwig)} \\ &= \left(\frac{13,02}{100} \right)^{0,48} + 0,06 = 0,184 \approx 0,2 \\ &= 0,2 \text{ in.} \end{aligned}$$

Panjang Ejector (L)

$$\begin{aligned} L &= 9 \times D_s \\ &= 9 \times 0,2 \\ &= 1,8 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter Discharge (Dd)

$$\begin{aligned} D_d &= 0,75 \times D_s \\ &= 0,75 \times 0,2 \\ &= 0,15 \text{ in.} \end{aligned}$$

37. TANGKI PENAMPUNG PRODUK SORBITOL (M-168)

Nama : Tangki penampung produk sorbitol (M-168)

Kapasitas : 123,0272 ft³

Jumlah : 2 buah

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standar dish head dan tutup bawah berbentuk konis.

Ukuran bejana

Diameter : 4,7087 ft
Tebal : 3/16 in
Tinggi : 7,0631 ft
Jenis las : double welded butt joint

Pengaduk

Jenis : 6 flat Blade turbine
Jumlah blade : 6 buah
Diameter pengaduk: 1,5696 ft
Rpm : 250
Power motor : 23,5206 Hp

38. POMPA SORBITOL (L - 167)

Nama Alat : Pompa Sorbitol (L - 167)
Fungsi : Untuk memompa larutan dari evaporator sorbitol masuk ketangki penampung produk.
Type : Centrifugal Pump
Kapasitas : 30,6628 gpm
Power Motor : 0,5413 Hp

39. POMPA SPRAY DRYER (L - 169)

Nama Alat : Pompa spray dryer (L - 169)
 Fungsi : Untuk memompa larutan dari M - 120 ke reaktor
 sacharifikasi melalui Heat Exchanger E - 124.
 Type : Centrifugal Pump
 Kapasitas : 30,6666 gpm
 Power Motor : 0,29 Hp
 Jumlah : 4 buah

40. SPRAY DRYER (V - 170)

Fungsi : Mengurangi konsentrasi air dalam sorbitol hingga terbentuk tepung sorbitol.

Kondisi Operasi = $p = 1 \text{ atm}$

$$\begin{aligned} \text{Rate Aliran} &= 7936,637 \text{ kg/jam} \\ &= 7936,637 \times 2,20462 \text{ lb/jam} \\ &= 17497,268 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ larutan} &= 1,137 \text{ kg/l} \times 62,543 \\ &= 71,14 \text{ lb/ft} \\ &= 81,31 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Rate volume} = \frac{13,761}{81,31} = 0,1620 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\eta \text{ Campuran} = 1,10 \text{ Cp} = 1,1 \cdot 10^{-3} \text{ kg/m det.}$$

$$\text{Volume Larutan} = 245,955 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Diameter butiran = 251,0 mikron

T masuk larutan = 50 °C = 122 °F

T keluar butiran = 60 °C = 140 °F

T Masuk udara = 130 °C = 266 °F

T Keluar Udara = 65 °C = 149 °F

H udara masuk (Humidity) = 0,1130 lb air/lb udara kering

H udara keluar (Humidity) = 0,1285 lb air/lb udara kering.

Perhitungan waktu pengeringan tetesan :

Asumsi : Kecepatan relatif butiran ini akan mencapai kecepatan terminal butiran

Kecepatan butiran : Kecepatan terminal + kecepatan aliran gas panas.

Menurut Hukum Stoke, kecepatan terminal butiran:

$$V = \frac{\rho_1 - \rho_2}{18 \cdot \mu_2} \times g \cdot x^2$$

Dimana :

ρ = densitas tetesan (larutan)

ρ = densitas untuk udara masuk dan keluar
(berdasarkan Trata udara = 97,5 °C)

μ_2 = viskositas udara pada suhu rata

$$= 0,0210 \cdot C_p = 2,10 \cdot 10^{-5} \frac{kg}{m \cdot dt}$$

x = diameter tetesan = $2,5 \cdot 10^{-4}$ m

$$g = \text{gaya gravitasi} = 9,8 \text{ m/dt}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} V &= \frac{1,137 - 0,8}{18 \times 2,1 \cdot 10^{-5}} \times 9,8 (2,51 \cdot 10^{-4})^2 \\ &= 1,86 \text{ m/dt} \\ &= 6,09 \text{ ft/dt} \end{aligned}$$

Maka kecepatan relatif butiran terhadap aliran gas = $6,09 \text{ ft/dt}$

$$h_c = \frac{0,028}{x} (1 \times 0,27 \cdot N_{re}^{0,5})$$

Dimana h_c = koefisien perpindahan panas

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{x \cdot V \cdot \rho}{\mu} \\ &= \frac{2,5 \cdot 10^{-4} \times 1,86 \times 1,137}{1,1 \cdot 10^{-3}} \\ &= 482,34 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_c &= \frac{0,028}{2,51 \cdot 10^{-4} (25 \cdot x \cdot 12)} (1 \times 0,27 \times 482,34^{0,5}) \\ &= 236 \text{ Btu/F}^2 \cdot \text{F jam} \end{aligned}$$

Waktu tinggal yang dibutuhkan butiran (t)

$$t = Q^* / Q$$

dengan

Q^* = Jumlah panas yang dibutuhkan untuk melakukan pengeringan yang diinginkan untuk satu butiran .

μ = Jumlah total massa air teruapkan / jumlah total massa larutan (satu butiran)

$$\begin{aligned}\mu &= (670,702/7936,637) \\ &= 0,211\end{aligned}$$

$$\lambda = 1021,3$$

$$\begin{aligned}Q^* &= 1021,3 \times \frac{4}{3} \times \pi [2,51 \cdot 10^{-4} / (2,51 \cdot 10^{-4} / (2 \times 25,4 \times 1212))]^3 \times 1,14 \times 0,211 \\ &= 9,3 \cdot 10^{-4} \text{ Btu.}\end{aligned}$$

Luas permukaan butiran (untuk satu butiran)

$$\begin{aligned}A_m &= \frac{1}{2} \pi r^2 = \frac{1}{2} \times 3,14 \times 8,2348 \times 10^{-4} \\ &= 1,2929 \cdot 10^{-3} \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\Delta_t = \frac{(266 - 122) - (149 - 140)}{\ln \frac{(266 - 122)}{(149 - 140)}}$$

$$= 140,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Q = h_c \cdot A \cdot \Delta_t$$

$$= 236 \times 1,2929 \cdot 10^{-3} \times 140,8$$

$$= 42,9615 \text{ } \frac{\text{m}}{\text{min}}$$

Maka :

$$t = \frac{9,31 \cdot 10^{-4}}{42,9615} = 2,1671 \cdot 10^{-5}$$

$$= 6,0196 \cdot 10^{-4} \text{ detik.}$$

Menghitung dimensi spray dryer

Perbandingan tinggi silinder (H_s dengan diameter silinder (D_s) = 1,5
dengan tutup bawah konis, $\alpha = 60^\circ$ dan tutup atas berbentuk torikonikal
dengan $\alpha = 60^\circ$

Sehingga

Menghitung tinggi menara (lanjutan)

$$\text{Volume tangki} = \frac{245,955}{0,8} = 307,44 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \pi \cdot D_s \times 1,5 D_s$$

$$V_s = 1,178 D_s^3$$

$$\text{Volume kronis (} V_c) = \pi D^3 \times / 24 \text{ tg } 0,5 \alpha$$

$$= 0,227 D^3$$

$$V_t = V_s + V_c$$

$$307,44 = (1,178 + 0,227) D^3$$

$$D = 6,015 \text{ ft} \approx 72,18 \text{ m}$$

$$H = 1,5 \times 6,015$$

$$= 9,023 \text{ ft} \approx 108,276 \text{ In}$$

Dipilihnya bentuk torikonikal untuk tutup atas dimaksudkan untuk mengurangi turbulensi pada aliran udara panas yang masuk.

Spesifikasi tutup atas

$$\text{Diamete r} = 72,18 \text{ m}$$

$$1 \text{ Cr (r)} = 5 \frac{1}{8} \text{ In}$$

$$\frac{1}{2} \text{ sudut } \alpha = 60^\circ$$

$$\text{tinggi} = 2,5 \text{ ft} = 30 \text{ In}$$

Bahan konstruksi = SA - 312 TP 316 H

$$f_{\text{allowable}} = 11600 \text{ Psi}$$

E (single full fillet lap joint dengan stress relieve = 0,55)

P_{operasi} = Tekanan atmosfer = 1 atm absolut

$$P_{\text{rancang}} = 1,5 \times 1 = 1,5 \text{ atm absolut}$$

$$= 22,05 \text{ psia}$$

$$= 7,35 \text{ psi}$$

d = diameter dalam dari bagian kerucut pada tutup torispherical pada titik

= Tangensial dengan knuckle

$$= D - [2r(1 - \cos 60^\circ)]$$

$$= 72,18 - [2 \times 5,125(1 - \cos 60^\circ)]$$

$$= 67,055 \text{ In}$$

$$C = \frac{1}{8} \text{ In} = 0,125 \text{ In}$$

Sehingga :

$$t = \frac{P_r d}{2 \cos \alpha (SE - 0,6P_r)} + C$$

$$= \frac{7,35 \times 67,055}{2 \cos 60^\circ (11600 \times 0,55 - 0,6 \times 7,35)} + 0,125$$

$$= 0,227 \text{ In} \quad (\text{pakai tabel Shell } \frac{1}{8} \text{ In})$$

Perhitungan ketebalan dinding silinder

Untuk menghitung tebal silinder dipakai perhitungan untuk bejana tinggi

$$T = \frac{P_r \times r}{(S.E - 0,6.P)} + C$$

Dimana :

$$P_{\text{rancang}} = (1,5 \times 4,7) - 4,7 = 7,35 \text{ psi}$$

$$S = 1,600 \text{ psi (SA. 312TP 316H)}$$

$$E = \frac{1}{8} \text{ In} = 0,125 \text{ In.}$$

Sehingga

$$T = \frac{7,35 \times 72,18 / 2}{11600 \times 0,85 - 0,6 \times 7,35} + 0,125$$

$$= 0,152 \text{ In} \quad (\text{pakai tebal Shell } \frac{3}{16} \text{ In})$$

Spesifikasi :

Fungsi : Mengurangi konsentrasi air dalam larutan sorbitol hingga terbentuk tepung sorbitol

Bentuk : Silinder t dengan tutup atas berupa toriconical dishe head dan tutup bawah berupa conical

Kapasitas : 245,955 ft³

P operasi : 1 atm

Waktu tinggal : 6,0196 x 10⁻⁹ detik

Ukuran bejana

Jumlah : 1 buah

Diameter : 6,015 ft

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 9,023 ft

Ukuran tutup atas

Jenis : toriconical dished head

Tebal : ¼ in

Tinggi : 2,5 ft

Ukuran tutup bawah

Tebal : 3/16 in

Jenis : conical

41. CYCLONE (H - 177)

Fungsi : Memisahkan udara dan uap yang keluar dari spray dryer bersama tepung sorbitol.

$$\text{Laju massa} = 1168,596 \times 6,7916 = 7936,64 \text{ kg / jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1016,59 \text{ kg / m}^3$$

$$\text{Rate volumetrik} = \frac{7936,64}{1016,59}$$

$$= 7,807 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,077 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Kecepatan massa dapat diambil berdasarkan Ferry Handbook Edisi VI hal. 20 – 82

Diambil .

$$v = 10 \text{ ft/dt}$$

Maka :

$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{0,077 \text{ ft}^3 / \text{dt}}{10 \text{ ft} / \text{dt}}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2$$

$$0,0077 = \frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2$$

$$D^2 = 9,81 \times 10^{-3}$$

$$D = 0,099 \text{ ft (ambil } D_c = 1 \text{ ft)}$$

Maka :

$$D_c = 1 \text{ ft} = 0,30 \text{ m}$$

Mencari ukuran lain, diambil dari Ferry Edisi VI hal. 20 – 28

$$B_c = D_c/4 = 0,25 \text{ H}$$

$$H_c = D_c/2 = 0,5 \text{ H}$$

$$D_c = D_c/2 = 0,5 \text{ H}$$

$$L_c = 2 D_c = 0,25 \text{ H}$$

$$B_c = D_c/4 = 0,25 \text{ H}$$

$$B_c = D_c/4 = 0,25 \text{ H}$$

$$B_c = D_c/4 = 0,25 \text{ H}$$

42. BLOWER (G - 171)

Fungsi : Menyediakan kebutuhan udara untuk spray dryer

Kapasitas udara masuk = $Q = A \cdot \Delta_t$

Dimana :

$$\rho_{\text{udara}} = 0,0808 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} = 1,2943 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \dots \dots \dots ??$$

$$A = 1,108 \text{ m}^2$$

$$U_t = 1548 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Maka :

$$\begin{aligned} Q &= 1,108 \text{ m}^2 \times 1548 \frac{\text{m}}{\text{s}} \\ &= 1715,184 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 1,2943 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\ &= 2219,96 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

Untuk blower kenaikan tekanan udara sampai 4 psi (alan foust hal 598)

Dalam hal ini direncanakan kenaikan tekanan = 2 psi

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

Tekanan udara masuk , $P_1 = 14,7 \text{ psi}$

Tekanan udara keluar , $P_2 = 16,7 \text{ psi}$

Laju volume udara :

$$Q = 1715,184 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

42. BLOWER (G - 171)

Fungsi : Menyediakan kebutuhan udara untuk spray dryer

Kapasitas udara masuk = $Q = A \cdot \Delta$,

Dimana :

$$\rho_{udara} = 0,0808 \text{ lb/ft}^3 = 1,2943 \text{ kg/m}^3 \dots \dots \dots ???$$

$$A = 1,108 \text{ m}^2$$

$$U_1 = 1548 \text{ \%/R}$$

Maka :

$$Q = 1,108 \text{ m}^2 \times 1548 \text{ \%/R}$$

$$= 1715,184 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,2943 \text{ kg/m}^3$$

$$= 2219,96 \text{ kg/jam}$$

Untuk blower kenaikan tekanan udara sampai 4 psi (alan foust hal 598)

Dalam hal ini direncanakan kenaikan tekanan 2 psi

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

Tekanan udara masuk , $P_1 = 14,7 \text{ psi}$

Tekanan udara keluar , $P_2 = 16,7 \text{ psi}$

Laju volume udara :

$$Q = 1715,184 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 1715,184 \text{ m}^3/\text{jam} \times 35,3147 \text{ ft}^3/\text{m}^3 \times 1 \text{ jam}/60 \text{ menit}$$

$$= 1009,20 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

Menghitung daya (Ws)

$$W_s = \frac{j.R.T_1}{j.I} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n}{1-n}} - 1 \right] \quad \text{Mc. Cabe}$$

Dimana :

$$J_{udara} = 1,4$$

$$R = 8,314 \frac{\text{joule}}{\text{mole} \cdot \text{K}}$$

$$T_1 = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ }^\circ\text{K}$$

Jadi

$$W_s = \frac{(1,4)(8,314) \frac{\text{joule}}{\text{mole} \cdot \text{K}} (303) \text{ K}}{(1,4-1)} \left[\left(\frac{16,7}{14,7} \right)^{1,4-1} - 1 \right]$$

$$= 326,23 \frac{\text{joule}}{\text{mole}} \times m_{udara}$$

dimana :

$$m_{udara} = j \cdot 219,96 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1000 \frac{\text{gr}}{\text{kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600} \text{ dtk}$$

$$= \frac{616,66 \text{ gr}}{29 \text{ gr}} \text{ dtk}$$

$$= 21,3 \text{ mol/dtk}$$

$$\begin{aligned}
 W_s &= 326,23 \text{ Joule/mole} \times 21,3 \text{ mol/dtk} \\
 &= 6,9369 \text{ kw} \times \frac{1 \text{ Hp}}{0,77457 \text{ kw}} \\
 &= 9,3 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor = 80 % ... (mc.Cabe hal 189)

$$\text{Power} = \frac{93 \text{ Hp}}{0,8}$$

$$= 11,63 \text{ Hp}$$

Pake motor = 12 Hp

43. HEATER UDARA (E - 173)

Fungsi : Memanaskan udara yang akan digunakan untuk spray dryer.

Perhitungan dan data berdasarkan metode pada Kern

Laju alir :

Udara dingin : 9535,41 kg/jam = 21021,76 lb/jam

Temperatur :

Digunakan saturated Steam pada 800 Kpa

Suhu Steam (TS) = 170°C = 338°F

Udara dingin masuk (t1) = 30°C = 86°F

Udara dingin keluar (t2) = 130°C = 266°F

Cp udara dingin = 0,248 kkal /kg°C

= 0,02 Btu/lb°F

λ steam = 881,6984 Btu/lb

Direncanakan dipakai heat exchanger dengan ukuran :

Bagian Tube :

OD, BWG = 3/4 in, 10 BWG

Pitch (Pt) = 1 in Square pitch

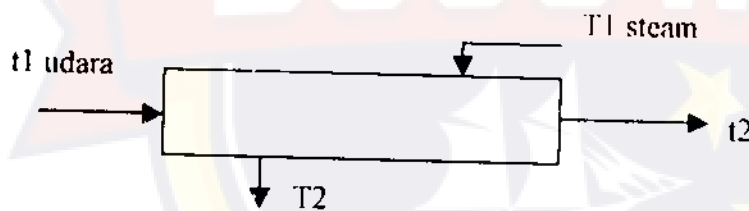
Panjang tube (L) = 8 ft

Dari tabel 10 Kern :

a' = 0,182 in² = 0,0013 ft²

a'' = 0,1983 ft²

ID = 0,482 in = 0,0402 ft



1. Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 Q &= W \times Cp (t2 - t1) \\
 &= 21021,76 \times 0,02 (266 - 86) \\
 &= 75.678,33 \text{ kkal/J} \\
 &= 315.063,81 \text{ Btu/J}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= Q/\lambda \\
 &= 357,34 \text{ lb/J}
 \end{aligned}$$

2. Δt , untuk aliran counter current

$$\Delta t_1 = T_s - t_2 = 72^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_s - t_1 = 252^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} \\ &= 143,68^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan FT :

$$\begin{aligned} R &= (T_s - T_c) / (t_2 - t_1) \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= (t_2 - t_1) / (T_s - t_1) \\ &= 0,71 \end{aligned}$$

Karena $R = 0$, maka FT mendekati 1 berarti $> 0,75$, jadi shell dan tube jenis 1-2 layak digunakan, sehingga :

$$\Delta t = \text{LMTD} = 143,68^\circ\text{F}$$

3. Temperatur kalori

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{(t_1 + t_2)}{2} \\ &= 176^\circ\text{F} \end{aligned}$$

a. Trial UD:

$$\text{UD} = 30 \text{ Btu/J.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

$$\text{Rd} = 0,003 \text{ J.ft}^2.\text{}^\circ\text{F/Btu}$$

$$A = Q / (\text{UD} \cdot \Delta t)$$

$$= 73,09 \text{ ft}^2$$

$$NT = A/a''L$$

$$= 46,545$$

Standarisasi dengan tabel 9, dipilih :

$$NT = 52$$

$$ID \text{ Shell} = 10 \text{ in} = 0,83 \text{ ft}$$

$$\text{Tube Passes} = 2$$

b. Koreksi UD

$$A = NT \cdot a''L$$

$$= 81,66 \text{ ft}$$

$$UD = Q/(A \cdot \Delta T)$$

$$= 26,85 \text{ Btu/J. ft}^2 \cdot \text{F}$$

Kesimpulan sementara :

	Bagian Tube	Bagian Shell
OD, BWG	= 1/4 in, 10 BWG	ID Shell = 10 in
Pitch (pt)	= 1 in square pitch	Jarak Baffle = 1/5 Ds
Jumlah tube (NT)	= 52	Passes = 1
Passes	= 2	

Fluida dingin dalam shell dan fluida panas dalam tube

	Fluida dingin (Shell)	Fluida panas (tube)
4. as	= $D_s \cdot C' \cdot B / (144 \cdot Pt \cdot n')$	4. a'' = $NT \cdot a'' / 144 \cdot n$
C'	= Spacing shell = 0,25 in	= 0,2465 ft ²

$$\begin{aligned}
 B &= \text{Spacing baffle} = 0,5 D_s & 5. Gt &= W/at \\
 n' &= 1 & &= 1449,66 \\
 a_s &= 2,127 \text{ ft}^2 & 6. \text{ pada } t_c &= 338^\circ\text{F} \\
 5. G_s &= W/a_s & \mu &= 0,0148 \text{ Cp} \\
 &= 9883,29 & &= 0,04 \text{ lb/J.ft} \\
 6. \text{ Pada} & & D &= 0,0402 \text{ ft} \\
 T_c &= 176^\circ\text{F} & \text{Ret} &= (D.Gt)/\mu \\
 \mu &= 0,02 \text{ Cp} = 0,05 \text{ lb/J.ft} & &= 1456,91 \\
 D_e &= 0,0792 \text{ ft} & 9. \text{ Kondensasi Steam} & \\
 \text{Res} &= (D_e \times G_s)/\mu & h_{fo} &= 1500 \text{ Btu/J.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \\
 &= 15655,13 & & \\
 7. JH &= 175 \text{ (fig 28 Kern)} \\
 8. \text{ Pada :} & \\
 T_c &= 176 \\
 k &= 0,0174 \text{ Btu/J.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F/ft} \\
 (C_p/\mu)^{1/3} &= 0,88 \\
 9. h_o &= JH.k/D_c (C_p/\mu)^{1/3} \phi_s \\
 h_o/\phi_s &= 34,04 \text{ Btu/J.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \\
 10. T_w &= t_c + h_{fo}/(h_{fo} + h_o)(T_s - t_c) \\
 &= 334,41^\circ\text{F} \\
 11. \text{ pada } T_w &= 334,41^\circ\text{F} \\
 \mu &= 0,02 \text{ Cp} \\
 \phi_s &= (h_s/h_w)^{0,14}
 \end{aligned}$$

$$= 0,9777$$

$$12. h_o = 33,28 \text{ Btu/J.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$13. U_c = h_{i_o} \cdot h_o / (h_{i_o} + h_o)$$

$$= 32,5556 \text{ Btu/J.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$14. R_d = (U_c - U_D) / U_c \cdot U_D$$

$$= \frac{32,5556 - 26,85}{32,5556 \times 26,85}$$

$$= 0,00653$$

Karena R_d hitung $<$ R_d ketentuan, maka perancangan HE memadai

PRESSURE DROP

Shell Side

Tube Side

$$1. \text{Res} = 15.655,13$$

$$f = 0,0014 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

2. Jumlah crosses :

$$N + 1 = 3$$

$$= 60 \text{ per passes}$$

$$D_s = 2,92 \text{ ft}$$

$$S = 0,104$$

$$3. \Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \times D_s \cdot N + 1}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times S \times \phi_s}$$

$$= 0,0557 \text{ Psi}$$

$$1. \text{Ret} = 1456,91$$

$$f = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$V = 3,889 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$S = 0,0041$$

$$2. \Delta P_t = \frac{0,5 \times f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times S \times \phi_s}$$

$$= 0,000195 \text{ Psi}$$

Karena ΔP keduanya < 10 Psi maka perancangan HE tersebut memadai

Spesifikasi :

Fungsi : Memanaskan udara yang akan digunakan untuk spray dryer

Luas Pemanasan : 73,09 ft².

Panjang : 8 ft

Koefisien heat transfer overall : 32,5556 Btu/J.ft².°F

Faktor kekotoran : 0,006 Btu/J.ft².°F

Pressure Drop Tube : 0,000195 Psi

Pressure Drop shell : 0,0557 Psi

44. BIN (F – 178)

Fungsi : Tempat penampungan produk akhir tepung sorbitol

Kondisi operasi : 1 atm

Waktu tinggal : 1 jam

A. Menentukan Volume Tangki

Bahan Masuk : 922,517 x 6,7916

= 6265,874 kg/jam

= 13813,817 lb/jam

ℓ Tepung Sorbitol : 1,5 kg/h = 93,8145 lb/pt³

Volume Produk = 13.813,871 lb/jam x 1 jam x 93,8145 lb/pt³

= 147,247 ft³

Produk menempati 80 tangki, maka volume tangki (V_t)

$$V_t = \frac{147,247 \text{ ft}^3}{0,8} = 184,059 \text{ ft}^3$$

B. Menentukan Dimensi Tangki

Tangk: berupa silinder tagak dengan tutup atas datar dan tutup bawah konis

Digunakan dimensi $H_s/D_s = 1,5$

- Volume Silinder (V_s)

$$V_s = \left(\frac{\pi}{4} \cdot D_s^2 \cdot H_s \right)$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot D_s^2 \cdot 1,5 \cdot D_s$$

$$= 1,1781 D_s^3$$

- Volume Conis (V_c) di pakai sudut $\alpha = 60^\circ$

$$V_c = \frac{\pi D_s^3}{24 \cdot \lg 0,5\alpha}$$

$$= 0,227 D_s^3$$

- Volume Tangki (V_t)

$$V_t = V_s + V_c$$

$$184,059 = 1,1781 D_s^3 + 0,227 D_s^3$$

$$D_s^3 = \frac{184,059}{1,4051}$$

$$= 130,994$$

$$D_s = 5,079 \text{ Ft} = 60,948 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Tangki Silinder (Hs)} &= 1,5 \times 5,079 \\ &= 7,6185 \text{ Ft} \end{aligned}$$

C. Menentukan Dimensi Konis

Ambil diameter plat spot untuk konis (m) = 2,5 in = 0,208 Ft

- Tinggi konis (He)

$$\begin{aligned} H_e &= \text{tg } 0,5 \alpha (D - m) \\ &= \text{tg } 30 (5,079 - 0,206) \text{ Ft} \\ &= 2,813 \text{ Ft} \end{aligned}$$

- Tinggi Total Tangki (H_{tot})

$$\begin{aligned} H_{\text{tot}} &= H_s + H_e \\ &= 7,6185 + 2,813 \\ &= 10,4315 \text{ Ft} \end{aligned}$$

D. Menentukan Tekanan Rancang (Pr)

Karena Tekanan operasi adalah tekanan atmosfer, maka tekanan rancang hanya ditentukan oleh tekanan hidrostatiknya.

$$\begin{aligned} \rho_{\text{Hidro}} &= \rho \times g/g_e \times H_{\text{tot}} \\ &= [(93,81) \times (1) \times (10,4315)] / 144 \\ &= 6,7956 \text{ Psi} \end{aligned}$$

E. Menentukan tebal tangki

1. tebal silinder

digunakan bahan konstruksi stainless steel 304, grade 3 (SA - 167)

$$f_{\text{allowable}} = 18050 \text{ psi}$$

$$\text{tebal korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{efisiensi loss. l.} = 0,8$$

$$t_s = \frac{Pr \cdot D_i}{2(F.E. - 0,6 Pr)} + C$$

$$= \frac{22,571 \times 5,079 \times 12}{2(18050 \times 0,8 - 22,571)} + 0,125$$

$$= 0,1875 \text{ in (pakai tebal shell } 3/16 \text{ in)}$$

$$OD = 2 t_s + D_s$$

$$= 2(0,1875) + 5,079 \times 12$$

$$= 61,323 \text{ in}$$

$$2. \text{ tebal tutup bawah (konis)} = t_c$$

tutup bawah berupa konis dengan sudut 60°

$$t_c = \frac{Pr \cdot D_s}{2 \cos 0,5\alpha (F.E. - 0,6 Pr)} + C$$

$$= \frac{22,571 \times 60,984}{2 \cos 30 (18050 \times 0,8 - 0,6 \times 22,571)} + 0,125$$

$$= 0,180 \text{ (ambil tebal shell } 3/16 \text{ in)}$$

Fungsi : Tempat penampungan produk akhir tepung sorbitol

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup bawah berupa konis

Kapasitas : 184,059 ft³

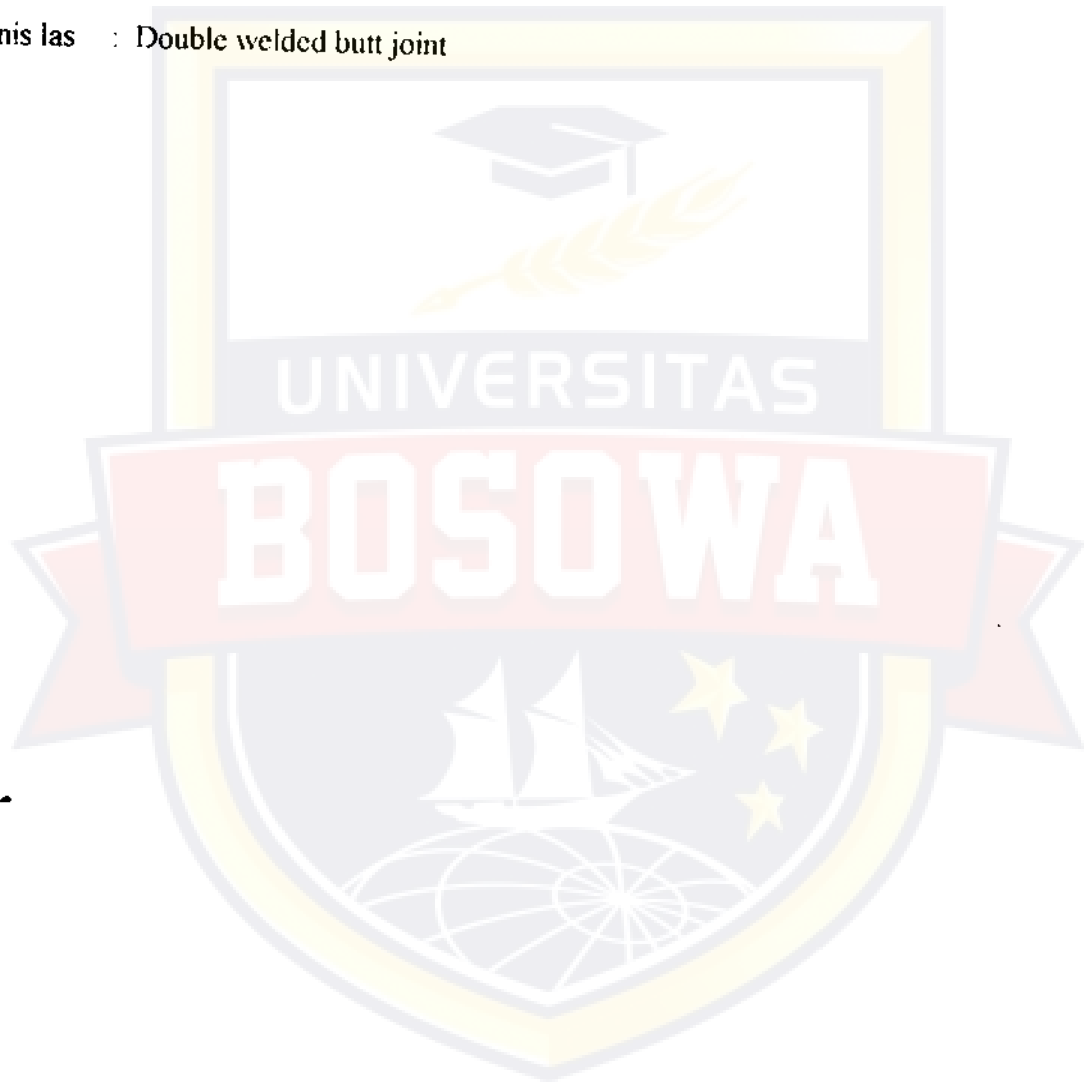
Jumlah : 1 buah

Diameter : 5,079 ft

Tebal : 3/16 in

Tutup bawah : 3/16 in

Jenis las : Double welded butt joint



LAMPIRAN D

ANALISA EKONOMI

Pabrik sorbitol ini direncanakan akan dibangun pada tahun 2004 dengan analisa ekonomi sebagai berikut :

PENENTUAN INDEKS HARGA

Penentuan indeks harga pada tahun 2004 dilakukan berdasarkan indeks Marshall dan Swift dengan persamaan.

$$C_x = C_k \cdot \frac{I_x}{I_k} \quad (\text{Petter hal. 164})$$

Dimana :

C_x = Harga peralatan pada pada tahun dibeli

C_k = Harga peralatan pada kapasitas yang ada

I_x = Indeks harga pada tahun dibeli

I_k = Indeks harga pada tahun yang ada

Daftar Indeks pada tahun 1980 – 1990

Tahun	Indeks
1980	560
1981	721
1982	746
1983	761
1984	780
1985	790
1986	798
1987	814
1989	852
1990	895

untuk memperoleh indeks tahun 2004 dilakukan dengan metode regresi linier dengan menganggap tahun sebagai "X" dan Indeks sebagai "Y" sehingga dapat ditabelkan sebagai berikut :

X	Y	X ²	Y ²
1980	560	3920 400	313600
1981	721	3924 361	51841
1982	746	3928 324	556516
1983	761	3932 289	579121
1984	780	3936 256	608400
1985	798	3940 225	624100
1986	814	3944 196	636804
1987	852	3948 169	662596
1988	895	3952 144	725904
1989		3956 121	801025
1990		3960 100	837225
$\Sigma x = 21835$	$Y=8632$	$X^2 = 43342585$	$Y^2 = 6865132$

$$\bar{x} = \frac{21850}{11} = 1985$$

$$\begin{aligned}\Sigma(\bar{x} - x)^2 &= \Sigma x^2 - \frac{(\Sigma x)^2}{n} \\ &= 43342585 - \frac{(21385)^2}{11} \\ &= 110\end{aligned}$$

$$\Sigma y = 8632$$

$$\begin{aligned}\Sigma(\bar{y} - y)^2 &= \Sigma y^2 - \frac{(\Sigma y)^2}{n} \\ &= 6865132 - \frac{(8632)^2}{11} \\ &= 91366,1819\end{aligned}$$

$$\Sigma xy = 17137433$$

$$\begin{aligned}\bar{y} &= \frac{8632}{11} \\ &= 784,7\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Sigma(\bar{x} - x)^2 - (\bar{y} - y) &= \Sigma x \cdot y - \frac{\Sigma x \cdot \Sigma y}{n} \\ &= 17137433 - 17134520 \\ &= 2913\end{aligned}$$

$$Y = a + b(x - \bar{x})$$

$$A = \bar{Y} = 784,7$$

$$B = \frac{\sum (\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum (\bar{x} - x)^2}$$

$$= \frac{2913}{110}$$

$$= 26,48$$

$$Y = 784,7 + 26,48 (x - 1985)$$

$$Y = -51778,1 - 26,48 x$$

Jadi indeks pada tahun 2004 = 1288

PENENTUAN HARGA PERALATAN

Contoh perhitungan harga peralatan :

Tabel 1. Harga peralatan

No.	Nama Peralatan	Kode	Jumlah (Unit)	Harga/Unit	Harga Total
1.	Heater Udara	E - 173	1	12.680	12.680
2.	Blower	G - 171	1	2.416	2.416
3.	Bin	F - 178	2	1.208	2.416
4.	Cyclone	H - 177	2	2.525	5.050
5.	Spray dryer	D - 170	1	26.084	26.084
6.	Pompa Spray dryer	L - 169	1	3.612	3.612
7.	Tangki penampung produk	M - 168	2	30.874	61.748
8.	Pompa Sorbitol	L - 167	1	3.381	3.381
9.	Jet Ejector	G - 166	2	3381	6762
10.	Evaporator	V - 160	1	26084	26084
11.	Tangki Penampung	F - 165	1	8453	8453

12.	Anion Exchange	D - 164	2	4680	9360
13.	Kation Exchange	D - 163	2	4602	9204
14.	Pompa Ion Exchange	L - 162	1	1509	1509
15.	Tangki penampung filtrat	F - 161	2	8453	16906
16.	Filter Press	H - 157	2	8318	16636
17.	Pompa Umpan Filter	L - 156	2	1811	3622
18.	Tangki penampang karbon aktif	M - 155	2	1208	2416
19.	Tangki Carbon aktif	F - 153	1	18114	18114
20.	Pompa umpan auto clave	L - 152	2	3381	6762
21.	Tangki katalis	F - 151	1	1208	1208
22.	Evaporator Dextrose	V - 140	3	24152	72456
23.	Tangki penampung hasil Dextrose	F - 148	2	1208	2416
24.	Pompa hasil Evaporator	L - 147	1	3381	3381
25.	Pompa preheater	L - 144	1	1509	1509
26.	Tangki penampung umpan evaporator	M - 143	1	10868	10868
27.	Drum filter	H - 134	4	28982	115928
28.	Tangki Sscharifikasi	R - 130	8	36073	288592
29.	Pompa ion Exchanger	L - 135	4	1509	6036
30.	Pompa ion filter	L - 133	4	3381	13524
31.	Tangki HCl	F - 132	1	1208	1208

32.	Tangki AMG	F - 131	1	1208	1208
33.	Tangki Liquifikasi	M - 120	3	30189	90567
34.	Cooler Sacharifikasi	E - 124	2	13042	26084
35.	Pompa umpan Sacharifikasi	L - 123	2	3612	7224
36.	Jet Cooker	Q - 122	2	8358	16716
37.	Pompa Jet Cooker	L - 121	2	3381	6762
38.	Tangki pencampur Starch	M - 110	1	24152	24152
39.	Tangki CaCl ₂	F - 116	1	1208	1208
40.	Tangki thermanyl	F - 155	1	1208	1208
41.	Kation exchanger	D - 141	1	1208	1208
42.	Aniaon Exchanger	D - 142	1	1800	1800
43.	Reaktor Autoclave	R - 150	1	3000	3000
44.	Heater Air	E - 112	1	1208	1208
				Total =	972906

Tabel I. Daftar Harga Peralatan Utilitas

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah (Unit)	Harga/Unit (\$)	Total Harga (\$)
1.	Pompa air sungai	Pu-01	2	2745	5490
2.	Bak penampungan awal	Bp-01	2	9190	18380
3.	Pompa tangki pengendap	Pu-02	2	2745	5490
4.	Tangki pengendap	Tp-01	2	25000	50000
5.	Pompa sand filter	Pu-03	2	2220	4440
6.	Sand filter	SF-01	2	5430	10860
7.	Bak air bersih	Bp-02	2	4800	9600
8.	Pompa air bersih	Pu-04	2	2510	5020
9.	Kation exchanger	KE-01	2	1800	3600
10.	Anion exchanger	AE-01	2	1800	3600
11.	Pompa air sanitasi	Pu-05	2	1050	2100
12.	Bak air proses	Bp-03	1	959	959
13.	Bak air sanitasi	Bp-04	1	850	850
14.	Pompa filter press dan tangki M-110	Pu-06	2	1200	2400
15.	Pompa air Boiler	Pu-07	2	1500	3000
16.	Pompa air pendingin	Pu-08	2	1450	2900
17.	Boiler	BR	1	36500	36500
18.	Generator	GR	1	35000	35000
	Total				200189

Total Harga peralatan (PEC)

$$\begin{aligned} \text{PEC} &= \text{Harga alat proses} + \text{harga alat utilitas} \\ &= 972906 + 200189 \\ &= \$ 1.173.095 \end{aligned}$$

Berdasarkan kurs valuta asing diperkirakan kondisi perekonomian pada tahun 2004 telah stabil dimana :

\$ 1 US = Rp. 8500,- maka harga peralatan pada tahun 2004 (E)

adalah :

$$\begin{aligned} E &= \frac{\text{Rp. 8500}}{\$1} \times \$ 1.173.095 \\ &= \text{Rp. 9.971.307.500,-} \end{aligned}$$

Biaya import dan transportasi sampai dilokasi (DEC)

$$\begin{aligned} \text{DEC} &= 15 \% \\ &= 0,15 \times 9.971.307.500 \\ &= \text{Rp. 1.495.696.125} \end{aligned}$$

PERKIRAAN CAPITAL INVESTMENT (Modal Tetap)

Capital Investment dihitung berdasarkan harga-harga alat dan disesuaikan dengan tabel 26 tabel, 27 hal 210-211 Peter.

A. Biaya langsung

1.	Harga alat ≈ alat sampai di lokasi Rp. 9.971.309.500 + 1.495.696.125	Rp. 11.467.003.630
2.	Harga pemasangan alat, 39% E	Rp. 3.888.809
3.	Instrumen dan alat kontrol, 13% E	Rp. 1.296.269.975
4.	Pemipaan dan pemasangan, 31 % E	Rp. 3.091.105.325
5.	Bangunan dan peralatan, 29 % E	Rp. 2.891.679.175
6.	Instalasi listrik, 10% E	Rp. 997.130.750
7.	Halaman, 10 % E	Rp. 997.130.750
8.	Vasilitas Servis, 55% E	Rp. 5.484.219.125
9.	Tanah, 6 % E	Rp. 598.278.450
	Total biaya Langsung	Rp. 30.711.627.110

B. Biaya Tak langsung

10.	Teknik dan supervisi, 32 % E	Rp. 3.190.818.400
-----	------------------------------	-------------------

C. Biaya Kontraktor, 18% E Rp. 1.794.835.350

D. Biaya tak terduga, 10 % E Rp. 997.130.750

Fixed Capital Investment (FCI) Rp. 36.694.411.610

E. Working Capital Investment (WCI), 20% E Rp. 1.994.261.500

Total Capital Investment (FCI) = FCI + WCI

= 36.694.411.610 + 1.994.261.500

= 38.688.673.110

Investasi terdiri atas :

- Modal sendiri 60 % TCI = Rp 23.213.203.870
- Pinjaman Bank 40 % TCI = Rp. 15.475.469.240

Biaya Produksi total (TPC)

1. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost, MC)

A. Biaya produksi langsung (DPC)

1. Bahan baku Rp. 73.384.570.067

Perincian Harga Bahan baku

1.1. Tepung tapioka ... 6791,6 kg/jam
 Kebutuhan tepung tapioka = 44877520 kg/tahun
 Harga tepung tapioka per kg = Rp. 1250
 Biaya pertahun = Rp. 1250 x 44877520 kg/thn
 = Rp. 61.096.900.000

1.2. CaCl₂

Kebutuhan CaCl₂ = 2,646 kg/jam
 = 1.9051.252 kg/thn
 Harga CaCl₂ per Kg = Rp. 4500
 Biaya pertahun = Rp. 4500 x 19051,252 kg/thn
 = Rp. 85.730.638

1.3. Thermamyl

Kebutuhan Thermamyl	5,976 kg/jam
	= 43031,578 kg/thn
Harga Thermamyl	= Rp. 11.000
Biaya per tahun	Rp. 4500 x 19051.252 kg/thn
	Rp. 473.347.353

1.4. AMG

Kebutuhan AMG	Rp. 6,792 kg/jam
	= Rp. 48902,4 kg/thn
Harga AMG per kg	= Rp. 10.000
Biaya per tahun	Rp 10.000 x 48902,4 kg/thn
	= Rp. 489.024.000

1.5. Katalis Ni-Alloy

Kebutuhan Ni-Alloy	Rp. 222,006 kg/jam
	= Rp. 1598.447 kg/thn
Harga Ni-Alloy per kg	= Rp. 6.000
Biaya per tahun	= Rp 6.000 x 1598.447 kg/thn
	= Rp. 9.5590.682.417

1.6. Carbon aktive

Kebutuhan Carbon aktive	Rp. 13,664 kg/jam
	Rp 98380,944 kg/thn
Harga Carbon aktive per kg	Rp 4500
Biaya per tahun	Rp 4500 x 98380,944 kg/thn

= Rp 442.712.249

1.7. Gas H₂

Kebutuhan H₂ = Rp. 82,852 kg/jam

= Rp. 596.535,024 kg/thn

Harga H₂ per kg = Rp. 4.500

Biaya per tahun = Rp 4.500 x 596.535,024 kg/thn

= Rp 2.684.407.610

Total harga bahan baku per tahun = Rp. 73.384.570.067

2. Tenaga kerja, 15 % TPC = Rp. 0,15 TPC

3. Pengawasan, 3 % TPC = Rp. 0,03 TPC

4. Utilitas, 15 % TPC = Rp. 0,15 TPC

5. Pemeliharaan dan perbaikan, 5 % FCI = Rp. 1.834.720.581

6. Operating Supplies, 0,5 % FCI = Rp. 183.472.058

7. Laboratorium, 3 % TPC = Rp. 0,03 TPC

8. Packing, 0,01 % TPC = Rp. 0,0001 TPC

DPC = 0,3601 % TPC + 75.402.762.700

B. Biaya tetap (Fixed Changes, FC)

1. Depresiasi peralatan dan bangunan 10 % FCI = Rp. 3669441161

2. Pajak 2 % FCI = Rp. 733.888.232

3. Asuransi 0,4 % FCI = Rp. 146.777.646

FC = Rp. 4403329393

C. Plant Over Head Cost (POC) 7 % TPC = Rp. 0,07 TPC

MC = DPC + FC + POC = 0,43 TPC + 79.806.092.090

2. Biaya Pengeluaran Umum (General Expences, GE)

- 1. Biaya administrasi 4 % TPC Rp. 0.04 TPC
- 2. Biaya Distribusi dan penjualan 5 % TPC = Rp. 0.05 TPC
- 3. Biaya penelitian dan pengembangan 10 % TPC = Rp. 0,1 TPC
- 4. Financing (Interest) 2 % TCI = Rp. 773.773.462

$$GE = 0,19 TPC + 773.773.462$$

$$TPC = MC + GE$$

$$= 0,43 TPC + 79.806.092.090 + 0,19 TPC + 773.773.462$$

$$= 0,62 TPC = 80.579.865.550$$

$$TPC = \frac{80.579.865.550}{0.38}$$

$$= Rp. 212.052.277.800$$



**UNIVERSITAS
BOSOWA**

Jadi dapat disimpulkan :

Biaya pembuatan (Manufacturing Cost, MC) = 1.709.880.571.500

Biaya pengeluaran Umum (General Expences, GE) = 41.063.706.240

HARGA PENJUALAN PRODUK

Produk yang dihasilkan = 5555,555 kg/jam
= 4000252,34 kg/thn

Harga tepung sorbitol per kg = Rp. 9.000

Maka hasil penjualan per tahun Rp. 9.000 x 4000252,34 kg/thn
= Rp. 36.002.271.100

ANALISA TITIK IMPAS (BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan

1. Biaya tetap (FC)	Rp. 4.403.329.393
2. Biaya variabel (VC)	
a. Bahan baku	Rp. 73.384.570.067
b. Utilitas 0,15 % TPC	Rp. 1.807.841.670
c. Plant and Royalti 0,03 TPC	<u>Rp. 636.156.833</u>
	VC Rp. 105.828.568.600

Biaya Semi variabel (SVC)

1. Tenaga kerja 0,15 TPC	Rp. 31.807.841.670
2. Pengawasan 3% TPC	Rp. 6.361.568.334
3. Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp. 1.834.720.581
4. Operating Supplies	Rp. 183.472.058
5. Laboratorium 3 % TPC	Rp. 6.361.568.334
6. Pengeluaran umum	Rp. 41.063.706.240
7. Plant Overhead Cost 7 % TPC	<u>Rp. 14.845.659.450</u>
	(SVC) Rp. 102.456.536.700

Total S = Rp. 360.002.271.100

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \times \text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

$$= 35,57 \% = 36 \%$$

PERHITUNGAN CASH FLOW MELIPUTI :

1. Laba kotor = Hasil penjualan - TPC
 = 360.002.271.100 - 212.052.277.800
 = Rp. 147.949.993.300
2. Pajak pendapatan = 35 % dari laba kotor
 = 35 % x 147.949.993.300
 = 51.789.497.660
3. Laba bersih = Laba kotor - Pajak
 = 147.949.993.300 - 51.789.497.660
 = Rp. 96.167.495.650
4. Cash flow = laba bersih + Depresiasi
 = 96.167.495.650 + 3.669.441.161
 = Rp. 99.836.936.810
5. Pengembalian pinjaman
 Direncanakan waktu pengembalian 8 tahun
 = $\frac{\text{Total Pinjaman}}{8}$
 = $\frac{15.475.469.240}{8}$
 = Rp. 1.934.433.655
6. Net Cash Flow = Cash flow - Pengembalian pinjaman
 = 99.836.936.810 - 1.934.433.655
 = Rp. 97.902.503.160

Hasil perhitungan lengkap dapat dilihat pada tabel Cash Flow.