

**PRARANCANGAN PABRIK MONOSODIUM GLUTAMAT  
DARI MOLASES KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**



**SYAMSIAH**

**45 09 044 004**

**FAKULTAS TEKNIK JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**UNIVERSITAS "45"**

**MAKASSAR**

**2012**

## LEMBAR PENGESAHAN

Berdasarkan Surat Keputusan Rektor Universitas "45" Makassar Nomor : A.92/FT/U-45/VI/2012 tentang Panitia dan Penguji Tugas Akhir, maka:

**Pada Hari / Tanggal** : Sabtu 9 Juni 2012  
**Skripsi Atas Nama** : Syamsiah  
**Stambuk** : 45 09 044 004  
**Judul Skripsi** : *Pra Rancangan Pabrik Monosodium Glutamat dari Molases Kapasitas 15.000 ton/tahun*

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

### PENGAWAS UMUM

1. Prof. Dr. Abd. Rahman, SH, MH

### TIM PENGUJI

Ketua : Ir. Zulman Wardi, MT

Sekretaris : Muh. Tang, ST, MT

Anggota : 1. Ir. Abd. Hayat Kasim, MT

2. Ir. A. Zulfikar Syaiful, MT

3. Al. Gazali, ST, MT

Ex Officio : 1. Prof. Dr. Tjodi Harlim

2. DR. Hamsina, ST, MS.i

3. Ridwan, ST, M.Si

Disahkan,

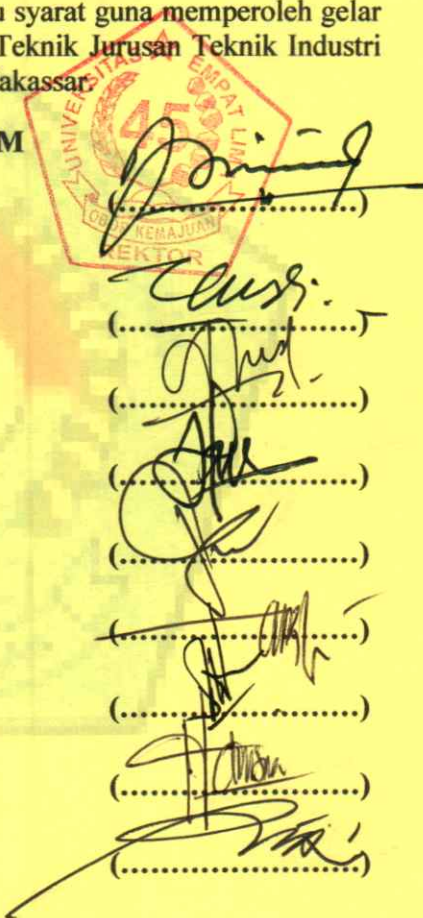
Mengetahui,

**Dekan Fakultas Teknik  
Universitas "45" Makassar**

**Ketua Jurusan Teknik Industri  
Universitas "45" Makassar**

**Ir. Syafri, M. Si**

**Ridwan, ST, M. Si**



**LEMBAR PENGESAHAN**

Berdasarkan Surat Keputusan Rektor Universitas "45" Makassar Nomor : A.92/FT/U-45/VI/2012 tentang Panitia dan Penguji Tugas Akhir, maka:

Pada Hari / Tanggal : Sabtu 9 Juni 2012  
Skripsi Atas Nama : Syamsiah  
Stambuk : 45 09 044 004  
Judul Skripsi : *Pra Rancangan Pabrik Monosodium Glutamat dari Molases Kapasitas 15.000 ton/tahun*

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

**PENGAWAS UMUM**

1. Prof. Dr. Abd. Rahman, SH, MH (.....)

**TIM PENGUJI**

Ketua : Ir. Zulman Wardi, MT (.....)

Sekretaris : Muh. Tang, ST, MT (.....)

Anggota : 1. Ir. Abd. Hayat Kasim, MT (.....)

2. Ir. A. Zulfikar Syaiful, MT (.....)

3. Al. Gazali, ST, MT (.....)

Ex Officio : 1. Prof. Dr. Tjodi Harlim (.....)

2. DR. Hamsina, ST, MS.i (.....)

3. Ridwan, ST, M.Si (.....)

Disahkan,

Mengetahui,

  
**Dekan Fakultas Teknik  
Universitas "45" Makassar**  
**Ir. Syafr. M. Si**

**Ketua Jurusan Teknik Industri  
Universitas "45" Makassar**  
**Ridwan, ST, M. Si**

## KATA PENGANTAR

Seiring doa, kami panjatkan puji dan syukur kehadiran Allah SWT atas berkat dan rahmatNya penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini, yang berjudul “ Prarancangan Pabrik Monosodium Glutamat dari Molases kapasitas 15.000 ton/tahun”. Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan untuk meraih gelar Sarjana Teknik di jurusan Teknik Industri, Fakultas Teknik, Universitas “45” Makassar.

Dalam menyelesaikan tugas akhir ini, kami banyak menerima bantuan, bimbingan, dan dukungan dari berbagai pihak, oleh karena itu kami menyatakan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Syafri, M.Si selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas “45” Makassar.
2. Bapak Ridwan, ST., M.Si selaku Ketua Jurusan Teknik Industri Universitas “45” Makassar, sekaligus pembimbing ketiga dalam penyusunan tugas akhir ini.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Tjodi Harlim selaku pembimbing pertama dalam penyusunan tugas akhir ini.
4. Ibu Dr. Hamsinah, ST., M.Si selaku pembimbing kedua dalam penyusunan tugas akhir ini.
5. Bapak dan ibu dosen serta pegawai di jurusan Teknik Industri Universitas “45” Makassar.

6. Bapak Sukamto S. Mamada, S.Si.,Apt, Ismail, S.Si.,Apt, Nur Amir, S.Si.,Apt, Lukman,S.Si., Apt, Heru Arisandi, Ibu Rustani, dan sahabat – sahabatku lainnya yang telah banyak memberi dukungan dan bantuan pada penulis.
7. Teman – teman senior dan junior jurusan Teknik Industri Universitas “45” Makassar, dan seluruh pihak yang telah membantu secara langsung dan tidak langsung selama proses penyusunan tugas akhir ini.

Terkhusus kepada kedua orang tua yakni ayahanda H. Fathurachman dan ibunda Hj. Haryati serta adik – adikku Rafikah, SE dan Muh Rizal yang senantiasa memberikan dukungan dan doa, juga terutama kepada suami tercinta Andi Ulil Amri, ST, anak – anakku Andi Athirah, Andi Azza Rafsanjani, Andi Afif Ulsyaputra,yang selalu mendampingi dengan sabar dan memberi banyak dukungan dan doa. Penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar – besarnya, semoga Allah SWT selalu melindungi dan memberikan rahmatNya kepada kita dan menjadikan ilmu yang kita miliki bernilai “ibadah amal jariah”, serta dapat bermanfaat bagi masyarakat.

Amin.

*Wassalam*

Makassar, Mei 2012

Penyusun

## DAFTAR ISI

	Halaman
HALAMAN JUDUL .....	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
DAFTAR ISI.....	iv
INTISARI.....	v
BAB I. PENDAHULUAN.....	I - 1
BAB II. URAIAN PROSES.....	II - 1
BAB III. NERACA MASSA .....	III - 1
BAB IV. NERACA PANAS.....	IV - 1
BAB V. SPESIFIKASI PERALATAN.....	V - 1
BAB VI. PERANCANGAN ALAT UTAMA.....	VI - 1
BAB VII. UTILITAS.....	VII - 1
BAB VIII. INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....	VIII - 1
BAB IX. TATA LETAK PABRIK .....	IX - 1
BAB X. ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN.....	X - 1
BAB XI. ANALISA EKONOMI .....	XI - 1
BAB XII. KESIMPULAN .....	XII - 1
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN A. PERHITUNGAN NERACA MASSA	
LAMPIRAN B. PERHITUNGAN NERACA PANAS	
LAMPIRAN C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN	
LAMPIRAN D. PERHITUNGAN UTILITAS	
LAMPIRAN E. PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI	
FLOW SHEET PROSES	



## INTISARI

Prarancangan Pabrik Monosodium Glutamat dari Molases dengan kapasitas 15.000 ton per tahun, menggunakan bahan baku dari molases, hidrogen klorida, natrium hidroksida, karbon aktif dan amoniak.

Pabrik ini direncanakan akan dibangun di kabupaten Takalar, Sulawesi Selatan dimana terdapat pabrik gula, dengan sistem perusahaan Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi garis dan staf. Pabrik direncanakan beroperasi selama 24 jam per hari dari 330 hari kerja pertahun, sisanya adalah perbaikan apabila terjadi kerusakan-kerusakan di dalam pabrik.

Proses pembuatan Monosodium Glutamat diperoleh melalui proses fermentasi antara Glukosa, ammoniak, dan air dalam fermentor, kemudian di netralisasi, lalu dikristalisasi dan didriyer untuk memisahkan antara produk dan air.

Sarana utilitas pada pabrik ini menggunakan air sebesar 44.810,3799 kg/jam, steam sebesar 1.912,400 kg/jam dan listrik sebesar 444,878 kW disamping itu disediakan pula generator dengan kapasitas 150 kW.

Bentuk perusahaan adalah perseroan terbatas (PT) dengan sistem organisasi karyawan shift dan non shift yang mempekerjakan 150 karyawan.

Dari segi ekonomis prarancangan pabrik monosodium glutamat dari molases ini cukup menguntungkan dengan pertimbangan hal-hal yaitu : investasi total sebesar Rp109.826.464.858, Interest Rate of Return (IRR) sebesar 20,85%, hasil penjualan sebesar Rp121.200.000.000, Pay Out Time (POT) sebesar 2 tahun dan Break Event Point (BEP) sebesar 46%.

Berdasarkan hal tersebut diatas maka Prarancangan Pabrik Monosodium Glutamat dari Molases ini layak dilanjutkan ketahap perancangan sesuai prosedur yang telah direncanakan.

**BAB I**

**PENDAHULUAN**



## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1 Latar Belakang**

Sejak ditemukan monosodium glutamat (MSG) sebagai penambah rasa alami pada awal abad 20 (dari Ikeda di Jepang), pemakaian dunia dapat menumbuhkan perbandingan yang fenomenal. Pada tahun 1962-1972, pemakaian dunia mencapai tingkat 3 kali pada 440 juta pounds. Tuntutan pertumbuhan mengharapakan untuk terus menerus pada perbandingan 6-8% per tahun, jadi di tahun 1980 pemakaiannya diperkirakan mendekati 700 juta pounds (318.000 metrik ton) (Mc. Ketta, 1983). Setelah ditemukan metode fermentasi produksi monosodium glutamat semakin berkembang dengan kenaikan 4,8% per tahun, diperkirakan pada tahun 2009 EUR 13,6 milyar (Fletcher, 2007). Produksi monosodium glutamat dunia pada tahun 2010 mencapai 2.100.000 MT (Patton, 2007).

Industri asam glutamat di Indonesia kebanyakan dibuat dari fermentasi molasses dan dari hidrolisis gluten jagung dan gandum. Asam glutamat digunakan untuk bahan baku monosodium glutamat (MSG), dimana monosodium glutamat digunakan sebagai bumbu masak atau penyedap rasa.

Di Jepang, Korea, Hongkong, dan Taiwan kebutuhan asam glutamat sebagai bahan baku monosodium glutamat semakin meningkat (Kirk Othmer, vol 2, 1978).

#### **1.2 Maksud dan Tujuan**

Maksud Prarancangan Pabrik Monosodium Glutamat adalah untuk merancang pabrik yang dapat mengolah Molases yang merupakan produk samping dari pabrik gula menjadi Monosodium Glutamat.

Tujuan dari pengolahan Molases menjadi Monosodium Glutamat adalah untuk mengolah produk samping dari pabrik gula yaitu molasses menjadi monosodium glutamate yang mempunyai nilai ekonomis yang lebih.

Dengan adanya pabrik Monosodium Glutamat ini diharapkan mampu memenuhi kebutuhan monosodium glutamate bagi industri makanan yang ada di Indonesia yang kebutuhannya selalu meningkat.

### **1.3 Tinjauan Pustaka**

Di dalam industri pabrik asam glutamat dalam proses pembuatannya terdiri dari tiga proses, yaitu :

- Proses hidrolisis
- Proses sintesis
- Proses fermentasi

#### **1.3.1 Proses Hidrolisis**

Proses hidrolisis yaitu proses hidrolisis protein dengan asam sulfat, yang diperoleh dari kacang-kacangan, jagung atau padi-padian. Bahan baku biji jagung yang sudah digiling terlebih dahulu terlebih dahulu dimasak dengan menggunakan *steam* dengan menambah  $\text{SO}_2$  untuk dijadikan larutan gluten yang mengandung 70% protein. Selanjutnya dilakukan pemisahan antara filtrat (gluten) dengan ampas jagung (pati, serat, abu, dan minyak) menggunakan *filter press*. Kemudian gluten tersebut dihidrolisis pada suhu  $110^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm dengan penambahan  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , sehingga terurai menjadi asam amino.

Reaksi hidrolisis :



Hasil dari hidrolisis didinginkan dan dinetralkan dengan NaOH.

Sebelumnya NaOH padat dilarutkan dengan air pada mixer dan diumpankan menuju netralizer.

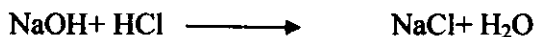
Reaksi penetralan :



## Pendahuluan

Kemudian dilakukan pemisahan filtrat antara filtrat dan endapan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  dengan menggunakan *rotary drum vacuum filter* pertama. Filtrat hasil penyaringan dipekatkan dalam *evaporator triple effect forward feed* yang dilengkapi dengan *barometric condensor*. Kemudian produk yang telah dipekatkan, diumpankan menuju Kristalizer untuk mengkristalkan asam glutamat, leusin dan tyrosin. Setelah asam glutamat, leusin dan tyrosin dikristalkan ditambahkan HCl sebanyak 30% berat untuk menetralkan larutan yang mengandung sodium hidroksida.

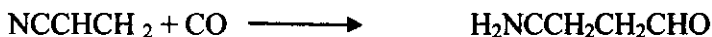
Reaksi :



Produk akan dipisahkan dengan *centrifuge*, sehingga padatan asam glutamat dengan liquor yang berupa air dan NaCl akan terpisah. Padatan asam glutamat yang masih mengandung sedikit air dikeringkan dengan menggunakan *rotary dryer* untuk mendapatkan produk asam glutamat kering (Faith Keyes, 1961).

### 1.3.2 Proses Sintesis

Proses sintesis yang mengubah *acrylonitrile* menjadi *cyanopropionaldehyde* yang terdiri dari hidroformitasi olefin dengan hidrogen dan karbon monoksida pada temperatur sedang dan tekanan tinggi.



Setelah itu dengan menggunakan reaksi *steeker*, *cyanopropionaldehyde* direaksikan dengan amina sianida yang diperoleh dari pembakaran partial

*methane* dan ammonia sehingga dihasilkan *amino glutarrodinitrite*.

Reaksi :



Hidrolisis amino *glutaronitrite* dengan menambah NaOH sehingga

dihasilkan asam glutamat, yang selanjutnya dikristalkan dengan cara menetralkan larutan alkali dan merecycle larutan asam glutamat yang mengandung asam sulfat pada titik isoelektrik dengan pH 3,2 dari asam amino tersebut. Selanjutnya

dilakukan *optical resolution*, yaitu proses pemutaran campuran nomor-nomor *optical* dari asam glutamat yang mengandung leburan *racemic* dari asam glutamat pada konsentrasi tertentu, sehingga kristal L dan D akan keluar secara bergantian dengan masing-masing isomer aktifnya. Selanjutnya di *centrifuge* dan dikeringkan sehingga diperoleh asam glutamat (McKetta, 1983).

### 1.3.3 Proses Fermentasi

Secara umum tahapan pembuatan MSG dengan menggunakan proses fermentasi adalah sebagai berikut:

#### - *Seeding*

Tangki *seeding* ini mirip tangki fermentor tapi lebih kecil volumenya. Di tangki ini bakteri tersebut dibiarkan berkembangbiak dengan baik, dilengkapi dengan pengaduk, alat pendingin, pemasukan udara dan lain-lain.

#### - Fermentasi

Setelah dari tangki *seeding*, bakteri tersebut dipindahkan ke tangki fermentor. Di tangki ini mulailah proses fermentasi yang sebenarnya berjalan. Pengawasan proses merupakan pekerjaan yang sangat penting. Pengaturan pH dengan pemberian  $\text{NH}_3$ , pemberian udara, jumlah gula, jumlah bakteri harus selalu diamati.

#### - Pengambilan asam glutamat

Setelah fermentasi selesai  $\pm$  30-40 jam cairan hasil fermentasi yaitu TB (*Thin Broth*) dipisahkan untuk mengurangi kadar airnya kemudian ditambahkan HCl untuk mencapai titik isoelektrik pada  $\text{pH} \pm 3,2$ .

- Netralisasi atau *refining*, pada tahapan ini dilakukan pencampuran NaOH.

- Kristalisasi asam glutamat.

- Tahap lanjutan pereaksian asam glutamat dengan NaOH sehingga

terbentuk monosodium glutamat *liquor*.

- Decolorisasi atau penjernihan warna menggunakan karbon aktif.
- Kristalisasi monosodium glutamat, menghasilkan kristal monosodium glutamat yang masih mengandung *liquor*.
- Pengeringan kristal monosodium glutamat dengan menggunakan Rotary dryer sehingga didapatkan kristal Monosodium glutamat yang mempunyai kemurnian tinggi  $\pm 99,7\%$ .

1.4.2 Proses pembuatan monosodium glutamat yang dipilih adalah metode

fermentasi dengan alasan:

1. Ketersediaan bahan baku molasses yang melimpah di Indonesia, sehingga menjaga kelangsungan berdirinya pabrik monosodium glutamat.
2. Proses fermentasi tidak memerlukan tekanan operasi yang tinggi sehingga biaya produksi lebih bisa ditekan. Bakteri yang dipilih ialah *Micrococcus glutamicus* karena bakteri ini paling sesuai

#### 1.3.4 Sifat-sifat bahan baku

Molasses :

- Wujud : cairan coklat
- Warna : coklat kehitam-hitaman
- Densitas : 1,47 gr/ml
- Viskositas : 4.234 cp

#### 1.4 Penentuan kapasitas pabrik

Penentuan kapasitas produksi pabrik monosodium glutamate didasarkan pada pertimbangan sbb :

Kebutuhan monosodium glutamat dalam negeri.

Data kebutuhan dalam negeri monosodium glutamat mengacu pada data impor monosodium glutamat Indonesia yang dapat diketahui dari tabel di bawah ini.

Tabel 1. Data Impor Kebutuhan MSG di Indonesia

NO	Tahun	Jumlah (ton/tahun)
1	2002	1.778,343
2	2003	1.703,258
3	2004	2.662,462
4	2005	4.478,563
5	2006	11.134,046
6	2007	12.405,548
7	2008	13.481,204
8	2009	14.279,603
9	2010	9.350,000

*Sumber : BPS Makassar*

Dengan memperhatikan pertimbangan kapasitas perancangan minimum dan kebutuhan impor monosodium glutamat Indonesia maka dapat ditentukan kapasitas pabrik monosodium glutamat yang akan berdiri tahun 2015 sebesar 15.000 ton/tahun.

## **BAB II**

# **URAIAN PROSES**



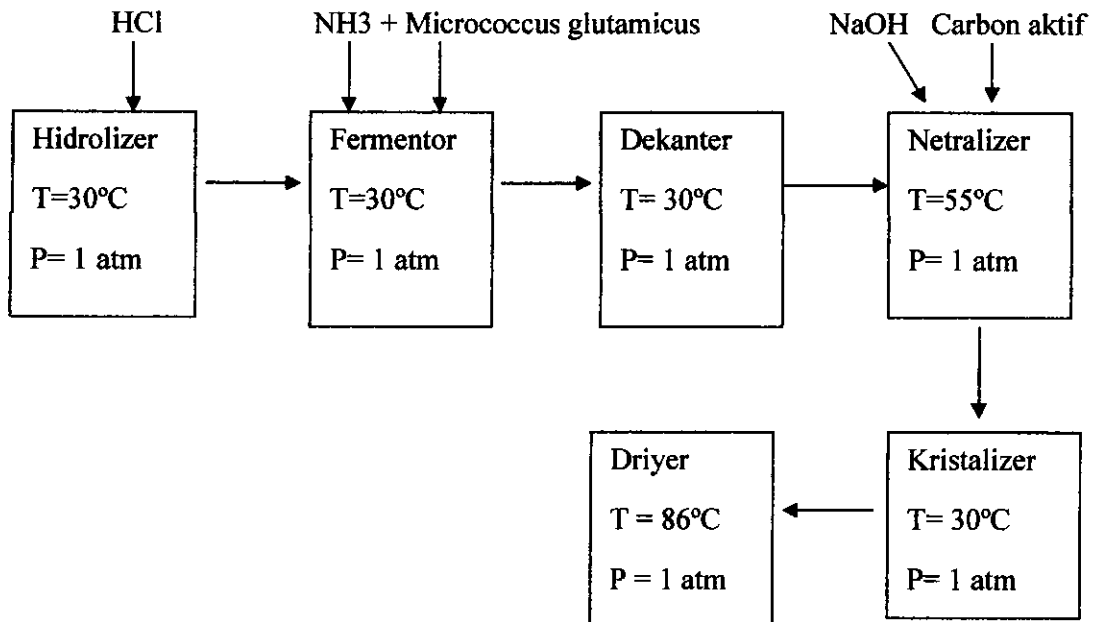
RAB II

URAIAN PROSES

Proses pembuatan monosodium glutamat dari molasses dengan menggunakan metode fermentasi menggunakan fermentor *batch* pada suhu 35°C dan tekanan atmosfer.

Tahap awal dalam proses fermentasi ini adalah menyiapkan subtract sebagai media untuk membiakkan/mengkultur mikroba yang akan digunakan untuk fermentasi. Jenis mikroba yang biakkan adalah *Micrococcus glutamicus* "VNII Genetika "3144. Proses pembiakan mikroba ini dilakukan laboratorium. pH pertumbuhan 7 dan waktu pertumbuhan 18 jam. Pemisahan H<sub>2</sub>G dilakukan dengan resin dalam kondisi aerob. Dimana akan diperoleh produk H<sub>2</sub>G sebanyak 40 gr/liter. Setelah itu, mikroba yang dihasilkan ditransfer kefermentor utama.

Diagram alir proses pembuatan monosodium glutamate dari molases sbb :



Berikut ini adalah uraian proses pra rancangan pabrik monosodium glutamat :

Bahan baku berupa molasses masuk kedalam tangki hidrolizer, didalam tangki hidrolizer terjadi pembentukan dari sukrosa menjadi glukosa dengan penambahan HCl sebagai katalis, hasil dari tangki hidrolizer yaitu berupa glukosa kemudian di pompa masuk kedalam tangki fermentor dengan menambahkan  $\text{NH}_3$ , dan bakteri *micrococcus glutamate*, didalam tangki fermentor terjadi pembentukan asam glutamate, hasil dari tangki fermentor berupa asam glutamat kemudian di masukkan ke dalam decanter untuk memisahkan glukosa sisa, asam glutamat sisa dan  $\text{CO}_2$ . Setelah itu dimasukkan ke dalam tangki neutralizer dengan menambahkan NaOH dan karbon aktif untuk merubah warna, dan membentuk monosodium glutamat. Hasil dari tangki neutralizer kemudian di pompa ke dalam tangki kristalizer dan membentuk Kristal MSG, hasil dari kristalizer yang masih mengandung kadar air kemudian dimasukkan kedalam rotary dryer sehingga di peroleh MSG dengan kadar 99,7%.

# **BAB III**

# **NERACA MASSA**

**BAB III**

**NERACA MASSA**

**Direncanakan :**

Kapasitas Produksi = 15.000 ton MSG/tahun

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

= 24 jam/hari

Rate Operasi =  $(15000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}}) \times (\frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}}) \times (\frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}) \times (\frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}})$

= 1.893,939 kg/jam

Faktor pengali (FP) =  $\frac{1.893,939 \text{ kg/jam}}{36,269 \text{ kg/jam}} = 52,219$

**1. Neraca Massa Hidrolizer**

Satuan : kg/jam

Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
<b>Arus 1 :</b>	<b>Arus 3 :</b>
Sukrosa = 2.114,869	Glukosa = 1.992,667
Air = 3.107,030	Air = 3.939,506
<b>Arus 2 :</b>	Sukrosa sisa = 221,836
Larutan HCl = 1.331,585	HCl = 399,475
<b>Total = 6.553,484</b>	<b>Total = 6.553,484</b>

**2. Neraca Massa Fermentor**

Satuan : kg/jam

<b>Masuk (Kg/Jam)</b>	<b>Keluar (Kg/Jam)</b>
<b>Arus 3 :</b>	<b>Arus 4 :</b>
Glukosa = 1.992,667	CO <sub>2</sub> = 397,491
Sukrosa sisa = 221,836	<b>Arus 5 :</b>
Air = 3.939,506	Glukosa sisa = 366,577
HCl = 399,475	Asam Glutamat = 1.331,219
NH <sub>3</sub> = 153,576	Sukrosa sisa = 221,826
O <sub>2</sub> = 433,627	H <sub>2</sub> O = 4.427,336
Micrococcus glutamicus = 3,237	HCl = 399,475
<b>Total = 7.143,924</b>	<b>Total = 7.143,924</b>

3. Neraca Massa Dekanter

Satuan : kg/jam

Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
<b>Arus 5 :</b>	<b>Arus 6 :</b>
Glukosa sisa = 366,577	<b>Hasil atas :</b>
Asam Glutamat = 1.331,219	Glukosa sisa = 366,577
Sukrosa sisa = 221,826	Sukrosa sisa = 221,826
H <sub>2</sub> O = 4.427,336	H <sub>2</sub> O = 1.770,903
HCl = 399,475	HCl = 399,475
	<b>Arus 7 :</b>
	<b>Hasil bawah :</b>
	H <sub>2</sub> O = 2.656,433
	Asam glutamat = 1.331,219
<b>Total = 6.746,433</b>	<b>Total = 6.746,433</b>

**4. Neraca Massa Netralizer**

Satuan : kg/jam

Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
<b>Arus 7 :</b>	<b>Arus 9 :</b>
Asam glutamat = 1.327,981	MSG = 1.888,239
Air = 2.656,433	Air = 2.656,433 + 162,609
<b>Arus 8 :</b>	= 2.819,042
Lar. NaOH = 295,142	
Karbon aktif = 66,370	
NaOH bereaksi = 361,355	
<b>Total = 4.707,281</b>	<b>Total = 4.707,281</b>

**5. Neraca Massa Kristalizer**

Satuan : kg/jam

Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
<b>Arus 10 :</b>	<b>Arus 11 :</b>
MSG = 1.888,239	MSG = 1.888,239+281,877
Air = 2.819,042	= 2.170,116
	<b>Arus 12 :</b>
	Air = 2.537,165
<b>Total = 4.707,281</b>	<b>Total = 4.707,281</b>



**6. Neraca Massa Dryer**

Satuan : kg/jam

<b>Masuk (Kg/Jam)</b>	<b>Keluar (Kg/Jam)</b>
<b>Arus 13 :</b>	<b>Arus 14 :</b>
MSG = 1.888,239	MSG = 1.888,239
Air = 2.819,042	Air = 5,681
Udara = 723,807	<b>Arus 15 :</b>
	Air teruapkan = 2.813,351
	Udara = 723,807
<b>Total = 5.431,088</b>	<b>Total = 5.431,088</b>

**BAB IV**

**NERACA PANAS**

**BAB IV**

**NERACA PANAS**

**1. Neraca Panas Total Hidrolizer**

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
$Q_{\text{Sukrosa}}$	= 3.182,878	$Q_{\text{glukosa}}$	= 25.605,677
$Q_{\text{Air}}$	= 15.535,150	$Q_{\text{air}}$	= 196.996,100
$Q_{\text{HCl}}$	= 6.591,346	$Q_{\text{Sukrosa sisa}}$	= 3.338,481
$Q_{\text{s}}$	= 46.417,210	$Q_{\text{HCl}}$	= 19.774,135
		$\Delta H_{\text{R}} (75 \text{ }^\circ\text{C})$	= -173.987,909
<b>Total</b>	<b>= 71.726,584</b>	<b>Total</b>	<b>= 71.726,584</b>

**2. Neraca Panas Total Cooler**

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
$Q_{\text{in}}$	=71.726,584	$Q_{\text{glukosa}}$	= 2.739,917
		$Q_{\text{air}}$	= 19.697,530
		$Q_{\text{Sukrosa sisa}}$	= 333,863
		$Q_{\text{HCl}}$	= 1.977,401
		$Q_{\text{p}}$	= 46.977,873
<b>Total</b>	<b>=71.726,584</b>	<b>Total</b>	<b>= 71.726,584</b>

**3. Neraca Panas Total Fermentor**

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
$Q_{\text{glukosa}}$	= 2.739,917	$Q_{\text{as. glutamat}}$	= 1.899,014
$Q_{\text{air}}$	= 19.697,530	$Q_{\text{glukosa}}$	= 504,043
$Q_s$	= 3.746,718	$Q_{\text{air}}$	= 22.136,68
$\Delta H_R (30^\circ\text{C})$	= -1.644,428		
<b>Total</b>	<b>=24.539,737</b>	<b>Total</b>	<b>=24.539,737</b>

**4. Neraca Panas Total Netralizer**

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
$Q_{\text{as. Glutamate}}$	= 1.899,013	$Q_{\text{MSG}}$	= 25.604,521
$Q_{\text{air}}$	= 13.282,165	$Q_{\text{NaOH}}$	= 5.781,832
$Q_{\text{NaOH}}$	= 2.143,463	$Q_{\text{air}}$	= 84.571,26
$Q_s$	= 173.054,828	$\Delta H_R^0$	= 74.421,856
<b>Total</b>	<b>= 190.379,469</b>	<b>Total</b>	<b>=190.379,469</b>

**5. Neraca Panas Total Driyer**

<b>Masuk (Kkal/jam)</b>		<b>Keluar (Kkal/jam)</b>	
Q MSG	= 4.267,420	Q <sub>MSG</sub>	= 59.834,438
Q air	= 14.095,21	Q air	= 154.767,065
Qs	= 196.238,873		
<b>Total</b>	<b>= 214.601,503</b>	<b>Total</b>	<b>= 214.601,503</b>

**BAB V**

**SPEKIFIKASI**

**PERALATAN**

**BAB V**  
**SPESIFIKASI PERALATAN**

**1. Tangki Bahan Baku (TP-01)**

Fungsi	: Untuk menampung bahan baku
Tipe	: Tangki vertikal
Volume	= 4,440 m <sup>3</sup>
Tinggi silinder	= 8,741 m
Diameter	= 5,827 m
Tebal silinder	= 0,0085 m = 0,33 in
Tebal tutup atas	= 0,0084 m = 0,33 in
Tinggi tangki	= 9,9502 m

**2. Tangki Penampung Larutan HCl (TP-02)**

Fungsi	: Untuk menampung larutan HCl sebelum dimasukkan ke Hidrolizer
Tipe	: Tangki Vertikal
Volume	= 1.1937 m <sup>3</sup>
Tinggi silinder	= 7,1088 m
Diameter	= 4,7392 m
Tebal silinder	= 0,007 m = 0,27 in
Tebal tutup atas	= 0,007 m = 0,27 in
Tinggi tangki	= 8,0946 m



### 3. Hidrolizer (HD)

Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi sukrosa menjadi glukosa
Tipe	: Reaktor batch Tangki berpengaduk
Volume	= 51,69 m <sup>3</sup>
Tebal silinder	= 0,0074 m = 0,2946 inc
Diameter	= 3,8024 m
Tebal silinder	= 0,0064 = 0,25 in
Tebal tutup atas	= 0,0064 = 0,25 in
Tebal tutup bawah	= 0,0093 m
Tinggi tangki	= 9,8665 m

### 4. Cooler

Fungsi	: Mendinginkan larutan yang keluar dari Hidrolizer
Tipe	: <i>Shell and Tube</i>
Media	: Air
Kapasitas	:
- Aliran larutan	= 6.553,484 kg/jam = 14.450,432 lb/jam
- Aliran pendingin	= 4.697,787kg/jam = 10.358,620lb/jam
Kondisi operasi	=
- Temperatur fluida panas	= 113 °F
- Temperatur fluida dingin	= 41 °F
Luas penampang (A)	= 113,684 ft <sup>2</sup>

Perpindahan panas (UD) = 63,3 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Koefisien perpindahan panas (hi) = 410 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Koefisien perpindahan panas (ho) = 3460,940 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Koefisien perpindahan panas over all (hio) = 338,9333 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih (Uc) = 308,701 Btu/.ft<sup>2</sup>.°F

### 5. FERMENTOR (FTMR)

Fungsi : Membentuk larutan glukosa menjadi asam glutamate dengan menggunakan bakteri *Micrococcus Glutamicus*

Volume = 7,1222m<sup>3</sup>

Diameter = 2,36 m

Tinggi silinder = 3,54 m

Tebal silinder = 0,0050m = 0,19 in

Tebal tutup atas = 0,0050m = 0,19 in

Tinggi total tangki = 4,218 m

Power pengaduk = 8,6 HP

### 6. Dekanter (DK)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran berdasarkan berat Jenisnya dan kelarutannya

Type : *Decanter gravity kontinu*

Volume = 7,620 m<sup>3</sup>

Diameter = 1,3829M

Panjang separator = 5,5316 m

Tebal silinder = 0,0045 = 0,17 in

**7. Tangki Hasil Atas Dekanter (TP-04)**

Fungsi	: Untuk menampung hasil atas dekanter	
Tipe	: Tangki vertikal	
Volume	= 2.623 m <sup>3</sup>	
Tinggi silinder	= 10,175m	
Diameter	= 6,783 m	
Tebal silinder	= 0,010 m	=0,40 in
Tebal tutup atas	= 0,010 m	=0,40 in
Tinggi total tangki	= 13,07 m	

**8. Tangki Penampung Larutan NaOH (TP-05)**

Fungsi	: Untuk menampung larutan NaOH sebelum dimasukkan ke Netralizer	
Tipe	: Tangki Vertikal	
Volume	= 0,588 m <sup>3</sup>	
Tinggi silinder	= 5,035 m	
Diameter	= 3,356 m	
Tebal silinder	= 0,0059 m	= 0,23 in
Tebal tutup atas	= 0,0059 m	= 0,23 in
Tinggi total tangki	= 6,1292 m	

### 9. Netraliser (NTR)

Fungsi : Untuk membentuk Monosodium Glutamate dari asam glutamate dengan menetralkan basa NaOH

Tipe : Tangki vertikal

Volume = 4,489 m<sup>3</sup>

Tinggi silinder = 2,2637 m

Diameter = 1,5091 m

Tebal silinder = 0,0042 m = 0,16 in

Tebal tutup atas = 0,0042 m = 0,16 in

Tebal tutup bawah = 0,0058 m = 0,23 in

Tinggi tangki = 3,31 m

### 10. Kristaliser (KRT)

Fungsi : Untuk mengkrustalkan larutan Monosodium Glutamat

Tipe : Tangki vertikal

Volume = 821,352 m<sup>3</sup>

Tinggi silinder = 12,8513 m

Diameter = 8,5675 m

Tebal silinder = 0,01 m = 0,44 in

Tebal tutup atas = 0,01 m = 0,44 in

Tebal tutup bawah = 0,0788 m

Tinggi tangki = 13,2576 m

**11. Dryer (DR)**

**Fungsi** : Mengeringkan Monosodium Glutamat yang keluar dari kristaliser dengan menggunakan udara pemanas

**Humidity** = 60%

**Luas permukaan** = 16,7379 ft<sup>2</sup>

**Diameter** = 1,4163 m

**Volume Dryer** = 146,592 m<sup>3</sup>

**Power Dryer** = 19,5042Hp

**Power motor** = 22,9461Hp

**BAB VI**  
**PERANCANGAN**  
**ALAT UTAMA**

## BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

Alat utama yang dirancang adalah fermentor yang berfungsi mambentuk larutan glukosa menjadi asam glutamat dengan menggunakan bakteri *Micrococcus Glutamicus*. Fermentor dioperasikan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

Fermentor yang digunakan tipe tangki vertical.

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm = 14,7 Psi

Temperatur = 30° C = 86 °F

Waktu yang dibutuhkan per batch :

- Waktu pemasukan reaktan : 30 menit
  - Waktu reaksi : 60 menit
  - Waktu pengeluaran produk : 30 menit
- Total waktu per batch : 120 menit = 2 jam

**a. Perhitungan Volume Fermentor**

Sesuai hasil perhitungan neraca massa diketahui komposisi umpan masuk fermentor

Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
<b>Arus 3 :</b>	<b>Arus 4 :</b>
Glukosa = 1.992,667	CO <sub>2</sub> = 397,491
Sukrosa sisa = 221,836	<b>Arus 5 :</b>
Air = 3.939,506	Glukosa sisa = 366,577
HCl = 399,475	Asam Glutamat = 1.331,219
NH <sub>3</sub> = 153,576	Sukrosa sisa = 221,826
O <sub>2</sub> = 433,627	H <sub>2</sub> O = 4.427,336
Micrococcus glutamicus = 3,237	HCl = 399,475
<b>Total = 7.143,924</b>	<b>Total = 7.143,924</b>

- $$\begin{aligned}
 \text{Laju alir umpan masuk, } Q &= \frac{m}{\rho \text{ campuran}} \\
 &= \frac{7.143,924 \text{ kg / jam}}{1002,60 \text{ kg / m}^3} \\
 &= 7,1222 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Volume larutan dalam reaktor dirancang untuk kebutuhan 2 jam proses.

Maka volume liquid dalam reaktor:

$$\begin{aligned}
 V_1 &= Q \times t \\
 &= 7,1222 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam} \\
 &= 14,2444 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$



Untuk keamanan, maka volume silinder berisi 80% larutan

$$V_R = \frac{V}{c \cdot sc}$$
$$= \frac{14,2444 m^3}{0,80}$$

$$= 17,8055 m^3 = 628,7122 ft^3$$

Jadi volume Fermentor yang digunakan sebesar 628,7122 ft<sup>3</sup>

Oleh karena fermentor beroperasi secara batch dengan waktu per batch selama 2 jam dan untuk memperhitungkan proses tetap berlangsung secara kontinyu maka digunakan 2 buah reaktor.

**b. Perhitungan Diameter dan Tinggi Reaktor**

Silinder tegak pada fermentor dipilih dengan perbandingan tinggi (H) dengan diameter(D) = 1:1,5 dengan tutup atas dan dibawah dishead head yang dilengkapi dengan pengaduk.

Volume tangki = Volume silinder + (2 x volume dishead)

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot H \rightarrow H = 1.5D \\ &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot 1.5D \\ &= 0.375 \pi D^3 \end{aligned}$$

Volume tutup,  $V_h = (0.000049D^3)$  Pers.5.11 hal 88 Brownel&Young

Dimana  $V_h$  dalam satuan ft<sup>3</sup> dan D dalam satuan in. atau  $V_h = 0.084672 D^3$

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + (2 \times V_h) \\ &= 0,375 \pi D^3 + (2 \times 0.084672 D^3) \\ &= 1.35 D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter tangki (ID)} = \left( \frac{V_t}{1.35} \right)^{1/3} \rightarrow V_t = V_R$$

$$= \sqrt[3]{\frac{17,8055}{1,35}}$$

$$= 2,36 m = 7,741 ft$$

$$\text{Tinggi silinder; H} = 1,5 ID$$

$$= 1,5 \times 2,36 m$$

$$= 3,54 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_L) &= (V_1/V_2) \times H \\ &= 14,2444\text{m}^3/17,7445\text{m}^3 \times 3,54\text{m} \\ &= 2,8417 \text{ m} = 112,062 \text{ in} \end{aligned}$$

**c. Tekanan Design (P<sub>tot</sub>) :**

$$P_{tot} = P_{opr} + P_{hidrostatik} (P_h)$$

$$\begin{aligned} P_h &= \rho \times g \times H \\ &= 1002,6 \text{ Kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 2,8417 \text{ m} \\ &= 27.949,5574 \text{ pa} = 27,9496 \text{ kpa} \end{aligned}$$

$$P_{opr} = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kpa}$$

$$\begin{aligned} P_{tot} &= 150 \text{ kpa} + 27,9496 \text{ kpa} \\ &= 177,9496 \text{ kpa} \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran 20 %

$$P_{design} = 1,2 \times 177,9496 \text{ kpa} = 213,5395 \text{ kpa}$$

**d. Menentukan Tebal Shell (dinding) dan tutup Reaktor**

- Tebal *shell* (dinding)

Untuk internal pressure, tebal shell reaktor dihitung dengan menggunakan pers.13-1 Brownel :

$$ts = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + C$$

Dimana :

$$S = \text{Allowable stress} = 155131,4984 \text{ kpa}$$

$$C = \text{faktor korosi} = 0,003 \text{ m}$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} = 80\%$$

Bahan konstruksi yang digunakan Carbon Steel Sa-212 grade B dan diambil pengelasan tipe double-welded butt joint E = 80% (tabel 13.2 B & Y p.254)

Maka :

$$\begin{aligned} T_s &= \frac{213,5395\text{kpa} \times 2,36\text{m}}{2(155131,4984\text{kpa})0,8 - 1,2(213,5395)} + 0,003\text{m} \\ &= 0,0050 \text{ m} \times 39,37 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 0,19 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat standar = 3/16 in (B & Y, P.88)

- **Menentukan Tebal Tutup ( $t_h$ )**

Desain tutup yang dipergunakan yaitu tipe dishead karena pertimbangan tekanan operasi relatif kecil. Tebal tutup dihitung menggunakan pers.13.12 Brownel & Young p.258 :

Dimana :

$$t_h = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C$$

$$t_h = \frac{213,5395 \text{ kpa} \times 2,36 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,8 - 0,2(213,5395)} + 0,003 \text{ m}$$

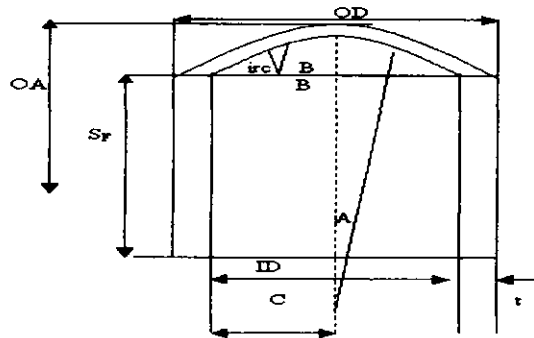
$$= 0,0050 \text{ m} \times 39,37$$

$$= 0,19 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat standar = 3/16 in

$$= 0,54 \text{ cm} = 0,21 \text{ in}$$

- **Tinggi Tutup**



Desain tutup atas reaktor

Dari tabel 5.6 Brownel & Young hal.88 untuk dishead head, diketahui untuk tebal tutup  $t_h = 3/16 \text{ in}$  :

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ in (diambil } sf = 1 \frac{1}{2} \text{ in} = 3.810 \text{ cm)}$$

$$icr = 9/16 \text{ in} = 1.429 \text{ cm}$$

Maka tinggi dishead head :

$$c = \frac{ID \text{ shell}}{2}$$
$$= \frac{236 \text{ cm}}{2} = 118 \text{ cm}$$

$$AB = c - icr = 46.071 \text{ cm}$$

$$= 118 - 1,429$$

$$= 116,571 \text{ cm}$$

$$BC = r - icr \text{ (r = OD shell)}$$

$$= 254,88 \text{ cm} - 1,429 \text{ cm}$$

$$= 253,451 \text{ cm}$$

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

$$= 225,052 \text{ cm}$$

$$b = r - AC$$

$$= 254,88 \text{ cm} - 225,052 \text{ cm}$$

$$= 29,828 \text{ cm}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$= 0,5 \text{ cm} + 29,828 \text{ cm} + 3,81 \text{ cm}$$

$$= 34,138 \text{ cm} = 0,3414 \text{ m}$$

Jadi tinggi tangki total;  $H_t$  = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup)

$$= 3,54 \text{ m} + (2 \times 0,3414 \text{ m})$$

$$= 4,218 \text{ m}$$

- **Perancangan Pengaduk**

Dipilih pengaduk tipe turbin dengan 6 plate sudut (six-plate blade turbin)

Dimensi pengaduk (Geankoplis, ed.3,P.144):

$$Da/Dt = 1/3$$

$$E/Da = 1$$

$$L/Da = 1/4$$

$$W/Da = 1/5$$

$$J/Dt = 0,08$$

Dimana :

$$Dt = \text{Diameter tangki} = 2,36 \text{ m}$$

$$Da = \text{Diameter pengaduk } (Dt/3) = 2,36\text{m}/3 = 0,7867\text{m}$$

$$E = \text{Jarak turbin ke dasar tangki}$$

$$L = \text{Panjang bilah/panjang blade}$$

$$W = \text{Lebar bilah/lebar blade pada turbin}$$

$$J = \text{Lebar baffle}$$

Sehingga di dapat ukuran pengaduk sebagai berikut :

$$Da = 1/3 \times 2,36 = 0,7867 \text{ m}$$

$$E = 1 \times 0,7867 = 0,7867 \text{ m}$$

$$L = 1/4 \times 0,7867 = 0,1967 \text{ m}$$

$$W = 1/5 \times 0,7867 = 0,1573 \text{ m}$$

$$J = 1/12 \times 2,36 = 0,1967 \text{ m}$$

- Menentukan jumlah impeller

$$N_i = \frac{H_i \times \rho}{D_i} \quad (\text{Joshi, hal 389}) \quad H_i = \text{tinggi larutan dalam tangki}$$

$$\rho_{\text{larutan}} = 1002,60 \text{ kg/m}^3 = 62,59 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{perry,1999})$$

$$\text{sg campuran} = \rho_{\text{larutan}}/\rho_{\text{air}}$$

$$= 62,59 / 62,4$$

$$= 1,00$$

$$N_i = N_i = \frac{2,8417 \text{ m} \times 1,00}{2,36 \text{ m}}$$

$$= 1,2$$

Dibutuhkan 2 buah pengaduk

Ditetapkan kecepatan putaran impeller 90 rpm

$$n = 90 \text{ rpm} = 90/60 = 1,5 \text{ rps}$$

- Menentukan daya yang dipakai pengaduk

Bilangan Reynold

$$\text{Viskositas campuran } (\mu_{\text{Camp}}) = 0,0010147 \text{ lb/ft.dtk} \quad (\text{Othmer,1968})$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times D^2 \times n}{\mu} \quad (\text{Geankoplis,1997})$$

$$= \frac{62,59 \times 2,58^2 \times 2}{0,0010147}$$

$$= 821.176,852 \text{ (Nre} > 10^4)$$

Maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

- Daya yang dipakai pengaduk

$$P = \frac{K_T \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{Mc.Cabe,1999})$$

$$K_T = 6,3$$

$$= \frac{6,3 \times (1,5 \frac{\text{put}}{\text{det}})^3 \times (2,58 \text{ ft})^5 \times 62,59 \text{ lbm/ft}^3}{32,2 \text{ lbm} \cdot \frac{\text{ft}}{\text{lbf}} \cdot \text{det}} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lbf/ det}}$$

$$= 8,6 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor penggerak} = 80\%$$

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{8,6 \text{ hp}}{0,8} = 10,75 \text{ hp}$$

Jadi daya motor pengaduk standar adalah 11 hp

- Poros pengaduk

Bahan konstruksi : steel alloy; nickel steel ( Brownel & Young App.L p.392)

$$\text{Modulus elastis} : 29.000.000 \text{ lb/in}^2 = 204957.02 \text{ kg/cm}^3$$

$$\text{Panjang poros (Lp)} = H_R + H_P - E$$

Dimana :

$$H_R = \text{tinggi reaktor} = 4,2798 \text{ m}$$

$$H_P = \text{tinggi poros diatas reaktor ( diambil } H_P = 0.3 \text{ m)}$$

$$E = \text{tinggi poros diatas dasar bejana} = 0.7867 \text{ m}$$

$$\text{Maka. Panjang poros (Lp)} = 4,2798 \text{ m} + 0,3 \text{ m} - 0,7867 \text{ m}$$

$$= 3,7931 \text{ m}$$

Diameter pengaduk

$$\text{Momen puntir } (\tau) = \frac{HP \times 75 \times 60}{2 \cdot \pi \cdot v}$$

Dimana :

$$HP = \text{power motor pengaduk}$$

$v$  = kecepatan putaran pengaduk

(dari Mc Cabe p.292;  $v = 11- 20$  ft/detik.dipilih  $v = 20$  ft/detik)

Maka :

$$\tau = \frac{11hp \times 75 \times 60}{2 \times 3,14 \times 20} = 394,108 \text{ kgm}$$

Diambil factor keamanan 50%

Jadi momen puntir =  $0.5 \times 394,108 \text{ kg.m} = 197,054 \text{ kg.m}$

$$f_s = \frac{1}{\tau_p}$$

$$Z_p = \frac{\pi \cdot D_p^3}{16}$$

$$Z_p = \frac{\tau}{f_s} \rightarrow f_s = \text{shear stress} = 550 \text{ kg kgf/cm}^2; \text{ App.L Brownel\&Young, p.393}$$

$D_p$  = diameter poros

$$\frac{\tau}{f_s} = \frac{\pi \cdot D_p^3}{16}$$

$$D_p^3 = \frac{16 \cdot \tau}{\pi \cdot f_s}$$

$$\frac{\tau}{f_s} = \frac{\pi \times D_p^3}{16}$$

$$D_p = \sqrt[3]{\frac{16 \times 394,108}{3,14 \times 550 \times 10000}}$$

$$= 0,07 \text{ m} = 7 \text{ cm} = 2,75 \text{ in}$$

- Pemilihan bearing

Tipe : gear groove ball bearing

Berat poros :  $\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D_p^2 \times L_p \times \rho$

Dimana :

$L_p$  = panjang poros = 3,7931 m

$D_p$  = diameter poros = 0,07 m

$\rho$  = densitas baja =  $0.2830 \text{ lb/in}^3 = 7832.06 \text{ kg/m}^3$  (Perry,1999)

Berat poros ( $W_p$ ) =  $\frac{1}{4} \cdot 3,14 \times (0,07\text{m})^2 \times 3,7931\text{m} \times 7832.06 \text{ kg/m}^3$   
= 114,27kg

- Berat pengaduk

Berat blade = volume blade x  $\rho$  blade  
Tebal blade = 1 in = 0,025 m  
Tinggi blade (W) = 0,1573 m  
Panjang blade (L) = 0,1967 m  
Densitas blade ( $\rho$ ) = 7832.1 kg/m<sup>3</sup>  
Volume blade = 0,1573 m x 0,1967 m x 0.025 m  
= 0,0007735m<sup>3</sup>  
Berat blade = 0,0007735m<sup>3</sup> x 7832.1 kg/m<sup>3</sup>  
= 6,058 kg  
Berat radial = berat poros + ( 6 x berat blade)  
= 114,27kg + (6x 6,058 kg)  
= 150,618 kg

**e. Perhitungan Jacket Pendingin**

Jaket pendingin dirancang untuk menyerap panas yang dilepaskan pada proses pembentukan larutan glukosa menjadi asam glutamat.

Data yang diketahui :

Jumlah air pendingin;  $W = 3.939,506 \text{ kg/jam} = 8.686,610 \text{ lb/jam}$

Densitas air pendingin  $\rho = 1 \text{ gr/cm}^3 \times 62.43 \text{ lb/ft}^3/\text{gr/cm}^3$   
 $= 62.43 \text{ lb/ft}^3$

Waktu tinggal air pendingin = 1 menit

Volume air =  $\frac{M}{\rho \text{ air}}$   
 $= \frac{8.686,610 \text{ lb / jam}}{62,43 \text{ lb / ft}^3} \times (1 \text{ jam / 60 menit}) \times 1 \text{ menit}$

$= 2,32 \text{ ft}^3$

$= 0,065 \text{ m}^3$

Diambil faktor keamanan 10 %

Volume jaket,  $V_j$  :

$V_j = 0,1 \times 2,32 \text{ ft}^3$

$= 0,232 \text{ ft}^3$



Diameter Dalam shell jaket, IDj :

$$V_j = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (OD_g^2 - ID_j^2) H_j$$

Dimana :

$$\begin{aligned} ID_j &= \text{diameter dalam shell jaket} \\ &= 2,36\text{m} + 2 \cdot t_s \quad (t_s = 0,0054\text{m}) \\ &= 2,3708 \text{ m} \quad = 7,778 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD_g &= \text{diameter luar shell reaktor} \\ &= 2,55 \text{ m} + 2 \cdot 0,0054 \text{ m} \\ &= 2,5608 \text{ m} \quad = 8,40 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$H_j = \text{tinggi shell jaket (tinggi larutan dalam tangki)}$$

Tinggi larutan dalam silinder reaktor, HL :

$$\begin{aligned} &= (V_1/V_t) \times H \\ &= (14,2444 \text{ m}^3 / 17,7445 \text{ m}^3) \times 3,54 \text{ m} \\ &= 2,8417 \text{ m} = 9,3 \text{ ft} \end{aligned}$$

Ditetapkan tinggi shell jaket, H<sub>j</sub> = 9 ft

Tinggi jaket pendingin, t<sub>j</sub> :

$$\begin{aligned} t_j &= 1/3 \times H_t \text{ (tinggi total tangki)} \\ &= 1/3 \times 4,218 \text{ m} \\ &= 1,39 \text{ m} \quad = 4,56 \text{ ft} \quad = 54,72 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_j &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (OD_g^2 - ID_j^2) t_j \\ &= 1/4 \cdot 3,14 (2,55^2 \text{ m} - 2,36^2 \text{ m}) 1,39 \text{ m} \\ &= 0,85 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### **Perhitungan Perpindahan panas**

Data yang diketahui :

Beban panas reaktor, Q :

$$\begin{aligned} Q &= 46.977,873 \text{ kkal/jam} \times 1 \text{ btu}/0,252 \text{ kkal} \\ &= 186.420,131 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

Suhu air pendingin masuk, t<sub>1</sub> = 30°C = 86°F

Suhu air pendingin keluar, t<sub>2</sub> = 37°C = 98.6°F

• Koefisien perpindahan panas bagian luar, h<sub>o</sub>:

$$h_o = 0.027 (k/De) (De \cdot G/\mu)^{0.8} (c \cdot \mu/k)^{1/3} (\mu/k)^{0.14}$$

(Pers.6-2 Kern hal.103)

1. Laju aliran jaket,  $a_j$ :

$$\begin{aligned} a_j &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (O D_g^2 - I D_j^2) \\ &= \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (2,55^2 - 2,36^2) \\ &= 0,732 \text{ m} = 2,402 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

2. Diameter ekivalen,  $D_e$  :

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{O D_g^2 - I D_j^2}{I D_j^2} \\ D_e &= \frac{2,55^2 - 2,36^2}{2,36^2} \\ &= 0,1675 \text{ m} = 0,5495 \text{ ft} \end{aligned}$$

3. Luas aliran massa,  $G$  :

$$\begin{aligned} G &= \frac{m}{a_j} \\ &= \frac{8.868,610 \text{ lb} / \text{jam}}{2,402 \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

$$= 3.692,177 \text{ lb} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2$$

$$t_c = \frac{(86 - 98,6) ^\circ \text{F}}{2} = 92,3 ^\circ \text{F}$$

didapat sifat-sifat air pendingin : (kern : table 4)

Viskositas,  $\mu = 0,5989 \text{ lb} / \text{jam} \cdot \text{ft}$

Konduktifitas panas,  $k = 0,3682 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ \text{F}$

Kapasitas panas,  $c = 1 \text{ Btu} / \text{lb} \cdot ^\circ \text{F}$

Maka :

$$\begin{aligned} h_o &= 0,027(0,3682 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ \text{F} / 0,5495 \text{ ft})(0,5495 \text{ ft} \times 3.692,177 \text{ lb} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \\ &\quad / 0,5989 \text{ lb} / \text{jam} \cdot \text{ft})^{0,8} (1 \text{ Btu} / \text{lb} \cdot ^\circ \text{F} \times 0,5989 \text{ lb} / \text{jam} \cdot \text{ft} / 0,3682 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ \text{F})^{1/3} \\ &\quad (0,5989 \text{ lb} / \text{jam} \cdot \text{ft} / 0,3682 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ \text{F})^{0,14} \\ &= 22,5 \text{ Btu} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ \text{F} \end{aligned}$$

- Koefisien perpindahan panas bagian dalam,  $h_i$  :

Dihitung dengan persamaan :

$$h_i = 1200 \cdot USG^{0.22}$$

$$USG = QG/AR$$

Dimana :

USG = kecepatan superficial, ft.dtk

QG = kecepatan volumetric gas

$$= 44674.5957 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

$$= 1.578 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

AR = Luas penampang reaktor;  $\text{ft}^2$

$$= \frac{1}{4} \cdot 3.14 \cdot ID^2$$

$$= \frac{1}{4} \cdot 3.14 \cdot (2.36\text{m})^2$$

$$= 4.372 \text{ m}^2 = 46.9 \text{ ft}^2$$

Maka :

$$USG = \frac{1.578 \text{ ft}^3/\text{detik}}{46.9 \text{ ft}^2}$$

$$= 0.034 \text{ ft/dtk}$$

Sehingga,

$$h_i = 1200 \cdot (0.034)^{0.22}$$

$$= 570.30 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih,  $U_c =$ :

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID \text{ shell}}{OD \text{ shell}}$$

$$= 570.30 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F} \frac{2.55 \text{ m}}{2.36 \text{ m}}$$

$$= 616.21 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

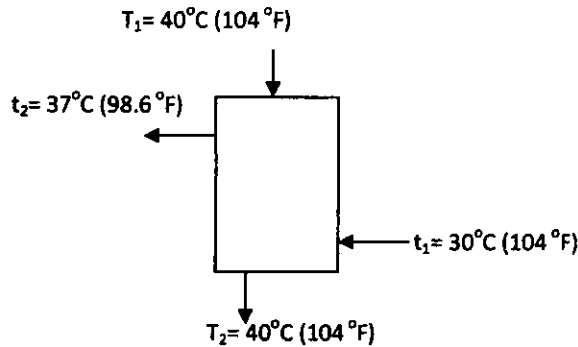
- Koefisien perpindahan panas keseluruhan desain,  $UD$  :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$\frac{1}{UD} = \frac{1}{616.21} + 0.003$$

$$UD = 215,98 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Penyusunan aliran pada reaktor



$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{(104 - 86) - (104 - 98.6)}{\ln \frac{(104 - 86)}{(104 - 98.6)}}$$

$$= 10.5^\circ\text{F}$$

Luas perpindahan panas, A:

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t}$$

$$= \frac{186.420,131 \text{ Btu / jam}}{215,98 \text{ Btu / jam.ft}^2 \cdot \text{F} \times 10,5 \text{ F}}$$

$$= 82,2 \text{ ft}^2$$

### Perancangan Nozzle

Nozzle yang akan dirancang, antara lain :

- Nozzle pemasukan larutan glukosa
- Nozzle pemasukan gas  $\text{NH}_3$
- Nozzle pengeluaran asam glutamat
- Nozzle pemasukan dan pengeluaran air pendingin.
- Nozzle pengeluaran  $\text{CO}_2$

Perhitungan ukuran diameter nozzle dengan menggunakan persamaan 15 Peter's hal.496 untuk asumsi aliran dianggap tubule ( $\text{NRe} > 2100$ ).

$$Di = 3.9 \times Qi^{0.43} \cdot \rho^{0.13}$$

Dimana :

- Di = diameter dalam, in
- Qf = laju alir volumetrik, ft<sup>3</sup>/detik
- ρ = densitas bahan. lb/ft<sup>3</sup>

Dari pers.16 Peter's hal.496 untuk asumsi aliran laminar (viskos) NRe < 2100

$$Di = 3,0 \times Qf^{0.43} \cdot \mu^{0.18}$$

Dimana :

μ = viskositas larutan, Cp

a. Nozzle pemasukan larutan glukosa

Laju alir massa, m = 1.992,667kg/jam = 4.393,831 lb/jam

Densitas, ρ = 62,5907 lb/ft<sup>3</sup>

Viskositas, μ = 0,0010147 lb/ft.dtk

• Laju alir volumetrik, Qf :

$$\begin{aligned} Qf &= m/\rho = \frac{4.393,831 \text{ lb / jam}}{62,5907 \text{ lb / ft}^3} \\ &= 70,199 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,019 \text{ ft}^3/\text{dtik} \end{aligned}$$

• Diameter optimum pipa, (Di = asumsi aliran turbulen)

$$\begin{aligned} Di &= 3,9 \times Qf^{0.43} \times \rho^{0.13} \\ &= 3,9 \times 0,019^{0.43} \times 62,5907^{0.13} \\ &= 1,2 \text{ ft} \end{aligned}$$

Digunakan pipa standar dengan spesifikasi :

(Tabel II Kern hal.844)

- Nominal pipa size = 1 ¼ in
- Schedule = 40
- Diameter luar = 1.66 in
- Diameter dalam = 1.380 in = 0.115 ft
- Luas penampang = 1.50 in<sup>2</sup> = 0.0104 ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho V D}{\mu} \rightarrow V = \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,019 \text{ ft}^3/\text{dtik}}{0,0104 \text{ ft}^2} = 1,83 \text{ ft / dtik} \end{aligned}$$

$$= \frac{62,5907 \text{ lb} / \text{ft}^3 \cdot (1,83 \text{ ft} / \text{dtk}) \cdot 0,115 \text{ ft}}{0,0010147 \text{ lb} / \text{ft} \cdot \text{dtk}} = 12.981,139$$

NRe > 2100, maka asumsi aliran turbulen memenuhi

b. Nozzle pemasukan NH<sub>3</sub>

Laju alir massa NH<sub>3</sub>,  $m = 153,576 \text{ kg/jam} = 338,635 \text{ lb/jam}$

Densitas,  $\rho = 682 \text{ kg/m}^3 = 42,575 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas,  $\mu = 2.115 \text{ lb/ft jam} = 0,0005875 \text{ lb/ft} \cdot \text{dtk}$

- Laju alir volumetrik, Q<sub>f</sub> :

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{338,635 \text{ lb} / \text{jam}}{42,575 \text{ lb} / \text{ft}^3} \\ &= 7,954 \text{ ft}^3 / \text{jam} \times 1 \text{ jam} / 3600 \text{ detik} \\ &= 0,0022 \text{ ft}^3 / \text{detik} \end{aligned}$$

- Diameter optimum pipa, (Di-asumsi aliran turbulen)

$$\begin{aligned} D_i &= 3,9 \times Q_f^{0,43} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0022^{0,43} \times 42,575^{0,13} \\ &= 0,44 \text{ ft} \end{aligned}$$

Digunakan pipa standar dengan spesifikasi :

(Tabel II Kern hal.844)

Nominal pipa size = 1/2 in

Schedule = 40

Diameter luar = 0,840 in

Diameter dalam = 0,109 in = 0,00908 ft

Luas penampang = 0,304 in<sup>2</sup> = 0,00211 ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0022 \text{ ft}^3 / \text{dtk}}{0,00211 \text{ ft}^2} = 1,043 \text{ ft} / \text{dtk} \\ &= \frac{42,575 \text{ lb} / \text{ft}^3 \cdot (1,043 \text{ ft} / \text{dtk}) \cdot 0,00908 \text{ ft}}{0,0005875 \text{ lb} / \text{ft} \cdot \text{dtk}} = 6.863,046 \end{aligned}$$

$NRe > 2100$ , maka asumsi aliran turbulen memenuhi dan ukuran pipa dapat digunakan.

c. Nozzle pengeluaran produk asam glutamat

Laju alir massa produk,  $m = 1.327,982\text{kg/jam} = 2.928,200\text{ lb/jam}$

Densitas,  $\rho = 65,465\text{ lb/ft}^3$

Viskositas,  $\mu = 0,001\text{ lb/ft.dtk}$

• Laju alir volumetrik,  $Q_f$  :

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{2.928,200\text{lb} / \text{jam}}{65,465\text{lb} / \text{dtk}} \\ &= 44,729\text{ ft}^3/\text{jam} \times 1\text{ jam}/3600\text{ detik} \\ &= 0,013\text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

• Diameter optimum pipa, (Di-asumsi aliran turbulen)

$$\begin{aligned} D_i &= 3,9 \times Q_f^{0,43} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,013^{0,43} \times 65,465^{0,13} \\ &= 1,0062\text{ft} \end{aligned}$$

Digunakan pipa standar dengan spesifikasi :

(Tabel II Kern hal.844)

Nominal pipa size = 1 1/4 in

Schedule = 40

Diameter luar = 2,88 in = 0,24 ft

Diameter dalam = 2,469 in = 0,206 ft

Luas penampang = 0,033 ft<sup>2</sup>

$$NRe = \frac{\rho V D}{\mu} \rightarrow V = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,013\text{ft}^3 / \text{dtk}}{0,033\text{ft}^2} = 0,394\text{ft} / \text{dtk}$$

$$= \frac{65,465\text{lb} / \text{ft}^3 (0,394\text{ft} / \text{dtk}) (0,206\text{ft})}{0,001\text{lb} / \text{ft.dtk}} = 5.313,40$$

$NRe > 2100$ , maka asumsi aliran turbulen memenuhi

d. Nozzle pengeluaran gas CO<sub>2</sub>

Laju alir massa,  $m = 397,491 \text{ kg/jam} = 876,467 \text{ lb/jam}$

Densitas,  $\rho = 1,799 \text{ kg/m}^3 = 0,112 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas  $\mu = 5.7139 \times 10^{-5} \text{ lb/ft.dtk}$

- Laju alir volumetrik, Qf :

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{876,467 \text{ lb / jam}}{0,112 \text{ lb / ft}^3} \\ &= 7.825,6 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ detik} \\ &= 2,173 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

- Diameter optimum pipa, (Di-asumsi aliran turbulen)

$$\begin{aligned} D_i &= 3,9 \times Q_f^{0,43} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 2,173^{0,43} \times 0,112^{0,13} \\ &= 4,07 \text{ ft} \end{aligned}$$

Digunakan pipa standar dengan spesifikasi :

(Tabel II Kern hal.844)

Nominal pipa size = 4 in

Schedule = 40

Diameter luar = 4,5 in

Diameter dalam = 4,026 in = 0,3355 ft

Luas penampang = 12,73 in<sup>2</sup> = 0,088 ft<sup>2</sup>

$$NRe = \frac{\rho V D}{\mu} \rightarrow V = \frac{Q}{A}$$

$$\frac{2,173 \text{ ft}^3 / \text{dtk}}{0,088 \text{ ft}^2} = 24,69 \text{ ft} / \text{dtk}$$

$$= \frac{0,112 \text{ lb} / \text{ft}^3 (24,69 \text{ ft} / \text{dtk}) 0,3355 \text{ ft}}{0,000057139 \text{ lb} / \text{ft.dtk}} = 16.236,746$$

NRe > 2100, maka asumsi aliran turbulen memenuhi.



e. Nozzle pemasukan dan pengeluaran air pendingin

Laju alir massa,  $m = 4.427,336 \text{ kg/jam} = 9.762,276 \text{ lb/jam}$

Densitas  $\rho = 1 \text{ gr/cm}^3 \times 62.43 \text{ lb/ft}^3/\text{gr/cm}^3$   
 $= 62.43 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas,  $\mu = 4.8736 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.dtk}$

- Laju alir volumetrik,  $Q_f$  :

$$Q_f = \frac{m}{\rho}$$
$$= \frac{9.762,276 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3}$$
$$= 156,372 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ detik}$$
$$= 0,043 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

- Diameter optimum pipa, (Di-asumsi aliran turbulen)

$$D_i = 3,9 \times Q_f^{0,43} \times \rho^{0,13}$$
$$= 3,9 \times 0,043^{0,43} \times 62,43^{0,13}$$
$$= 1,66 \text{ ft}$$

Digunakan pipa standar dengan spesifikasi :

(Tabel II Kern hal.844)

Nominal pipa size = 2 in

Schedule = 40

Diameter luar = 2,375 in

Diameter dalam = 2,067 in = 0,172 ft

Luas penampang =  $3,356 \text{ in}^2 = 0.023 \text{ ft}^2$

$$NRe = \frac{\rho V D}{\mu} \rightarrow V = \frac{Q}{A}$$

$$\frac{0,043 \text{ ft}^3 / \text{dtk}}{0,023 \text{ ft}^2} = 1,87 \text{ ft} / \text{dtk}$$

$$= \frac{62,43 \text{ lb} / \text{ft}^3 (1,87 \text{ ft} / \text{dtk}) 0,172 \text{ ft}}{0,00048736 \text{ lb} / \text{ft.dtk}} = 41.206,619$$

$NRe > 2100$ , maka asumsi aliran turbulen memenuhi

f. Perhitungan Penyangga

• Perhitungan penyangga

- Berat Bagian shell

Dimana :

$$H_g = \text{tinggi total tangki} = 4,218 \text{ m} = 13,84 \text{ ft}$$

$$OD_g = 2,55 \text{ m} = 8,37 \text{ ft}$$

$$ID = 2,36 \text{ m} = 7,74 \text{ ft}$$

$$\rho = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (OD_g^2 - ID^2) \times H_g \times \rho \\ &= \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (8,37^2 - 7,74^2) \text{ft}^2 \times 13,84 \text{ ft} \times 490 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 54.087,329 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Berat jaket pendingin

$$\begin{aligned} W_j &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot (D_g^2 - ID_j^2) \times H_j \times \rho \\ &= \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (8,37^2 - 7,74^2) \text{ft}^2 \times 4,56 \text{ ft} \times 490 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 17.820,680 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Berat Tutup reaktor

$$\begin{aligned} W_t &= \pi/24 \times (OD_g^3 - ID^3) \times \rho \\ &= 3,14/24 \times (8,37^3 - 7,74^3) \text{in}^3 \times 490 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 6.711,629 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Berat bahan dalam reaktor

$$W_b = V \times \rho_L$$

Dimana :

$$V = 14,2444 \text{ m}^3 = 502,97 \text{ ft}^3$$

$$\rho_L = 1002,60 \text{ kg/m}^3 = 62,584 \text{ lb/ft}^3$$

Maka :

$$\begin{aligned} W_b &= 502,97 \text{ ft}^3 \times 62,584 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 31.475,863 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Berat air pendingin

$$\begin{aligned} W_{\text{air}} &= V_j \times \rho_{\text{air}} \\ &= 0,232 \text{ ft}^3 \times 62,43 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 14,484 \text{ lb} \end{aligned}$$

Sehingga beban penyangga

$$\begin{aligned} W &= W \text{ shell} + W \text{ jaket} + (2 \times W \text{ tutup}) + W \text{ bahan} + W \text{ air} \\ &= 54.087,329 \text{ lb} + 17.820,680 \text{ lb} + (2 \times 6.711,629 \text{ lb}) \\ &\quad + 31.475,863 \text{ lb} + 14,484 \text{ lb} \\ &= 119.698,082 \text{ lb} \end{aligned}$$

Untuk berat keperluan lain seperti baut, flange, nozzle dan factor keaamanan, maka dibuat bahan reaktor untuk perhitungan system penyangga ditambah 10 %

Maka,

Total beban penyangga reaktor,

$$\begin{aligned} W \text{ total} &= 1,10 \times 119.698,083 \text{ lb} \\ &= 131.667,891 \text{ lb} \end{aligned}$$

- **Perhitungan Leg Suppor (kaki penyangga)**

Dalam perhitungan ini digunakan penyangga jenis 1 neam beban yang diterima oleh penyangga dihitung dengan pers.10-76 Brownel & Young .

$$P = \frac{4 \cdot PW \cdot (H - L)}{n \cdot D_{bc}} - \frac{W}{r}$$

Reaktor diletakkan dalam gedung ruangan dengan penyangga yang tidak terlalu tinggi, sehingga beban karena ingin diabaikan atau  $PW = 0$ , sehingga :

$$\begin{aligned} P &= \frac{W}{n} \quad (n = \text{jumlah penyangga} = 4 \text{ buah}) \\ &= \frac{131.667,891 \text{ lb}}{4} = 32.916,973 \text{ lb} \end{aligned}$$

Total panjang Leg (kaki) penyangga, H :

$$\begin{aligned} H &= L + \frac{1}{2} HR \quad L = \text{jarak bagian bawah reaktor ke pondasi diambil 5 ft} \\ &= 5 \text{ ft} + \frac{1}{2} \cdot 7.48 \text{ ft} \\ &= 8.74 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipilih penyangga 1 beam dengan spesifikasi :

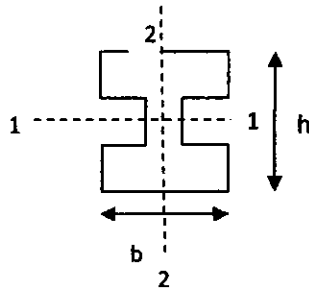
(appendix G Brownel & Young)

Ukuran = 12 in (12 x 5) in

Berat = 35,0 lb/ft

Luas penampang; A = 10.20 in<sup>2</sup>

Kedalaman beam:  $h = 12 \text{ in}$   
 Lebar flange :  $b = 5 \text{ in}$



I beam dipasang dengan aksis = 2 - 2

Dari appendix G item 2 hal.355 Brownel & Young di dapat

$$L = 10 \text{ in}^4$$

$$r = 0,99 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{tekanan P beam} &= \frac{1800}{1 - \left( \frac{L^2}{1800 r^2} \right)} \\ &= \frac{1800}{1 - \left( \frac{10^2}{1800 \cdot 0.99^2} \right)} = 1703,442 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Luas yang dikenai kompresi pada beam :

$$\begin{aligned} A \text{ hitung} &= \frac{P}{P \text{ beam}} \\ &= \frac{32.916,973 \text{ lb}}{1703,442 \text{ lb/in}^2} \\ &= 19,324 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

**Perhitungan Baut**

Bahan konstruksi baut High Alloy Steel SA-Grade B & tipe 321 dengan nilai tegangan yang diijinkan  $f_s = 15000 \text{ lb/in}^2$

Menentukan diameter baut :

- Beban tiap baut, W :
- Luas baut, Ab:

$$Ab = \frac{W}{f_s}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{131.667,891 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} \\ &= 8,777 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

- Diameter baut, db:

$$\begin{aligned} db &= \left( \frac{4 \times Ab}{\pi} \right)^{1/2} \\ &= \sqrt{(4 \times 8,777) / 3,14} \\ &= 3,34 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Dari table 10.4 Brownell & Young hal.188 dipilih baut dengan spesifikasi :

- Diameter baut = 1 ½ in
- Luasan baut = 0,126 in<sup>2</sup>
- Bolt spacing = 1 ¼ in
- Radial distance = 13/16 in
- Edge distance = 5/8 in
- Nat dimention = 7/8 in
- P hitung = fs x Ab  
= 15000 x 0,126  
= 1890 lb
- P actual = 2992,536 lb

*Kesimpulan :*

- Volume Reaktor = 628,7122 ft<sup>3</sup>
- Diameter dan Tinggi Tangki = 2,36m dan 3,54 m
- Tekanan Design = 18,753 psi = 1,276 atm
- Tebal Shell = 0,21 in
- Tebal Tutup = 0,26 cm = 0,10 in
- Perancangan Pengaduk :
  - Diameter Pengaduk = 0,7867 m
  - Jarak Turbin kedasar tangki = 0,7867 m
  - Panjang Bilah = 0,1967 m
  - Lebar Bilah = 0,1573 m
  - Lebar Baffle = 0,1967 m

- Jumlah Impeller = 1.2
- Daya Pengaduk = 8,6 Hp
- Poros Pengaduk = 3,7931 m
- Perhitungan Jacket Pendingin :
  - Diameter dalam shell jaket = 7,74 ft = 92,88 in
  - Diameter shell luar reaktor = 8,37 ft = 100,44 in
- Perhitungan Perpindahan Panas :
  - Koefisien Perpindahan Panas bagian luar,  $h_o$  : 22,5 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
  - Koefisien perpindahan panas bagian dalam,  $h_i$  : 570,30 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
  - Koefisien Perpindahan panas keseluruhan desain, UD: 215,98 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Beban Penyangga = 119.698,082 lb
- Panjang Kaki penyangga, H : 8.74 ft
- Diameter Baut : 1,5 in
- Luas Baut,  $A_b$  ; 8,777 in<sup>2</sup>
- Diameter baut,  $d_b$  : 3,34 in<sup>2</sup>
- P actual = 2992,536 lb

# **BAB VII**

# **UTILITAS**

## **BAB VII**

### **SISTEM UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH**

#### **4.1 Pendahuluan**

Dalam kegiatan proses produksi suatu pabrik, maka diperlukan suatu unit tersendiri yang berfungsi untuk menunjang dan memperlancar jalannya operasi pabrik Monosodium Glutamat dari Molases ini. Dimana, unit ini disebut utilitas.

#### **4.2 Sistem Utilitas**

Sistem utilitas yang dibutuhkan pada pabrik Monosodium Glutamat dari Molases meliputi :

##### **4.2.1. Kebutuhan Air**

Kebutuhan pada pabrik Monosodium Glutamat dari Molases ini direncanakan memakai air sungai yang terlebih dahulu diproses agar bersih dan layak untuk dipergunakan. Penyediaan air dimaksudkan untuk memenuhi air yang meliputi :

##### **a. Kebutuhan air proses**

Air proses terdiri dari :

- Air pendingin = 4.932,676 kg/jam
- Air umpan boiler = 3.772,7826 kg/jam

##### **b. Air Sanitasi ( Ms )**

Air sanitasi meliputi air untuk kebutuhan kantor, kebutuhan air sanitasi direncanakan sebesar 32.031,250 kg/jam.

##### **4.2.2. Sistem Pengolahan Utilitas**

##### **• Pengolahan Air**

Air sungai yang tersedia adalah air yang belum layak untuk dipergunakan karena masih mengandung kotoran, garam dan lain-lain. Oleh sebab itu air sungai perlu diproses lebih dahulu. Proses pengolahan air dimulai dari air sungai sebagai sumber air yang dipompa ke bak penampungan awal untuk mengendapkan partikel-partikel berat kemudian



dipompa ke tangki pengendapan dan tangki pencampur, lalu ditambahkan tawas ( $\text{Al}_2\text{SO}_4)_3$  dan kapur ( $\text{CaO}$ ) untuk mengendapkan partikel/kotoran yang ada, kemudian dipompa ke sand filter menuju ke bak penampungan air bersih, selanjutnya dari bak penampungan air bersih ini didistribusikan untuk memenuhi keperluan pabrik.

Sedangkan kebutuhan air sanitasi dipompa dari bak penampungan air bersih ke bak desinfektan dengan menambahkan kaporit 3 ppm dan klorin untuk membunuh kuman. Selanjutnya dari bak ini dipompa untuk kebutuhan sanitasi.

Kebutuhan air untuk air umpan boiler dipompa ke tangki anion dan kation exchanger untuk menghilangkan anion dan kation yang dapat menimbulkan kerak pada pipa, setelah itu air air ditampung di bak penampungan umpan boiler kemudian dipompakan ke boiler untuk kebutuhan air umpan. Untuk mengurangi kebutuhan air yang besar maka kebutuhan air pendingin dipompa dari bak penampungan air bersih ke bak air pendingin kemudian dipompakan ke Colling Tower untuk didinginkan sebelum direcycle ke bak penampungan untuk diproses kembali.

- **Produksi Steam**

Penyediaan steam ( uap ) untuk pabrik Monosodium Glutamat dihasilkan dari boiler. Air umpan boiler terlebih dahulu diolah untuk memenuhi syarat sebagai air ketel, sehingga pembentukan kerak dan korosi pada boiler dapat dihindari.

- **Penyediaan Listrik**

Kebutuhan listrik pada pabrik ini direncanakan 208,7021 Kw dengan pengaturan sebagai berikut:

- Untuk keperluan penggerak motor (proses)
- Untuk keperluan penerangan
- Untuk keperluan kontrol
- Untuk keperluan bengkel dan lain-lain

Sedangkan untuk menjamin kelancaran produksi disediakan generator listrik sebagai aliran listrik dari PLN jika mengalami gangguan. Disediakan 2 buah generator dengan kapasitas 300 Kw/jam.

#### 4.4. Pengolahan Limbah

Pada proses pembuatan Monosodium Glutamat dari Molases ini menghasilkan limbah akan disimpan dalam suatu tangki penampungan dan bila memungkinkan akan dipergunakan kembali atau dijual untuk keperluan industri lain.

#### SPESIFIKASI ALAT UTILITAS

##### 1. Pompa air sungai

Fungsi	: memompa air dari sungai ke bak penampungan
Tipe	: centrifugal pump
Kapasitas	: 44.810,3799 kg/jam
Daya pompa	: 2,72 Hp
Daya motor	: 3 Hp
Bahan	: komersial steel
Jumlah	: 1 unit

##### 2. Bak penampungan awal

Fungsi	: untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari sungai.
Bentuk	: empat persegi panjang
Panjang	: 10,446 meter
Lebar	: 5,2231 meter
Kedalaman	: 4 meter
Tebal	: 0,2 meter
Material	: Beton bertulang

##### 3. Tangki Pelarutan koagulan dan alkali

Tinggi silinder	: 7,9707 m
Tinggi konis	: 3,9854 m
Material	: Carbon steel
Bentuk pengaduk:	propeller
Daya motor	: 1 Hp

4. Bak sand filter

Fungsi	: untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih tersisa
Jenis	: Gravity sand filter
Bentuk	: persegi panjang
Panjang	: 7,486 m
Lebar	: 3,743 m
Tinggi	: 4 m
Material	: Beton

5. Bak penampungan air bersih

Fungsi	: menampung air bersih yang keluar dari bak sand filter
Bentuk	: empat persegi panjang
Panjang	: 7,0562 m
Lebar	: 3,5281 m
Kedalaman	: 3 m
Material	: Beton

6. Bak air sanitasi

Fungsi	: untuk menampung air sanitasi
Bentuk	: persegi panjang
Panjang	: 11,5944 m
Lebar	: 5,7972 m
Kedalaman	: 5 m
Material	: Beton

7. Tangki kation exchanger

Fungsi	: menghilangkan kesadahan air disebabkan oleh adanya garam-garam anion seperti $\text{Ca}^{2+}$ , $\text{Mg}^{2+}$ , dan $\text{Na}^{2+}$
Bentuk	: silinder dengan bed resin
Laju alir volumetric	: 197,2984 gpm
Diameter bed	: 1,329 m

Luas penampang bed : 11,7062 ft<sup>2</sup>  
Tinggi bed resin : 1,2192 m  
Tinggi tangki : 6 m  
Material : Baja tahan karat.  
Jumlah : 1 buah

8. Tangki anion exchanger

Fungsi : menghilangkan kesadahan air disebabkan oleh adanya garam-garam anion seperti Cl<sup>-</sup>, SO<sub>4</sub><sup>-</sup>, dan NO<sub>3</sub><sup>-</sup>

Bentuk : selinder dengan bed resin

Laju alir volumetric : m<sup>3</sup>

Diameter bed : 204,1920 gpm

Luas penampang bed : 2,3077 ft<sup>2</sup>

Tinggi bed resin : 10,4998 ft

Tinggi tangki : 23 ft

Material : Baja tahan karat

Jumlah : 1 Buah

9. Bak air proses

Fungsi : untuk menampung air umpan boiler yang keluar dari tangki penukar ion yang sudah bebas kesadahan dan digunakan untuk kebutuhan steam dan air untuk pendinginan

Bentuk : persegi panjang

Panjang : 6,2285 m

Lebar : 6,2285 m

Tinggi : 4 m

Material : Beton

Jumlah : 1 Buah

10. Cooling Tower

Fungsi	: untuk mendinginkan air pendingin sebelum disirkulasi
Type	: induced draft cooling tower
Kapasitas	: 427,0466 kg/jam
Suhu air masuk	: 65°C
Suhu air keluar	: 30°C
Power fan	: 1 Hp
Jumlah	: 1 buah

**BAB VIII**  
**INSTRUMENTASI**  
**DAN**  
**KESELAMATAN**  
**KERJA**

## BAB VIII

### ISTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

#### 8.1 Instrumentasi

Dalam proses industri kimia, instrumentasi memegang peranan yang penting dalam pengendalian proses. Bila diinginkan suatu hasil (out put) dengan kondisi tertentu dari suatu masukan dalam suatu peralatan proses dengan kondisi operasi tertentu pula, maka hal ini dapat tercapai dengan bantuan instrumentasi. Instrumentasi disini berfungsi sebagai alat ukur yang terdiri dari indikator (petunjuk), pencatat, dan alat kontrol (pengendali). Adapun yang dikontrol adalah tekanan, suhu, rate aliran, tinggi cairan dalam suatu tangki (liquid level) dan sebagainya.

Pengendali peralatan proses dilakukan secara manual dan otomatis. Pengendali secara manual digunakan apabila pengendalian proses sepenuhnya ditangani oleh manusia dan secara otomatis bila pengendalian proses dilakukan oleh alat kontrol yang bisa bekerja dengan sendirinya (otomatis).

Pengendalian proses dilakukan secara otomatis apabila tidak memungkinkan dilakukan secara manual atau biaya operasi alat kontrol lebih murah dibanding tenaga manusia. Disamping itu pengendalian secara otomatis mempunyai keuntungan, antara lain :

- Mengurangi jumlah pegawai/karyawan
- Keselamatan kerja lebih terjamin

- Hasilnya lebih teliti dan lebih dapat dipertanggungjawabkan

Oleh karena itu dalam perencanaan pendirian pabrik ini cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis. Namun demikian tenaga kerja manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

### **8.1.1 Pemilihan Instrumentasi**

Untuk menentukan instrumentasi apasaja yang digunakan dalam suatu peralatan, maka perlu ditinjau kondisi out put, in put dan kondisi operasi apa yang menjadi persyaratannya. Jadi harus diketahui input apa saja yang tak dapat dikontrol (disturbance) dan apa yang dapat dikontrol (manipulative) serta out putnya. Pemakaian instrumentasi harus menguntungkan baik ditinjau dari segi proses maupun ekonomi.

Kriteria ini meliputi :

- Mudah dalam pengontrolan
- Mudah dalam perawatan dan perbaikan
- Mudah dalam mendapatkan suku cadang
- Harga relatif lebih murah dengan kualitas yang memadai.

### **8.1.2 Macam – macam Instrumentasi**

Alat – alat kontrol yang umum dipergunakan dalam industri adalah:

- Temperature Controller (TC)



- Alat ini dipakai untuk mengukur temperatur suatu proses sesuai dengan set point yang diharapkan.

- Preassure Controller (PC)

Alat ini dipakai untuk mengukur tekanan pada suatu alat, sesuai dengan tekanan yang diharapkan pada set point

- Level Indikator (LI)

Yaitu alat yang dapat menunjukkan ketinggian cairan dalam suatu alat

- Level Controller (LC)

Alat yang berfungsi untuk mempertahankan cairan dalam suatu peralatan pada suatu ketinggian tertentu sesuai dengan set point

- Flow Indikator Controller (FIC)

Alat yang dapat digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa *line* atau unit proses lainnya. Pengukuran kecepatan aliran fluida biasanya diatur dengan mengatur output dari alat, yang mengakibatkan fluida mengalir dalam pipa *line*.

Hal – hal yang diharapkan dalam pemakaian alat – alat instrumentasi, adalah :

- Diperoleh kualitas produk sesuai dengan yang diinginkan.
- Pengoperasian sistem peralatan lebih mudah
- Sistem kerja lebih efisien

- Penyimpangan yang mungkin terjadi dapat diketahui lebih cepat.

## **8.2 Keselamatan Kerja**

Keselamatan kerja merupakan bagian dari kelangsungan produksi pabrik, karena itu aspek ini perlu diperhatikan dengan serius dan terpadu. Semakin tingkat keselamatan kerja suatu pabrik maka makin meningkat pula aktifitas kerja para karyawan.

Pelaksanaan usaha keselamatan kerja bertujuan menghindari kecelakaan kerja dan meningkatkan produktifitas serta keuntungan perusahaan. Agar usaha keselamatan kerja dapat dilaksanakan dengan baik, harus diketahui sebab – sebab kecelakaan kerja, sehingga dapat diambil langkah – langkah preventif untuk menghindari kecelakaan kerja.

### **8.2.1 Sebab sebab Kecelakaan kerja**

#### **a. Lingkungan Fisik**

Meliputi mesin, peralatan, bahan – bahan produksi dan lingkungan kerja (suhu, penerangan). Kecelakaan dapat terjadi karena kesalahan perencanaan, peralatan aus atau rusak, kesalahan pada waktu pembelian, peletakan, penyusunan dari peralatan dan bahan produksi serta lingkungan yang tidak memenuhi syarat (panas, bising, lembab, penerangan yang kurang memadai, dan lain – lain).

#### **b. Sumber daya manusia**

Sumber daya manusia kurang terampil, ketidak mampuan fisik, kurang motivasi kerja serta kurang kesadaran akan pentingnya keselamatan kerja. Untuk itu perlu pemilihan dan pembinaan karyawan agar terwujud "The Right Man in The Right Job", dengan kesadaran tinggi akan pentingnya keselamatan kerja.

### **8.2.2 Alat Pelindung Diri**

Untuk mengurangi akibat kecelakaan kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat pelindung diri yang sesuai dengan jenis pekerjaan untuk setiap karyawan. Alat pelindung diri dalam bekerja pada suatu pabrik contohnya antara lain adalah :

- a. Topi/helm pelindung kepala
- b. Alat pelindung mata
- c. Alat pelindung mmuka
- d. Masker
- e. Sarung tangan
- f. Sepatu pengaman
- g. Baju pelindung

### **8.2.3 Kesehatan Kerja**

Kesehatan kerja juga merupakan hal yang sangat penting yang meliputi :

- a. Industrial hygiene/ kesehatan perusahaan

- b. Menyangkut bidang teknis dan dititikberatkan pada persoalan kebersihan dan hal – hal yang berhubungan dengan kesehatan bagi tenaga kerja/karyawan.
- c. Hygiene perusahaan dan kesehatan kerja menyangkukt bidang teknis dan medis. Dimana karyawan dituntut untk ikut serta secara aktif dalam persoalan keselamatan kerja.

d. Toxicologi

Yaitu ilmu yang mempelajari tentang racun dalam industri dan penyakit – penyakit yang dapat timbul akibat keracunan.

e. Gisi Kerja

Yaitu gisi khusus bagi tenaga kerja diperusahaan yang tujuannya meningkatkan produktifitas dari tenaga kerja.

f. Sanitasi Industri

Yaitu pencegahan penyakit dangan cara menjaga atau mengawasi lingkungan kerja yang membentuk rantai pengeluaran dari pabrik.

g. Ventilasi Industri

Yaitu pemasangan fan yang bertujuan memberikan kenyamanan dan mengurangi racun atau polusi udara dalam suatu ruangan.

Keselamatan dan kesehatan kerja yang terpadu dalam produksi merupakan persyaratan yang minimal yang harus dipenuhi agar kegiatan produksi berjalan dengan lancar.

**BAB IX**  
**TATA LETAK**  
**PABRIK**

## BAB IX

### TATA LETAK PABRIK

Pemilihan lokasi pada perencanaan suatu pabrik sebaiknya perlu ditinjau terlebih dahulu faktor-faktor yang mempengaruhinya karena sangat berpengaruh besar terhadap perkembangan pabrik dikemudian hari. Idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan memberikan kemungkinan untuk perluasan.

Beberapa faktor yang harus diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik antara lain :

- a. Faktor Utama, suatu cara yang biasanya dipakai untuk memilih suatu lokasi, misalnya bahan baku, pemasaran, persediaan bahan bakar, persediaan air, dan cuaca.
- b. Faktor Khusus, dipakai untuk memilih lokasi pabrik di dalam kawasan industri misalnya pengangkutan/ transportasi, peraturan daerah, tenaga kerja, sosial masyarakat, dan lain-lain.

Berdasarkan faktor tersebut di atas, maka pemilihan lokasi pabrik yang akan didirikan adalah di kabupaten Takalar, Sulawesi selatan. Dasar-dasar pertimbangan pemilihan lokasi ini adalah :

### 1. Bahan Baku

Lokasi Pabrik Monosodium Glutamat dipilih dekat dengan bahan baku, ini merupakan faktor yang dianggap sangat penting dalam penentuan lokasi. Dilihat dari segi bahan baku yang digunakan, maka suatu perencanaan pabrik itu sebaiknya didirikan dimana sumber bahan baku tersedia, sehingga masalah pengadaan dapat teratasi. Hal-hal yang perlu ditinjau dari segi bahan baku adalah sebagai berikut :

- Dimana letak sumber bahan baku tersebut.
- Kapasitas sumber bahan baku.
- Bagaimana cara memperoleh dan cara pengangkutan ke lokasi pabrik.
- Mengenal kualitas bahan baku yang ada, apakah memenuhi syarat.
- Bagaimana kemungkinan-kemungkinan untuk mendapatkan sumber yang lain dan apakah masih ada bahan lain yang dapat digunakan sebagai bahan pengganti.

### 2. Daerah Pemasaran

Lokasi pabrik dipilih dekat dengan daerah pemasaran, ini merupakan faktor yang perlu mendapat perhatian dalam industri. Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Dimana hasil produksi dapat dipasarkan.
- Berapa kemampuan daya serap pasar dan bagaimana pemasarannya dimasa yang akan datang.
- Pengaruh saingan yang ada.

- Jarak pemasaran dari lokasi pabrik dan bagaimana cara mencapai daerah pemasaran tersebut.

### 3. Tenaga Listrik dan Bahan Bakar

Mengenai tenaga listrik dan bahan bakar, yang perlu diperhatikan adalah :

- Bagaimana kemungkinan pengadaan terhadap tenaga listrik di daerah lokasi pabrik serta kemungkinan memperolehnya dari PLN.
- Berapa tenaga listrik dan bahan bakar.

### 4. Tenaga Kerja

Sebelum menentukan lokasi pabrik, masalah tenaga kerja perlu diperhatikan agar jangan sampai menghambat kerja pabrik, melalui peninjauan seperti :

- Mudah tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang terampil dan ahli disekitar daerah itu.
- Tingkat penghasilan tenaga kerja didaerah tersebut.
- Harus mengetahui hal-hal mengenai perburuhan dan serikat buruh.
- Bagaimana dengan perumahan-perumahan tenaga kerja tersebut, jauh atau cukup dekat dengan lokasi pabrik

### 5. Undang-undang dan Peraturan

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Bagaimana ketentuan-ketentuan mengenai penentuan daerah-daerah industri.
- Ketentuan-ketentuan mengenai jalan umum bagi industri didaerah tersebut.



#### 6. Karakteristik Lokasi yang Dipilih

- Susunan tanahnya, daya dukung terhadap pondasi bangunan pabrik, kondisi jalan serta pengaruh air.
- Penyediaan fasilitas tanah untuk perluasan atau pengembangan unit baru.
- Harga tanah.

#### 7. Faktor Lingkungan dan Sekeliling

- Adat istiadat, kebudayaan di daerah lokasi.
- Fasilitas perumahan, sekolah, dan tempat ibadah.
- Keadaan fasilitas kesehatan, rekreasi dan biaya yang ada.

#### 8. Pengontrolan terhadap Bahaya Banjir dan Kebakaran

- Apakah pabrik berada diluar jangkauan bahaya kebakaran.
- Bagaimana kecepatan angin dan arahnya, perlu dipelajari situasi terburuk yang pernah terjadi ditempat itu.
- Bagaimana kemungkinan perluasan pabrik dimasa yang akan datang.

#### 9. Transportasi

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh truk dengan jalan atau jarak terdekat.
- Sungai dan laut yang dapat dilalui kapal pengangkut serta pelabuhan yang sudah ada.

Pada dasarnya yang penting adalah kelancaran suplai bahan-bahan baku dan penyalur produk dapat dijamin dengan biaya yang relatif murah dan waktu yang singkat.

## 10. Waste Disposal

Bila buangan pabrik berbahaya bagi kesehatan dan kehidupan disekitar lokasi pabrik, maka hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Hukum dan peraturan mengenai waste disposal yang ada.
- Kemungkinan pembuangan ke dalam aliran sungai atau saluran.
- Bagaimana penyediaan tenaga listrik dan bahan bakar dimasa mendatang pada waktu sekarang. Untuk memenuhi kebutuhan tenaga listrik dan bahan bakar, pabrik Monosodium Glutamat yang direncanakan ini didapatkan dari PLN, bahan bakar didapatkan dari Pertamina, sedangkan kebutuhan steam diperoleh dari utilitas.

## 11. Sumber Air

Bagi industri kimia, air adalah kebutuhan proses dan operasi. Air pendingin, steam, dan air minum dapat diperoleh dari dua macam cara yaitu :

- Langsung dari sumber air minum.
- Dari perusahaan air minum.

Apabila kebutuhan air sangat besar maka pengambilan air dari sumber air adalah lebih efisien. Walaupun segi penyediaan air terpenuhi harus diperhatikan juga antara lain :

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

## 12. Iklim dan alam sekitar

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

### 7.1. Tata Letak Pabrik

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

- a. Memberikan garis kerja bagi karyawan.
- b. Memberikan efisiensi kerja bagi karyawan.
- c. Memberikan keselamatan kerja yang lebih baik.
- d. Memudahkan pemeliharaan dan perbaikan.
- e. Menekan biaya produksi serendah mungkin.

Tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama yaitu :

#### a. Daerah Proses

Daerah ini merupakan daerah proses penyusunan perencanaan-perencanaan tata letak peralatan, berdasarkan aliran proses, daerah proses diletakan di tengah-tengah pabrik, sehingga memudahkan pengawasan dan perbaikan pada peralatan pabrik.

#### b. Daerah Penyimpanan (Storage)

Daerah ini merupakan tempat penyimpanan produk yang siap dipasarkan.

c. Daerah Pemeliharaan Peralatan dan Bangunan Pabrik

Daerah ini merupakan tempat untuk melakukan kegiatan perbaikan atau perawatan peralatan (bengkel) untuk melayani permintaan perbaikan dari alat-alat dan bangunan pabrik.

d. Daerah Utilitas

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

e. Daerah Administrasi

Daerah ini merupakan lokasi kegiatan pabrik serta kegiatan-kegiatan lain yang berhubungan dengan pabrik.

f. Daerah Persediaan

Daerah ini terletak di samping daerah operasi yang berguna untuk menampung bahan-bahan kebutuhan proses pabrik.

g. Daerah Perluasan

Daerah ini berguna untuk keperluan perluasan pabrik dimasa mendatang. Daerah perluasan ini terletak dibagian belakang pabrik.

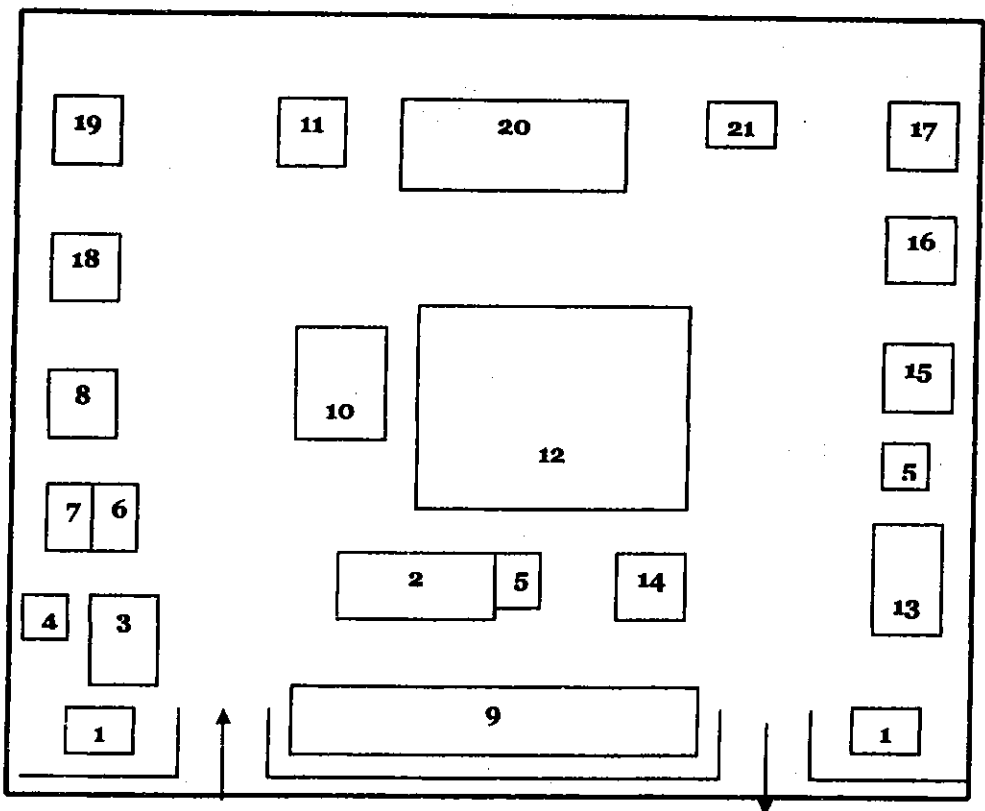
h. Daerah Service atau Pelayanan Pabrik

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

i. Jalan Raya

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

Untuk lebih jelasnya tentang tata letak lokasi pabrik ini dapat dilihat pada gambar 7.1 di bawah ini :



Gambar 7.1. Lay Out Pabrik

Keterangan :

- |                       |                        |
|-----------------------|------------------------|
| 1. Pos Jaga           | 12. Daerah Proses      |
| 2. Kantor             | 13. Gudang Produk      |
| 3. Gedung Serbaguna   | 14. Ruang Kontrol      |
| 4. Tempat Ibadah      | 15. Pembangkit Listrik |
| 5. Toilet             | 16. Gudang Peralatan   |
| 6. Koperasi           | 17. Bengkel            |
| 7. Poliklinik         | 18. Lapangan Olahraga  |
| 8. Kantin             | 19. Mess Karyawan      |
| 9. Tempat Parkir      | 20. Area Perluasan     |
| 10. Laboratorium      | 21. Limbah             |
| 11. Gudang Bahan Baku |                        |

## 7.2. Tata Letak Alat

Dalam perencanaan tata letak alat harus memperhitungkan faktor-faktor keselamatan, kemudahan operasi, pemeliharaan, serta kemungkinan pengembangan pabrik. Untuk itu perlu diperhatikan :

- Cara meletakkan peralatan harus sedemikian rupa sehingga mempermudah pemeliharaannya.
- Diusahakan alat yang sejenis dikumpulkan menjadi satu kelompok sesuai dengan fungsinya.
- Jarak peralatan yang satu dengan yang lainnya harus diatur sedemikian rupa sehingga aman dalam pengoperasiannya.

**BAB X**

**ORGANISASI DAN**

**MANAJEMEN**

**PERUSAHAAN**

BAB X

ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN

8.1. Master Schedule

NO	JENIS PEKERJAAN	DURASI (hari)
1	<b>Pekerjaan Persiapan</b> *Pembersihan lapangan * Pengukuran dan bowplank * Pembuatan direksi keet	5 1 2 2
2	<b>Pekerjaan pondasi</b> * Galian tanah pondasi * Urugan tanah bawah pondasi * Urugan sirtu bawah pondasi * Pondasi batu gunung * Pekerjaan cor poer	19 6 2 2 4 5
3	<b>Pekerjaan beton</b> * Pekerjaan sloof 20/30 * Pekerjaan kolom praktis * Pekerjaan ringbalk praktis * cor lantai kerja * cor lantai pabrik	18 5 3 3 3 4
4	<b>Pekerjaan pasangan</b> * Pasangan ½ bata * Plesteran dinding * Stel kusein * Acian kapur * Pekerjaan cat tembok * Stel daun pintu	24 7 6 2 4 3 2
5	<b>Kolom induk dan span</b> * Kolom induk WF 198.99 * Span 198.99 * Tapak kolom dan tapak span (plat 12 mm)	25 7 5 2



	* Angker ringbalk (diameter 10 mm)	5
	* Angker tanam (diameter 5/8")	4
	* Mur baut (diameter 5/8")	2
<b>6</b>	<b><i>Pekerjaan gording</i></b>	<b>12</b>
	* Gording dan lesplank (CNP 125.50.2,3)	3
	* Plat 5 mm	3
	* ikatan angin (diameter 12 mm)	2
	* Trekstang (diameter 10 mm)	2
	* Mur baut (diameter 3/8")	1
	* Span screw (diameter 5/8")	1
<b>7</b>	<b><i>Pekerjaan Atap dan Talang</i></b>	<b>16</b>
	* Rangka talang datar dan talang gantung	2
	* Talang datar ( galvanium 0.4 mm)	1
	* Jorong talang	2
	* Talang tegak (PVC 6 ")	1
	* Talang tegak (PVC 3 ")	1
	* Talang gantung (PVC 6')	1
	* Begel talang tegak (Plat strip 2 mm)	2
	* Atap gudang (Galvanum KR9 0.35 mm)	2
	* Nok (galvanum diameter 0.4 mm)	1
	* Engsel pintu	1
	* Ventilator 30"	2
<b>8</b>	<b><i>Finishing</i></b>	<b>14</b>
	<b><i>Jumlah</i></b>	<b>133</b>

Tabel 8.1 Master Scedule

## 8.2. Struktur Organisasi

Keberhasilan suatu pabrik sangat tergantung pada bentuk dan struktur organisasinya. Oleh karena itu diperlukan pemilihan bentuk dan struktur organisasi yang sesuai. Berdasarkan rencana produksi dari pabrik dengan kapasitas produksi 15.000 ton/ tahun ini, akan didirikan dalam bentuk badan usaha dengan status Perseroan Terbatas (PT). Dasar pemilihan bentuk perseroan terbatas karena modal yang ditanamkan cukup besar jumlahnya.

Modal ini dapat diperoleh dengan meminjam dari bank dan penjualan saham, sehingga dalam bentuk ini pemegang saham atau penanam modal hanya memikul resiko dan tanggung jawab secara terbatas sesuai dengan besarnya saham yang dimiliki. Selain itu, kelangsungan perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh terhentinya pemegang saham, direksi dan karyawan.

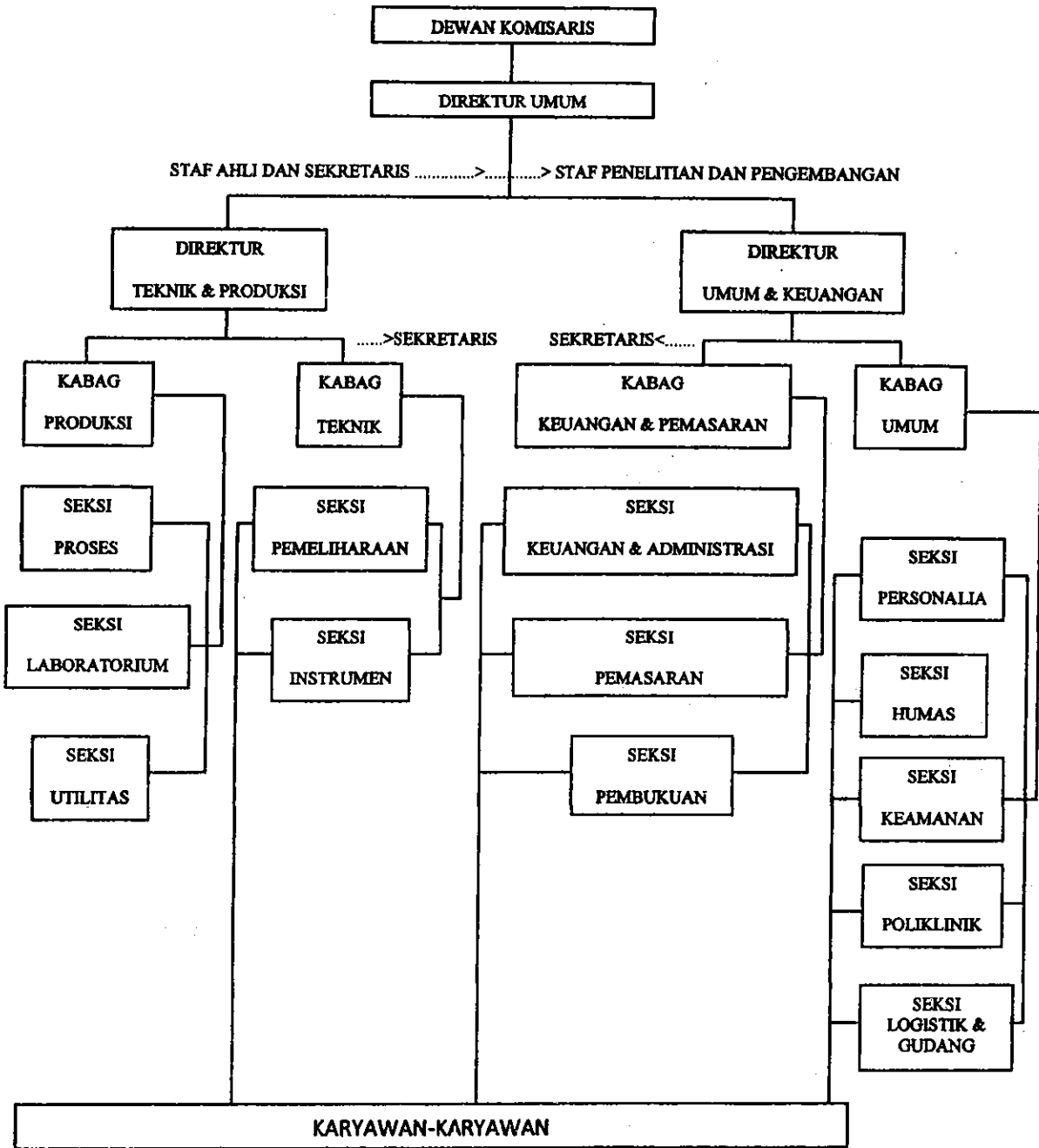
Struktur organisasi sangat penting bagi suatu perusahaan untuk mempermudah pengorganisasian dan pengaturan kerja masing-masing bagian. Pada perancangan pabrik monosodium glutamat dari molases ini menggunakan struktur organisasi garis. Pemilihan ini dilakukan dengan memperhatikan lima aspek penting bagi organisasi yaitu :

1. Tata pembagian unit formal diantara unit-unit kerja
2. Tata hubungan kerja antara para direktur dan kepala bagian dengan pjabat-pejabat di bawahnya.
3. Macam-macam pekerjaan yang menjadi tanggungjawab setiap unit kerja
4. Pelaksanaan departementasi pada perusahaan
5. Jenjang-jenjang jabatan secara keseluruhan dari jabatan tertinggi sampai terendah

Struktur organisasi garis adalah struktur organisasi yang menggambarkan wewenang garis para pejabat dalam suatu organisasi terhadap pejabat-pejabat di bawahnya dengan suatu otoritas. Struktur organisasi garis memiliki beberapa keuntungan antara lain :

1. Ada kesatuan perintah dari atas ke bawah sehingga disiplin kerja terjamin dan tidak terjadi kesimpangsiuran dalam menjalankan tugasnya.
2. Pimpinan dapat cepat mengambil keputusan
3. Pengawasan lebih mudah dan efisien

Pada perusahaan ini pimpinan dipegang oleh direktur utama yang bertanggungjawab langsung kepada dewan komisaris yang merupakan wakil dari para pemegang saham. Direktur utama membawahi direktur teknik produksi dan direktur umum keuangan. Bagan struktur organisasi perusahaan monosodium glutamat dari molases disajikan pada gambar 8.1 berikut :



Gambar 8.1. Struktur Organisasi Perusahaan

### 8.2.1. Pembagian Tugas dan Wewenang

Tugas dan wewenang dalam perusahaan ini ditetapkan sebagai berikut :

#### 1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modalnya untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Tugas dan wewenangnya adalah melakukan rapat untuk memilih, menentukan dan memberhentikan dewan komisaris, menetapkan gaji direktur utama, meminta pertanggungjawaban dewan komisaris, mengesahkan hasil-hasil usaha, neraca dan perhitungan laba rugi perusahaan tahunan paling sedikit sekali dalam setahun.

#### 2. Dewan Komisaris

Bertindak sebagai pengawas pada semua kegiatan yang dilakukan oleh dewan direksi dan menetapkan kebijaksanaan umum yang dilaksanakan. Dewan komisaris yang memiliki wewenang untuk mengangkat dan memberhentikan direksi.

#### 3. Direktur

Direktur bertanggungjawab langsung kepada dewan komisaris dalam pelaksanaannya dan pengawasan kerja, melaksanakan kebijaksanaan yang telah digariskan oleh dewan komisaris. Mengambil kebijaksanaan dalam hal keuangan serta meningkatkan efisiensi kerja dan memilih tingkat karyawan untuk tingkat pimpinan.

#### 4. Manager

Mengatur dan mengawasi dan mengkoordinasi pekerjaan dari bagian-bagian yang dibawahinya, serta memberi laporan-laporan kepada direktur tentang kegiatan-kegiatan yang dibawahinya.

#### 5. Kepala Bagian

Dalam melakukan tugasnya, manajer 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.
  - b. Kepala Bagian Keuangan  
Bertugas menangani pembelian atau pengadaan bahan baku serta keuangan perusahaan dan kebutuhan lainnya. Dalam tugasnya kepala bagian keuangan dibantu oleh seksi pembelian dan pengadaan bahan baku.
  - 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  
Bertanggungjawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan produksi dan processing serta mengatur dan menangani masalah yang bersangkutan dengan produksi dengan pengembangannya. Dalam tugasnya, kepala bagian produksi dibantu oleh kepala seksi proses, kepala seksi Lab dan Riset, dan kepala seksi utilitas.
  - e. Kepala Bagian Teknik  
Bertugas menangani masalah perawatan atau pemeliharaan peralatan pabrik dan utilitas, serta merencanakan dan mengatur pelaksanaan-pelaksanaan kegiatan teknik agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif. Dalam melaksanakan tugasnya kepala bagian teknik dibantu oleh kepala seksi pemeliharaan dan kepala seksi instrumen.
6. Kepala Seksi  
Bertugas membantu pelaksanaan kerja kepala bagian dan bertanggungjawab atas kelancaran kerja sesuai dengan bidang masing-masing.

7. Sekretaris

Bertugas untuk membantu direktur dalam membuat berbagai laporan dan proposal.

8.2.2. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik monosodium glutamate dari molases direncanakan beroperasi selama 330 hari/ tahun, 24 jam/ hari, sedangkan sisa waktu yang ada selama setahun digunakan untuk *shut down*, pemeliharaan, dan perbaikan peralatan pabrik. Waktu kerja karyawan dibagi menjadi dua golongan yaitu :

a. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi dan langsung mengatur bagian-bagian tertentu di pabrik yang ada hubungannya dengan keamanan dan kelancaran produksi. Tenaga karyawan tersebut bekerja secara bergantian sehari semalam dan biasanya juga masuk pada hari libur. Karyawan Shift ini antara lain : operator, produksi, sebagian dari bagian teknik, karyawan produksi dan karyawan bagian gudang serta karyawan *security*. Kelompok kerja ini dibagi menjadi empat shift yaitu tiga shift kerja dan satu shift istirahat. Masing-masing shift bekerja selama 8 jam sehari dan lima hari dalam seminggu dengan pengaturan waktu sebagai berikut:

1. Shift I : jam 08.00 – 16.00
2. Shift II : jam 16.00 – 24.00
3. Shift III : jam 24.00 – 08.00

Tiap shift mendapat dua kali libur setiap lima hari kerja. Setiap siklus (20 hari) tiap shift mendapat libur delapan hari.

Kelompok	Hari ke-						
	1	2	3	4	5	6	7
A	I	I	I	I	I	-	II
B	-	II	II	III	II	II	-
C	II	-	-	-	III	III	III
D	III	III	III	-	-	I	I

Tabel 8.2. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik Monosodium Glutamat

Keterangan :

A, B, C, D : Kelompok kerja shift

1, 2, 3, 4 : 1 hari kerja

I, II, III : Jam Kerja Shift

Waktu Siklus : 20 hari

b. Karyawan *Non Shift*

Karyawan Non shift adalah karyawan yang tidak langsung menangani pabrik yaitu direktur, Kepala Bagian, seksi-seksi dan bawahan yang ada di kantor atau dengan kata lain bekerja untuk pabrik yang pekerjaannya yang tidak kontinu.

Pembagian jam kerja karyawan *non shift* adalah :

1. Hari Senin – Kamis : Pukul 08.00 – 12.00  
Pukul 13.00 – 16.00
2. Hari Jumat : Pukul 08.00 – 11.30  
Pukul 13.30 – 16.00
3. Hari Sabtu : Pukul 08.00 – 12.00  
Pukul 13.00 – 15.00
4. Hari Minggu dan hari libur resmi lainnya

### 8.2.3. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan disesuaikan dengan kebutuhan dengan harapan bahwa pekerjaan akan baik, efektif, dan efisien. Karyawan yang dimiliki lebih dari jumlah kebutuhan optimum akan menimbulkan masalah pemborosan, demikian juga sebaliknya jika tenaga kerja kurang dari kebutuhan akan menimbulkan kesulitan kerja. Dalam pabrik monosodium glutamat ini, karyawan yang dibutuhkan sebanyak 150 orang.

### 8.2.4. Sistem Penggajian Karyawan

Pada perusahaan ini, sistem upah karyawan berbeda-beda. Hal ini tergantung dari status karyawan dan tingkat pendidikan serta tinggi rendahnya kedudukan dan tanggungjawab serta keahliannya.

Adapun status karyawan dapat digolongkan sebagai berikut :

1. Karyawan Tetap adalah karyawan yang menerima gaji bulanan yang besarnya tergantung dari kedudukan, keahlian, pendidikan, dan masa kerja.
2. Karyawan harian adalah karyawan yang menerima upah harian yang dibayar pada akhir pekan.
3. Karyawan borongan adalah karyawan yang menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan, misalnya : bongkar muat, shut down, dan lain-lain.

Perincian gaji karyawan pabrik monosodium glutamat dapat dilihat pada tabel 8.2 berikut.



No.	Jabatan	Jumlah (Orang)	Gaji per bulan (Rp)	Total gaji per bulan (Rp)
1.	Dewan Komisaris	1	18.000.000	18.000.000
2.	Direktur Utama	1	12.000.000	12.000.000
3.	Direktur Teknik & Produksi	1	10.000.000	10.000.000
4.	Direktur Keuangan & Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
5.	Staf Ahli	1	7.000.000	7.000.000
6.	Staf Penelitian & Pengembangan	1	7.000.000	7.000.000
7.	Sekretaris	3	7.000.000	18.000.000
8.	Kepala Bagian Produksi	1	7.000.000	7.000.000
9.	Kepala Bagian Teknik	1	7.000.000	7.000.000
10.	Kepala Bagian Keuangan & Pemasaran	1	7.000.000	7.000.000
11.	Kepala Bagian Umum	1	7.000.000	7.000.000
12.	Kepala Seksi Proses	1	6.000.000	6.000.000
13.	Kepala Seksi Laboratorium	1	6.000.000	6.000.000
14.	Kepala Seksi Utilitas	1	6.000.000	6.000.000
15.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	6.000.000	6.000.000
16.	Kepala Seksi Instrumen	1	6.000.000	6.000.000
17.	Kepala Keuangan & Administrasi	1	6.000.000	6.000.000
18.	Kepala Seksi Pemasaran	1	6.000.000	6.000.000
19.	Kepala Seksi Pembukuan	1	6.000.000	6.000.000
20.	Kepala Seksi Personalia	1	6.000.000	6.000.000
21.	Kepala Seksi Humas	1	6.000.000	6.000.000
22.	Kepala Seksi Keamanan	1	6.000.000	6.000.000
23.	Kepala Seksi Poliklinik	1	6.000.000	6.000.000
24.	Kepala Seksi Logistik & Gudang	1	6.000.000	6.000.000
25.	Karyawan Proses	70	3.500.000	245.000.000
26.	Karyawan Laboratorium	6	3.500.000	21.000.000
27.	Karyawan Utilitas	6	3.500.000	21.000.000
28.	Karyawan Pemeliharaan	6	3.500.000	21.000.000
29.	Karyawan Instrumentasi	6	3.500.000	21.000.000
30.	Karyawan Keuangan & Administrasi	2	3.000.000	6.000.000
31.	Karyawan Pemasaran	2	3.000.000	6.000.000
32.	Karyawan Pembukuan	2	3.000.000	6.000.000
33.	Karyawan Personalia	2	3.000.000	6.000.000
34.	Karyawan Humas	2	3.000.000	6.000.000
35.	Karyawan Logistik & Gudang	6	3.000.000	18.000.000
36.	Anggota Poliklinik	2	2.500.000	5.000.000
37.	Anggota Keamanan	6	2.500.000	15.000.000
38.	Sopir	4	2.500.000	10.000.000
39.	Karyawan Kebersihan	2	1.500.000	3.000.000
Total		150		598.000.000

Tabel 8.3. Daftar Gaji Karyawan

$$\begin{aligned} \text{Total gaji per tahun} &= 12 \times \text{Rp } 598.000.000 \\ &= \text{Rp } 7.176.000.000 \end{aligned}$$

# **BAB XI**

# **ANALISA EKONOMI**

## BAB XI ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui sebuah proyek (pabrik) yang direncanakan menguntungkan atau tidak, disamping itu sebagai gambaran apakah suatu pabrik yang dibuat cukup fleksibel jika ditinjau dari segi ekonomi.

Faktor-faktor yang perlu ditinjau adalah :

- Tingkat pengembalian bunga (*Interest Rate Return*)
- Jangka waktu pengembalian pinjaman (*Pay Out Time*)
- Titik impas (*Break Event Point*)

Untuk menentukan faktor-faktor diatas, terlebih dahulu harus d'ketahui :

- Total investasi (*Total Capital Investment*)
- Biaya produksi (*Total Production Cost*)

### 10.1. *Total Capital Investment* (TCI)

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

*Total Capital Investment* secara garis besar dapat dibagi 2 bagian :

#### a. *Fixed Capital Investment* (FCI)

yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi peralatan, pemasangan alat, dan fasilitas lain sehingga pabrik dapat beroperasi. Dari lampiran E diperoleh  $FCI = \text{Rp. } 82.887.898.006$

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) WCI = Rp. 15.541.480.876

Modal tersebut terdiri dari :

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

Karena keterbatasan data yang dibutuhkan untuk membuat analisa ekonomi secara terperinci maka dalam perencanaan ini digunakan metode *study estimate*. *Study estimate* adalah metode dimana semua perkiraannya dapat dilihat pada lampiran E. Investasi yang harus dilakukan untuk mendirikan pabrik selulosa asetat dengan kapasitas produksi 15.000 kg/tahun adalah sebesar Rp.109.826.464.858

10.2. *Total Production Cost (TPC)*

*Total Production Cost* terdiri dari :

1. *Manufacturing Cost (MC)*

Adalah biaya yang diperlukan oleh pabrik berhubungan dengan operasi dan peralatan proses yang terdiri dari :

- *Direct Productionn Cost (DPC)*

Meliputi biaya transportasi bahan baku, upah buruh, biaya super visi langsung, perawatan dan perbaikan, utilitas dan *royalty*, *operasi supply*.

- *Fixed Changes (FC)*

Biaya yang tetap dari tahun ke tahun dan tidak berubah dengan adanya laju produksi, biaya tersebut meliputi pajak, depresiasi, asuransi dan bunga bank.

- *Plant Over Head Cost (POC)*

Terdiri dari pelayanan medis dan kesehatan, tunjangan keselamatan, perawatan, pengepakan, fasilitas servis, laboratorium, fasilitas penyimpanan.

Dari lampiran E, diperoleh total *Manufacturing Cost* sebesar Rp.33.655.705.221

## 2. *General Expenses (GE)*

Yaitu biaya umum yang meliputi biaya administrasi, biaya pemasaran dan distribusi, finansial, biaya penelitian dan biaya pengembangan, serta biaya tak terduga lainnya.

Dari lampiran E diperoleh :

*General Expense* = Rp. 14:958.091.205

*Total Production Cost* = Rp. 121.200.000.000

- *Break Event Point (BEP)*

*Break Event Point (BEP)* merupakan kondisi dimana pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi. Penentuan titik impas ditentukan dengan cara membuat suatu kurva kapasitas versus unit Cost.

Dari lampiran E diperoleh BEP = 46 %

- *Interst Rate of Return (IRR)*

Didefinisikan sebagai beban *discount* yang mampu ditanggung oleh sebuah perusahaan sedemikian rupa sehingga *commulative present value* hingga akhir umur perusahaan sama dengan jumlah investasi yang ditanamkan. IRR yang diperoleh = 20,85%. Jangka waktu pengembalian pinjaman (POT) = 2 tahun
- *Cash Flow*

*Cash Flow* dimaksudkan untuk mengetahui sampai berapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanamkan

*Cash Flow* = Rp. 58.917.088.825
- *Laju Pengembalian Modal*

Adalah perbandingan antara uang yang diperoleh setiap tahun terhadap total investasi. Dari hasil perhitungan pada lampiran E diperoleh laju pengembalian modal pinjaman adalah sebesar Rp.4.662.444.263 per tahun dengan jangka waktu pengembalian selama 8 tahun.
- Hasil penjualan produk per tahun = Rp. 121.200.000.000
- *Total Investasi* pada masa akhir konstruksi selama dua tahun  
Rp. 109.826.464.858

## **BAB XII**

# **KESIMPULAN**

## **BAB XII**

### **KESIMPULAN**

Hasil analisa perhitungan pada Pra Rancangan Pabrik Monosodium Glutamat dari molases dengan kapasitas 15.000 ton/tahun diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu :

1. Kapasitas produksi Monosodium Glutamat kapasitas 15.000 ton/tahun menggunakan bahan baku molases sebanyak 5.221,899 kg/jam
2. Bentuk hukum perusahaan yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT)
3. Tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 150 orang yang terbagi dalam dua kategori yaitu karyawan shift dan non shift
4. Pabrik direncanakan didirikan di kabupaten Takalar, Sulawesi Selatan
5. Analisa ekonomi :
  - Modal Investasi Total : Rp. 109.826.464.858,-
  - Pay Out Time : 2 tahun
  - Internal Rate of Return : 20,85 %
  - Return of Investment : 29,56%
  - Break Even Point : 46 %

Dari hasil analisa aspek ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik Monosodium Glutamat dari molases ini layak untuk dipertimbangkan ketahap perancangan berikutnya.

#### **Saran**

- Pada rancangan selanjutnya, sebaiknya ditambahkan  $MgSO_4$  dan Fosfor sebagai nutrien.
- Pra rancangan pabrik Monosodium Glutamat dari molases kapasitas 15.000 ton/tahun sebaiknya dikaji lebih lanjut baik dari segi proses maupun dari aspek ekonominya.



## DAFTAR PUSTAKA

- Austin, G. T., 1978, "*Sherve's Chemical Proses Industries*", 5<sup>th</sup> Edition, McGraw Hill Book Company, New York.
- Bhattacharya B. C., 1976, "*Introduction to Chemical Equipment Design Mechanical Aspects*", Kharagpur.
- Biro Pusat Statiska, 2010, Makassar
- Brownell, L. E, Young, E.H., "*Processes Equipment Design*" Willey Eastern Limited, New Delhi
- Faith and Keyes Clark, 1964, "*Industrial Chemical*", 4<sup>th</sup> Edition, Jhon Willey and Sons, INC., New York
- Grogins, P. H., 1958, "*Unit Process In Organic Synthesis*", 5<sup>th</sup> Edition, McGraw Hill Book Company, New York, Toronto, London.
- Hougen, O.A, and Watson, K.M, "*Chemical Proses Principless*", part I,II,2 ed, John Wiley and Sons, Inc, New York, 1954
- Kern, D.G., 1965, "*Process Heat Transfer*", International Student Edition, McGraw Hill Book Company, Tokyo.
- Peters, M.S and K.D. Timmerhaus, 1981, "*Plant Design Economic's for Chemical Engineerig*", 3<sup>th</sup> Edition, McGraw Hill Book Company, New York.
- Perry, R.H. and Chilton Checil, H., 1984, "*Chemical Engineering Hand Book*", 6<sup>th</sup> Edition, McGraw Hill Book Company, New York.
- Prauniz, J.M., Sherwood, T.K. Reid, R.C., 1991, "*Sifat-sifat Gas dan Air*", Edisi ketiga, PT. Gramedia Pustaka Utama, Jakarta.
- Reklaitis, G.V. 1983, "*Introduction to Material an Energi Balance*". New York , McGraw Hill Book Company.
- Stanley M. Wallas, 1988, "*Chemical Process Equipment*", Departement of Chemical and Petroleum Engineering University of Kanas.
- Wikipedia, 2012. [www. wikipedia.Com](http://www.wikipedia.Com)

**LAMPIRAN A**  
**PERHITUNGAN**  
**NERACA MASSA**

## LAMPIRAN A

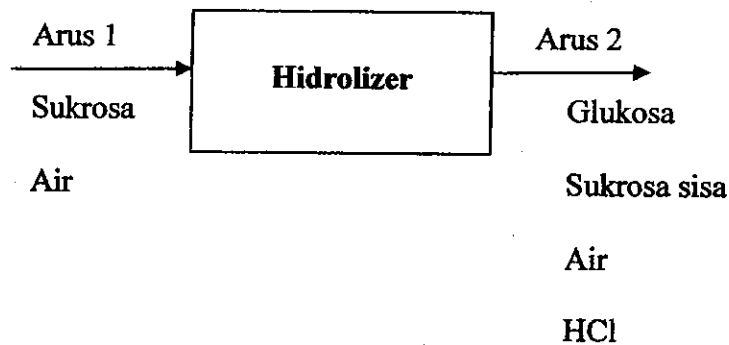
### NERACA MASSA

#### Bahan Baku

Komposisi molasses :

- Sukrosa : 40,5%
- Air : 59,5%

#### 1. Hidrolizer



Basis 100 kg/jam

Arus 1 :

- Sukrosa : 40,5% x 100 kg/jam = 40,500 kg/jam
- Air : 59,5% x 100kg/jam = 59,500 kg/jam

Arus 2 :

- Mol sukrosa yang bereaksi  $= \frac{90}{100} \times \frac{40,5 \text{ kg / jam}}{342 \text{ kg / mol}}$   
 $= 0,106 \text{ kmol/jam}$
- Massa sukrosa yang bereaksi  $= 0,106 \text{ kmol/jam} \times 342 \text{ kg/jam}$   
 $= 36,252 \text{ kg/jam}$
- Massa H<sub>2</sub>O yang bereaksi  $= 0,106 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/jam}$   
 $= 1,908 \text{ kg/jam}$
- Glukosa  $= 0,106 \text{ kmol/jam} \times 360 \text{ kg/jam}$   
 $= 38,160 \text{ kg/jam}$

Larutan HCl 30% sebagai katalis dengan perbandingan 3 : 7 dengan jumlah air :

$$m \text{ larutan HCl } 30\% = \frac{3}{7} \times 59,500 \text{ kg/jam} = 25,500 \text{ kg/jam}$$

$$m \text{ HCl} = \frac{30}{100} \times 25,500 \text{ kg/jam} = 7,650 \text{ kg/jam}$$

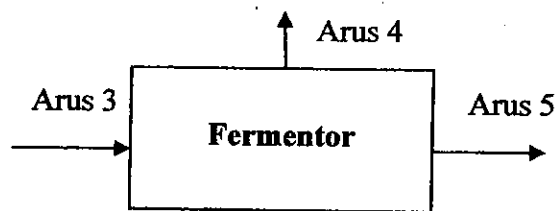
arus 3 :

- Glukosa terbentuk  $= 38,160 \text{ kg/jam}$
- H<sub>2</sub>O dari larutan HCl  $= 25,500 \text{ kg/jam} - 7,650 \text{ kg/jam} = 17,850 \text{ kg/jam}$
- Total air yang keluar  $= (59,500 \text{ kg/jam} + 17,850 \text{ kg/jam}) - 1,908$   
 $= 75,442 \text{ kg/jam}$
- Sukrosa yang tidak bereaksi  $= 40,500 \text{ kg/jam} - 36,252 \text{ kg/jam}$   
 $= 4,248 \text{ kg/jam}$

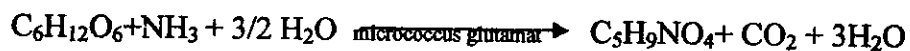
### Neraca Massa Total Hidrolizer

Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
<b>Arus 1 :</b> Sukrosa = 40,500 Air = 59,500 <b>Arus 2 :</b> Larutan HCl = 25,500	<b>Arus 3 :</b> Glukosa = 38,160 Air = 75,442 Sukrosa sisa = 4,248 HCl = 7,650
<b>Total = 125,500</b>	<b>Total = 125,500</b>

### 2. Tangki Fermentor



Reaksi :



Konversi 81,7% :

Arus 3 :

- Glukosa : 38,160 kg/jam
- Air : 75,442 kg/jam
- Sukrosa sisa : 4,248 kg/jam

- HCl : 7,650 kg/jam
- Mol Glukosa =  $\frac{81,7}{100} \times \frac{38,160 \text{ kg/jam}}{180 \text{ kg/kmol}}$
- = 0,173 kg/jam
- m Glukosa bereaksi = 0,173 kmol/jam x 180 kg/kmol
- = 31,140 kg/jam
- Micrococcus Glutamicus 0,2% dari jumlah gula
- =  $\frac{0,2}{100} \times 31,140 \text{ kg/jam} = 0,062 \text{ kg/jam}$

Arus 4 :

Glukosa sisa	=	(38,160 – 31,140) kg/jam	
	=	7,020 kg/jam	
NH <sub>3</sub>	=	0,173 kmol/jam x 17 kg/kmol	
	=	2,941 kg/jam	
O <sub>2</sub>	=	0,173 kmol/jam x 48 kg/kmol	
	=	8,304 kg/jam	
Asam glutamat	=	0,173 kmol/jam x 147 kg/kmol	
	=	25,431 kg/jam	
CO <sub>2</sub>	=	0,173 kmol/jam x 44 kg/kmol	
	=	7,612 kg/jam	
H <sub>2</sub> O	=	0,173 kmol/jam x 54 kg/kmol	
	=	9,342 kg/jam	

Larutan NaOH 10% dari jumlah air :

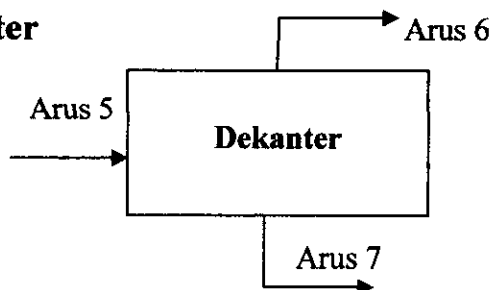
$$m \text{ larutan NaOH} = \frac{10}{90} \times 75,442 \text{ kg/jam} = 8,382 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 m \text{ NaOH} &= \frac{10}{100} \times 8,382 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,838
 \end{aligned}$$

**Neraca Massa Total Fermentor**

Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
<b>Arus 3 :</b>		<b>Arus 4 :</b>	
Glukosa	= 38,160	CO <sub>2</sub>	= 7,612
Sukrosa sisa	= 4,248	<b>Arus 5 :</b>	
Air	= 75,442	Glukosa sisa	= 7,020
HCl	= 7,650	Asam Glutamat	= 25,431+ 0,062
NH <sub>3</sub>	= 2,941	Sukrosa sisa	= 4,248
O <sub>2</sub>	= 8,304	H <sub>2</sub> O	= 84,784
Micrococcus glutamicus	= 0,062	HCl	= 7,650
<b>Total</b>	<b>= 136,807</b>	<b>Total</b>	<b>= 136,807</b>

**3. Dekanter**



Arus 5 :

- Glukosa sisa : 7,020 kg/jam
- Asam Glutamat : 25,493 kg/jam
- Sukrosa sisa : 4,248 kg/jam
- H<sub>2</sub>O : 84,784 kg/jam
- HCl : 7,650 kg/jam

Arus 6 :

Hasil atas :

- Jika H<sub>2</sub>O yang di uapkan 40% dari H<sub>2</sub>O masuk, maka :

$$X = \frac{40}{100} \times 84,784 \text{ kg/jam}$$

$$= 33,913 \text{ kg/jam}$$

- Glukosa sisa : 7,020 kg/jam
- Sukrosa sisa : 4,248 kg/jam
- HCl : 7,650 kg/jam

Arus 7 :

Hasil bawah :

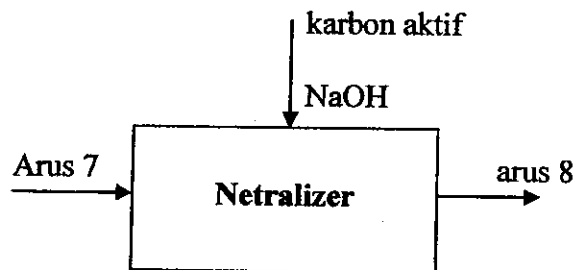
- Asam glutamate : 25,493 kg/jam
- Air : Total larutan - x
- : 84,784 - 33,913
- : 50,871 kg/jam



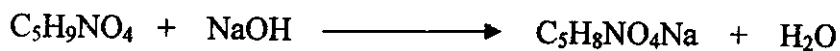
### Neraca Massa Total Dekanter

Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
<b>Arus 5 :</b>		<b>Arus 6 :</b>	
Glukosa sisa	= 7,020	<b>Hasil atas :</b>	
Asam Glutamat	= 25,493	Glukosa sisa	= 7,020
Sukrosa sisa	= 4,248	Sukrosa sisa	= 4,248
H <sub>2</sub> O	= 84,784	H <sub>2</sub> O	= 33,913
HCl	= 7,650	HCl	= 7,650
		<b>Arus 7 :</b>	
		<b>Hasil bawah :</b>	
		H <sub>2</sub> O	= 50,871
		Asam glutamat	= 25,493
<b>Total</b>	<b>= 129,195</b>	<b>Total</b>	<b>= 129,195</b>

#### 4. Tangki Netralizer



Reaksi :



Arus 7 :

Asam glutamat : 25,493 kg/jam

H<sub>2</sub>O : 50,871 kg/jam

$$\text{Larutan NaOH} : \frac{10}{90} \times 50,871 \text{ kg/jam}$$

$$: 5,652 \text{ kg/jam}$$

$$m \text{ Larutan NaOH} : \frac{10}{100} \times 5,652 \text{ kg/jam}$$

$$: 0,565 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Karbon aktif} : \frac{5}{100} \times 25,431 \text{ kg/jam}$$

$$: 1,271 \text{ kg/jam}$$

Arus 8 :

$$\text{mol } C_5H_9NO_4Na : \frac{25,431}{147} = 0,173 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{mol } C_5H_9NO_4Na : \frac{1}{1} \times 0,173 \text{ kg/kmol}$$

$$: 0,173 \text{ kg/kmol}$$

$$m \text{ } C_5H_9NO_4Na : 0,173 \times 169 \text{ kg/kmol}$$

$$: 29,237 \text{ kg/kmol}$$

$$H_2O : 0,173 \times 18 \text{ kg/kmol}$$

$$: 3,114 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{NaOH} : 0,173 \times 40 \text{ kg/kmol}$$

$$: 6,920 \text{ kg/jam}$$

### Neraca Massa Total Netralizer

Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
<b>Arus 7 :</b>		<b>Arus 8 :</b>	
Asam glutamat	= 25,431	MSG	= 36,160
Air	= 50,871	Air	= 50,871 + 3,114
Lar. NaOH	= 5,652		= 53,985
Karbon aktif	= 1,271		
NaOH bereaksi	= 6,920		
<b>Total</b>	<b>= 90,145</b>	<b>Total</b>	<b>= 90,145</b>

### 5. Kristalizer



Masuk :

Arus 8 :

MSG = 36,160 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 53,985 kg/jam

Keluar :

Arus 9 :

MSG = 36,160 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O:Msg} &= \frac{10}{100} \times 53,985 \text{ kg/jam} \\ &= 4,550 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= (53,985 - 5,398) \\ &= 48,587 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Total Kristalizer**

Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
<b>Arus 8 :</b>		<b>Arus 9 :</b>	
MSG	= 36,160	MSG	= 36,160 + 5,398
Air	= 53,985		= 41,558
		Air	= 48,587
<b>Total</b>	<b>= 90,145</b>	<b>Total</b>	<b>= 90,145</b>

**6. Driyer**



Masuk :

Arus 9 :

$$\text{MSG} = 36,160 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 53,985 \text{ kg/jam}$$

Keluar :

Arus 10 :

$$99,7\% = \frac{x}{x+36,160} \times 100\%$$

$$99,7\% = \frac{36,160}{x+36,160} \times 100\%$$

$$0,997x + 36,0515 = 36,160$$

$$0,997x = 0,1085$$

$$= 0,1088 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Msg} = 36,160 \text{ kg/jam}$$

Arus 11 :

$$\text{Uap air} = \text{Air Masuk} - x$$

$$= 53,985 - 0,1088$$

$$= 53,8762 \text{ kg/jam}$$

**Neraca Massa Total Driyer**

Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
<b>Arus 9 :</b>	<b>Arus 10 :</b>
MSG = 36,160	MSG = 36,160
Air = 53,985	Air = 0,1088
	<b>Arus 11 :</b>
	Air = 53,8762
<b>Total = 90,145</b>	<b>Total = 90,145</b>

# **LAMPIRAN B**

## **PERHITUNGAN NERACA PANAS**

## LAMPIRAN B

### NERACA PANAS

#### 1. HIDROLIZER



**Panas Masuk :**

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{in}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Cp rata – rata pada suhu  $(30^\circ\text{C} + 25^\circ\text{C})/2 = 27,5^\circ\text{C}$ .....(Hougen dan perry edisi 4)

$$- \text{Cp Sukrosa} = 0,301 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$- \text{Cp Air} = 1,00 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$- \text{Cp HCl} = 0,99 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$- \text{Cp Glukosa} = 0,275 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C}$$

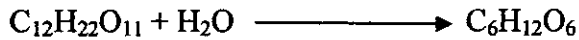
$$\begin{aligned} Q_{\text{Sukrosa}} &= m \times \text{Cp} \times \Delta T \\ &= 2.114,869 \text{ kg/jam} \times 0,301 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C} (30 - 25)^\circ\text{C} \\ &= 3.182,878 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{air}} &= m \times \text{Cp} \times \Delta T \\ &= 3.107,030 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C} (30 - 25)^\circ\text{C} \\ &= 15.535,150 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{HCl}} &= m \times \text{Cp} \times \Delta T \\ &= 1.331,585 \text{ kg/jam} \times 0,99 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C} (30 - 25)^\circ\text{C} \\ &= 6.591,346 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Total Panas Masuk = 25.309,374 kkal/jam

Panas Reaksi :



Panas reaksi pembentukan .....(Reklaitis, 1983)

$$\Delta H_f \text{ 25 sukrosa} = -351 \text{ Kkal/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ 25 Air} = -57,80 \text{ Kkal/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ 25 glukosa} = -188,76 \text{ Kkal/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_f \text{ 25 sukrosa} &= \frac{\text{massa sukrosa}}{\text{BM sukrosa}} \times \Delta H_f \text{ sukrosa} \\ &= \frac{2.114,869}{342} \times (-351) \\ &= -2.170,523 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_f \text{ 25 Air} &= \frac{\text{massa air}}{\text{BM air}} \times \Delta H_f \text{ air} \\ &= \frac{3.107,030}{18} \times (-57,80) \\ &= 9.977,019 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_f \text{ 25 glukosa} &= \frac{\text{massa glukosa}}{\text{BM glukosa}} \times \Delta H_f \text{ glukosa} \\ &= \frac{1.992,677}{360} \times (-188,76) \\ &= 1.044,827 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_R (25^\circ\text{C}) &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= 1.044,827 \text{ kkal/jam} - (-12.147,542) \\ &= 13.192,369 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$



Panas sensible produk ( $\Delta H_1$ ):

$$C_p \text{ Glukosa} = 0,275 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C} \dots\dots\dots (\text{Hougen dan Perry edisi 4})$$

Panas sensible produk ( $\Delta H_1$ ):

$$\begin{aligned} Q_{\text{glukosa}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 1.992,667 \text{ kg/jam} \times 0,257 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times (75-25)^\circ\text{C} \\ &= 25.670,899 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Panas sensible reaktan ( $\Delta H_2$ ):

$$\begin{aligned} Q_{\text{sukrosa}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 2290.194 \text{ kg/jam} \times (0.301 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) \times (75-25)^\circ\text{C} \\ &= 31.828,778 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Air}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 3.107,030 \text{ kg/jam} \times (1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) \times (75-25)^\circ\text{C} \\ &= 155.351,5 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total } \Delta H_2 = 212.786,177 \text{ kkal/jam}$$

Jadi total panas reaksi :

$$\begin{aligned} \Delta H_R (75^\circ\text{C}) &= \Delta H_R^0 (25^\circ\text{C}) + (\Delta H_1) - (\Delta H_2) \\ &= 13.192,369 \text{ kkal/jam} + 25.605,899 \text{ kkal/jam} - 212.786,177 \text{ kkal/jam} \\ &= - 173.987,909 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

C. Panas sensible keluar:

$$\begin{aligned} Q_{\text{glukosa}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 1.992,677 \text{ kg/jam} \times (0.275 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) \times (75-25)^\circ\text{C} \\ &= 25.605,899 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Air}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 3.939,922 \text{ kg/jam} \times (1 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C}) \times (75-25) ^\circ\text{C} \\
 &= 196.996,100 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{sukrosa sisa}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 221,826 \text{ kg/jam} \times (0.301 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C}) \times (75-25) ^\circ\text{C} \\
 &= 3.338,481 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{HCl}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 399,475 \text{ kg/jam} \times (0.99 \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C}) \times (75-25) ^\circ\text{C} \\
 &= 19.774,235 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total panas sensible out} = 245.714,493 \text{ kkal/jam}$$

D. Panas Steam (Qs) :

$$\begin{aligned}
 Q_s &= Q_{\text{out}} + \Delta H^0_{\text{R}} - Q_{\text{in}} \\
 &= 245.714,493 + (-173.987,909) - 25.309,374 \\
 &= 46.417,210 \text{ kkal/jam} = 194.952,282 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Data steam yang diperlukan (tabel steam : T= 220°C, λ= 576,2286 kJ/kg)

(Reklaitis, 1983)

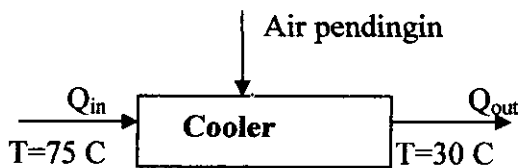
Steam yang diperlukan (m) :

$$\begin{aligned}
 m &= Q_s / \lambda (260^\circ\text{C}) \\
 &= \frac{194.952,282 \text{ kJ/jam}}{576,2286 \text{ kJ/kg}} \\
 &= 338,325 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

## NERACA PANAS TOTAL HIDROLIZER

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
$Q_{\text{Sukrosa}}$	= 3.182,878	$Q_{\text{glukosa}}$	= 25.605,677
$Q_{\text{Air}}$	=15.535,150	$Q_{\text{air}}$	= 196.996,100
$Q_{\text{HCl}}$	= 6.591,346	$Q_{\text{Sukrosa sisa}}$	= 3.338,481
$Q_{\text{s}}$	= 46.417,210	$Q_{\text{HCl}}$	= 19.774,135
		$\Delta H_{\text{R}} (75^{\circ}\text{C})$	= -173.987,909
Total	= 71.726,584	Total	= 71.726,584

## 2. COOLER



a.  $Q$  masuk cooler =  $Q$  keluar dari hidrolizer

$$= 71.726,584 \text{ kkal/jam}$$

b. Panas sensible keluar dari cooler :

$$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{out}} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$Q_{\text{glukosa}} = 1.992,667 \text{ kg/jam} \times (0,275 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C}) \times (30-25)^{\circ}\text{C}$$

$$= 2.739,917 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 3.939,506 \text{ kg/jam} \times (1 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C}) \times (30-25)^{\circ}\text{C}$$

$$= 19.697,530 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{\text{sukrosa sisa}} = 221,836 \text{ kg/jam} \times (0,301 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C}) \times (30-25)^{\circ}\text{C}$$

$$= 333,863 \text{ kkal/jam}$$

$$Q \text{ HCl} = 399,475 \text{ kg/jam} \times (0,99 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) \times (30-25)^\circ\text{C}$$

$$= 1.977,401 \text{ kkal/jam}$$

$$\text{Total } Q_{\text{out}} = 24.748,711 \text{ kkal/jam}$$

$$Q \text{ hidrolizer} + Q_{\text{air}} = Q_{\text{out}} + Q_{\text{air}}$$

$$71.726,584 + m(1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (30-25)^\circ\text{C} = 24.748,711 + m(1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C})(40-25)^\circ\text{C}$$

$$71.726,584 + 5m = 24.748,711 + 15m$$

$$46.977,873 = 10m$$

$$m = 4.697,787 \text{ kg/jam}$$

$$Q \text{ air masuk} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 4.697,787 \text{ kg/jam} (1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (30-25)^\circ\text{C}$$

$$= 23.488,937 \text{ kkal/jam}$$

$$Q \text{ air keluar} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 4.697,787 \text{ kg/jam} (1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (40-25)^\circ\text{C}$$

$$= 70.466,805 \text{ kkal/jam}$$

c. Beban panas pendingin ( $Q_p$ )

$$Q_p = Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}}$$

$$= 71.726,584 - 24.748,711$$

$$= 46.977,873 \text{ kkal/jam}$$

d. Jumlah air pendingin ( $M_p$ )

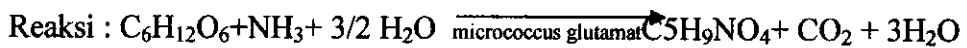
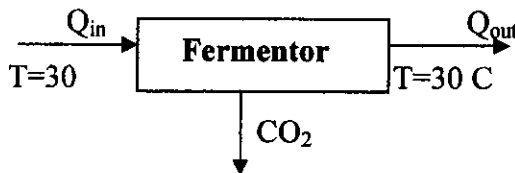
$$M_p = \frac{Q_p}{C_p \Delta T} = \frac{46.977,873 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} (40-30)^\circ\text{C}}$$

$$= 4.697,787 \text{ kg/jam}$$

## NERACA PANAS TOTAL COOLER

Masuk (Kkal/jam)	Keluar (Kkal/jam)
$Q_{in} = 71.726,584$	$Q_{glukosa} = 2.739,917$
	$Q_{air} = 19.697,530$
	$Q_{Sukrosa\ sisa} = 333,863$
	$Q_{HCl} = 1.977,401$
	$Q_p = 46.977,873$
Total = 71.726,584	Total = 71.726,584

## 3. TANGKI FERMENTOR



Q masuk :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{glukosa}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 1.992,667 \text{ kg/jam} (0,275 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (30-25)^\circ\text{C} \\
 &= 2.739,917 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{air}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 3.939,506 \text{ kg/jam} (1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (30-25)^\circ\text{C} \\
 &= 19.697,530 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$Q_{in} = 22.437,447 \text{ kkal/jam}$$

Q keluar :

$$Q_{as.glutamat} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$C_p \text{ as.glutamat} = 0,286 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C} \dots (\text{Hougen dan Perry edisi 4})$$

$$= 1.327,982 \text{ kg/jam} (0,286 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (30-25)^\circ\text{C}$$

$$= 1.899,014 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{glukosa} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 366,577 \text{ kg/jam} (0,275 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (30-25)^\circ\text{C}$$

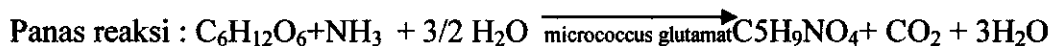
$$= 504,043 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{air} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 4.427,336 \text{ kg/jam} (1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (30-25)^\circ\text{C}$$

$$= 22.136,68 \text{ kkal/jam}$$

$$Q_{out} = 24.539,737 \text{ kkal/jam}$$



$\Delta H_{f25^\circ\text{C}}$  (reaktan) :

$$\Delta H_{f25^\circ\text{C}} \text{ glukosa} = \frac{1992,667 \text{ kg}}{180 \text{ kg/kmol}} \times -188,76 \text{ kkal/kmol}$$

$$= -2.089,644 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{f25^\circ\text{C}} \text{ NH}_3 = \frac{m}{M} \int C_p dt$$

$$= \frac{153,576 \text{ kg/jam}}{17 \text{ kg/kmol}} \times -178,1195 \text{ kkal/kmol}$$

$$= -1.609,111 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{f25^\circ\text{C}} \quad \text{H}_2\text{O} &= \frac{3.939,506 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} x - 57,80 \text{ kkal/kmol} \\ &= -13.394,320 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$\Delta H_{f25^\circ\text{C}}$  (produk) :

$$\begin{aligned}\Delta H_{f25^\circ\text{C}} \text{ asam glutamat} &= \frac{1.327,982 \text{ kg}}{147 \text{ kg/kmol}} x - 242,304 \text{ kkal/kmol} \\ &= -2.188,948 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{f25^\circ\text{C}} \quad \text{CO}_2 &= \frac{397,491 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kmol}} x - 235,51 \text{ kkal/kmol} \\ &= -2,127,571 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{f25^\circ\text{C}} \quad \text{H}_2\text{O} &= \frac{4.427,336 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} x - 57,000 \text{ kkal/kmol} \\ &= -14.019,897 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\Delta H_f \text{ Produk} = -18.336,416 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{R25^\circ\text{C}} &= -18.336,416 \text{ kkal} - (17.704,291) \text{ kkal} \\ &= -632,125 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{R25^\circ\text{C}} &= -632,125 \text{ kkal} - (22.437,447) \text{ kkal} + 24.539,737 \text{ kkal} \\ &= -1.644,428 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Panas Steam (Qs)

$$\begin{aligned}Q_s &= Q_{\text{out}} - (-\Delta H_{\text{PR}} + Q_{\text{in}}) \\ &= 24.539,737 - (-1.470,165 + 22.437,447) \\ &= 3.746,718 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Massa air pendingin yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}Q &= m \times C_p \times \Delta t \\ m &= \frac{3.939,506 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} (40-30)^\circ\text{C}} = 393,9506 \text{ kg}\end{aligned}$$

Data steam yang diperlukan (tabel steam : T= 220°C, λ= 576,2286 kJ/kg)

(Reklaitis, 1983)

Steam yang diperlukan (m) :

$$\begin{aligned} m &= Q_s / \lambda (260^\circ\text{C}) \\ &= \frac{9.934.281 \text{ kJ/jam}}{576,2286 \text{ kJ/kg}} \\ &= 17,2400 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Massa air pendingin yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} Q &= m \times C_p \times \Delta t \\ m &= \frac{4266,099 \text{ Kkal}}{1 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C} (+C-30)^\circ\text{C}} = 426,6094 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

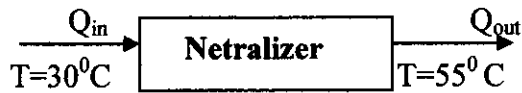
#### NERACA PANAS TOTAL FERMENTOR

#### NERACA PANAS TOTAL FERMENTOR

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
Q <sub>in</sub>	= 22.437,447	Q <sub>out</sub>	=24.539,737
Q <sub>s</sub>	= 3.746,718		
ΔH <sub>R 30°C</sub>	= -1.644,428		
Total	= 24.539,737	Total	=24.539,737



## 4. NETRALIZER



$$\text{Treff.} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Top.} = 30^{\circ}\text{C}$$

- Panas Masuk ( $Q_{in}$ ) :

$$\begin{aligned} Q \text{ as. Glutamate} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 1.327.072 \text{ kg/jam} ( 0,286 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C}) (30-25)^{\circ}\text{C} \\ &= 1.899.013 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ air} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 2.656,433 \text{ kg/jam} ( 1 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C}) (30-25)^{\circ}\text{C} \\ &= 13.282,165 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$Q \text{ NaOH} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ NaOH} &= 0,653 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C} \dots \dots \dots (\text{Hougen dan perry edisi 4}) \\ &= 656,497 \text{ kg/jam} ( 0.653 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C}) (30-25)^{\circ}\text{C} \\ &= 2.143,463 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } Q_{in} &= Q \text{ as. Glutamate} + Q \text{ air} + Q \text{ NaOH} \\ &= 1.899,013 + 13.282,165 + 2.143,463 \\ &= 17.324,641 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

- Panas Reaksi :

Reaksi yang terjadi:



Panas Reaksi pembentukan pada  $T=25^\circ\text{C}$  ( $\Delta H_f = 25^\circ\text{C}$ )

$$\Delta H_{f25^\circ\text{C}} \text{ asam glutamat} = \frac{1.327,981 \text{ kg}}{147 \text{ kg/kmol}} \times (-242,304) \text{ kkal/kmol}$$

$$= -2.188,946 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{f25^\circ\text{C}} \text{ NaOH} = \frac{656,497 \text{ kg}}{40 \text{ kg/kmol}} \times (-27,799) \text{ kkal/kmol}$$

$$= -456,249 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{f25^\circ\text{C}} \text{ MSG} = \frac{1.888,239 \text{ kg}}{169 \text{ kg/kmol}} \times (-265,246) \text{ kkal/kmol}$$

$$= -2.963,597 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{f25^\circ\text{C}} \text{ H}_2\text{O} = \frac{2.656,433 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kmol}} \times (-57,000) \text{ kkal/kmol}$$

$$= -8.412,038 \text{ kkal}$$

$$\text{Total } \Delta H_{f25^\circ\text{C}} = \Delta H_{f \text{ produk}} - \Delta H_{f \text{ reaktan}}$$

$$= (-2.963,597 + (-8.412,038)) - (-2.188,946 + (-456,249))$$

$$= -8.730,44 \text{ kkal}$$

Panas sensible Produk ( $\Delta H_1$ ) :

$$Q \text{ MSG} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$C_p \text{ MSG} = 0,452 \text{ Kkal/kg}^\circ\text{C} \dots \dots \dots (\text{Hougen dan Perry edisi 4})$$

$$= 1.888,239 \text{ kg/jam} (0,452 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (55-25)^\circ\text{C}$$

$$= 25.604,521 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 2.656,433 \text{ kg/jam} (1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (55-25)^\circ\text{C} \\
 &= 79.692,99 \text{ kkal/jam} \\
 \text{Total} &= (25.604,521 + 79.692,99) \text{ kkal/jam} \\
 &= 105.297,511 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Panas sensible Reaktan ( $\Delta H_2$ ) :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{as. Glutamate}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 1.327,981 \text{ kg/jam} (0,286 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (55-25)^\circ\text{C} \\
 &= 11.394,077 \text{ kkal/jam} \\
 Q_{\text{NaOH}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 656,497 \text{ kg/jam} (0.653 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (55-25)^\circ\text{C} \\
 &= 12.860,776 \text{ kkal/jam} \\
 \text{Total} &= (11.394,077 + 12.860,776) \text{ kkal/jam} \\
 &= 24.254,853 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Total Panas Reaksi ( $\Delta H^0_R$ ) :

$$\begin{aligned}
 \Delta H^0_R &= \Delta H_f + \Delta H_1 - \Delta H_2 \\
 &= (-8.730,44 + 105.297,511 - 24.254,853) \text{ kkal} \\
 &= 74.421,856 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Panas Sensible keluar ( $Q_{out}$ ) :

$$T_{reff} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{op} = 55^\circ\text{C}$$

Maka ;

$$\begin{aligned} Q_{MSG} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 1.888,239 \text{ kg/jam} ( 0,452 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} ) (55-25)^\circ\text{C} \\ &= 25.604,521 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{NaOH} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 295,142 \text{ kg/jam} ( 0.653 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} ) (55-25)^\circ\text{C} \\ &= 5.781,832 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{H_2O} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 2.819,042 \text{ kg/jam} ( 1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} ) (55-25)^\circ\text{C} \\ &= 84.571,26 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total} &= (25.604,521 + 5.781,832 + 84.571,26 ) \text{ kkal/jam} \\ &= 115.957,613 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Beban panas steam :

$$\begin{aligned} Q_s &= Q_{out} + \Delta H_R^0 - Q_{in} \\ &= (115.957,613 + 74.421,856 - 17.324,641) \text{ kkal/jam} \\ &= 173.054,828 \text{ kkal/jam} = 72.890,278 \text{ kj/kg} \end{aligned}$$

Data steam yang diperlukan (tabel steam :  $T = 220^\circ\text{C}$ ,  $\lambda = 576,2286 \text{ kj/kg}$ )

(Reklaitis, 1983)

Steam yang diperlukan (m) :

$$\begin{aligned} m &= Q_s / \lambda (260^\circ\text{C}) \\ &= \frac{72.890,278 \text{ kj/kg}}{576,2286 \text{ kj/kg}} \end{aligned}$$

$$= 126,495 \text{ kg/jam}$$

### NERACA PANAS TOTAL NETRALIZER

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
Q as. Glutamate	= 1.899,013	Q <sub>MSG</sub>	=25.604,521
Q air	= 13.282,165	Q <sub>NaOH</sub>	=5.781,832
Q NaOH	=2.143,463	Q air	= 84.571,26
Qs	=173.054,828	$\Delta H^0_R$	= 74.421,856
<b>Total</b>	<b>=190.379,469</b>	<b>Total</b>	<b>=190.379,469</b>

## 5.DRYER



- Panas Masuk (Q<sub>in</sub>) :

$$\begin{aligned}
 Q_{MSG} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 1.888,239 \text{ kg/jam} (0,452 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (30-25)^\circ\text{C} \\
 &= 4.267,420 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{air}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 2.819,042 \text{ kg/jam} (1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (30-25)^\circ\text{C} \\
 &= 14.095,21 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total } Q_{\text{in}} &= (4.267,420 + 14.095,21) \text{ kkal/jam} \\
 &= 18.362,63 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

- Panas Keluar (Q out)

$$T_{\text{reff}} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{top}} = 86^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{MSG}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 2.170,116 \text{ kg/jam} (0,452 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (86-25)^\circ\text{C} \\
 &= 59.834,438 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{air}} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 2.537,165 \text{ kg/jam} (1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}) (86-25)^\circ\text{C} \\
 &= 154.767,065 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total } Q_{\text{out}} &= (59.834,438 + 154.767,065) \text{ kkal/jam} \\
 &= 214.601,503 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Panas yang diserap udara (Q udara) :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{udara}} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
 &= (214.601,503 - 18.362,63) \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$=196.238,873\text{kkal/jam} = 824.203,267 \text{ kJ/jam}$$

Massa Udara yang dibutuhkan(M) :

$$\text{Jika } Q \text{ udara} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\text{Maka } M = 196.238,873 / 271,1219$$

$$= 723,8070\text{kg/jam}$$

Kebutuhan steam (Ms) ; (table steam 220 °C = 576,2286kJ/kg ) **Reklaitis 1983**

$$M_s = \frac{824.203,267 \text{ kJ/jam}}{576,2286\text{kJ/kg}}$$

$$= 1.430,340\text{kg/jam}$$

#### NERACA PANAS TOTAL DRYER

Masuk (Kkal/jam)		Keluar (Kkal/jam)	
Q MSG	= 4.267,420	Q <sub>MSG</sub>	=59.834,438
Q air	= 14.095,21	Q air	= 154.767,065
Qs	=196.238,873		
<b>Total</b>	<b>=214,601,503</b>	<b>Total</b>	<b>=214.601,503</b>

**LAMPIRAN C**  
**PERHITUNGAN**  
**SPEKIFIKASI**  
**PERALATAN**



## LAMPIRAN C

### SPESIFIKASI ALAT

#### 1. Tangki Penampungan Bahan Baku (TP-01)

Fungsi : Untuk menampung bahan baku (molasses)

Type : Tangki vertikal

- Kondisi operasi :

Tekanan operasi = 1 atm

Temperatur operasi = 30°C

Jumlah campuran yang akan ditampung (M) :

$M = 5.221,899 \text{ kg/jam}$

$\rho_{\text{camp}} = 1.176,103 \text{ kg/m}^3$

$$\text{volume} = \frac{M}{\rho} = \frac{5.221,899 \text{ kg/jam}}{1.176,103 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 4,440 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Basis penyimpanan = 7 hari

$$M = 4,440 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 7 \text{ hari}$$

$$= 745,92 \text{ m}^3$$

Jika digunakan 4 buah tangki, maka volume larutan :

$$V_L = \frac{V}{4} = \frac{745,92}{4} = 234,7 \text{ m}^3$$

Jika 80% larutan mengisi tangki/silinder, maka :

Volume silinder (VS) :

$$V_s = \frac{100}{80} \times \text{Volume larutan}$$

$$= \frac{100}{80} \times 234,7 \text{ m}^3$$

$$= 233 \text{ m}^3$$

- Pemilihan ukuran tangki :

Type : Tangki vertikal

Tutup atas : Dishead head

Tutup bawah : Datar

- Tinggi silinder :

$$H = \frac{3}{2} \times D = 1,5 D$$

- Luas penampang tangki :

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

- Volume silinder :

$$V_s = H \times A$$

$$= 1,5 D \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$= 1,5 D^3 \times \frac{\pi}{4}$$

$$233 = 1,1775 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{233}{1,1775}}$$

$$D = 5,827 \text{ m}$$

Sehingga :

$$H = 1,5 D$$

$$= 1,5 \times 5,827 = 8,741 \text{ m}$$

- Tinggi larutan dalam silinder (HL)

$$(HL) = \frac{80}{100} \times 8,741$$

$$= 6,993 \text{ m}$$

- Tebal silinder (Ts) :

$$\bullet \quad T_s = \frac{PD}{2SE - 1,2P} \times C \dots \dots \dots \text{Pers. Brownell}$$

Dimana :

$$P = \text{tekanan rancang} = P_{opr} + P_H$$

$$P_{opr} = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kpa}$$

Jika :

$$P_H = \rho \times H_L \times g$$

$$= 1.176,103 \text{ kg/m}^3 \times 6,993 \text{ m} \times 9,81 \text{ m/dt}^2$$

$$= 80.682,230 \text{ N/m}^2 = 80,6822 \text{ kpa}$$

$$P = 150 \text{ kpa} + 80,6822 \text{ kpa}$$

$$= 230,6822 \text{ kpa}$$

$$D = \text{Diameter silinder} = 5,827 \text{ m}$$

Jika material yang digunakan adalah Carbon Stell SA-334 Grade C (tabel 13.1

Brownell young)

$$S = \text{Allowable strees} = 155131,4984 \text{ kpa}$$

$$E = \text{Joint efficiency} = 85\%$$

$$C = \text{faktor korosi} = 0,125 \text{ in} = 0,003 \text{ m}$$

Maka :

$$T_s = \frac{230,6822 \text{ kpa} \times 5,827 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,8 - 1,2(230,6822 \text{ kpa})} + 0,003 \text{ m}$$

$$= 0,0085 \text{ m} \times 39,37 \text{ in}$$

$$= 0,33 \text{ inc}$$

Tebal sheel standar yang digunakan = 1/4 in .....(Brownell,1959)

Penentuan tutup atas :

$$T_e = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \dots\dots\dots (\text{pers. 13 - 12 Brownell})$$

$$T_e = \frac{230,6822 \text{ kpa} \times 5,827 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,8 - 0,2(230,6822 \text{ kpa})} \times 0,003 \text{ m}$$

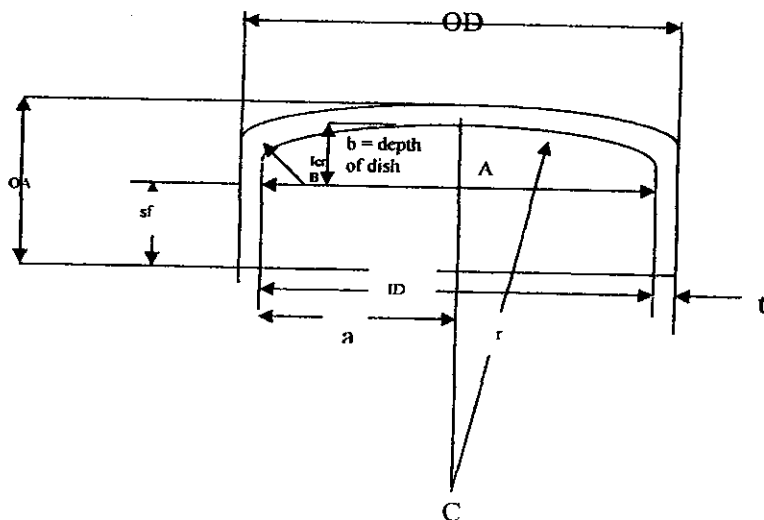
$$= 0,0084 \text{ m} \times 39,37 \text{ in}$$

$$= 0,33 \text{ inc}$$

Tebal tutup standar yang digunakan = 1/4 in..... (Brownell,1959)

- Penentuan tinggi tutup silinder :

Menentukan tinggi tutup atas



Dari tabel 5-6 Brownell Young :

$$\text{Straight Flange (Sf)} = 3 \text{ inc} = 0,0762 \text{ m}$$

$$\text{Knockle radius (icr)} = 1,875 \text{ in} = 0,0476 \text{ m}$$

$$\text{Grown radius} = 4,572 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= \frac{5,827}{2} - 0,0476 = 2,8659 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 4,5720 - 0,0476 = 4,5244 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{4,5244^2 - 2,8659^2} \\ &= 3,5009 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 4,5244 - 3,5009 \\ &= 1,0235 \text{ m} \end{aligned}$$

- Tinggi total tutup atas (OA) :

$$\begin{aligned} OA &= te + b + sf \\ &= 0,0084 \text{ m} + 1,0235 + 0,0762 \\ &= 1,1081 \text{ m} \end{aligned}$$

Penentuan tutup bawah

Tebal tutup bawah berbentuk plat datar

$$t = C \times D_i \sqrt{\frac{p}{s}}$$

Berdasarkan equation 4.2.1.5 hal 45 Bhattacharya :

$$C = 0,45$$

$$T = 0,45 \times 5,827 \text{ m} \sqrt{\frac{230,6822 \text{ kpa}}{155131,4984 \text{ kpa}}}$$

$$= 0,1011 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (Ht) :

$$H_t = H_s + O_A + t_{\text{tutup bawah}}$$

$$= 8,741 + 1,1081 \text{ m} + 0,1011$$

$$= 9,9502 \text{ m}$$

## 2. Tangki Penampungan Larutan HCl (TP-02)

Fungsi : Untuk menampung larutan HCl sebelum dimasukkan ke Hidrolizer.

Type : Tangki vertikal

• Kondisi operasi = 1 atm

Tekanan operasi = 30°C

Jumlah campuran yang akan ditampung (M) :

$$M = 1.331,585 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{HCl}} = 1.115,9999 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume} = \frac{M}{\rho} = \frac{1.331,585 \text{ kg/jam}}{1.115,9999 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1.1937 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Basis penyimpanan = 7 hari

$$\begin{aligned} V &= 1.1937 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 200.5416 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jika digunakan 2 buah tangki, maka volume larutan :

$$V_L = \frac{V}{2} = \frac{200.5416}{2} = 100.2708 \text{ m}^3$$

Jika 80% larutan mengisi tangki/silinder, maka :

Volume silinder ( $V_s$ ) :

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{100}{80} \times \text{Volume larutan} \\ &= \frac{100}{80} \times 100.2708 \text{ m}^3 \\ &= 125,3385 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- Pemilihan ukuran tangki :

Type : Tangki vertical

Tutup atas : Dishead head

Tutup bawah : Datar

- Tinggi silinder:

$$H = \frac{3}{2} \times D = 1,5 D$$

- Luas penampang tangki :



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

Volume silinder :

$$V_s = H \times A$$

$$= 1,5D \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$= 1,5 D^3 \times \frac{\pi}{4}$$

$$125,3385 = 1,1775 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{125,3385}{1,1775}}$$

$$D = 4,7392 \text{ m}$$

Sehingga :

$$H = 1,5D$$

$$= 1,5 \times 4,7392 = 7,1088 \text{ m}$$

- Tinggi larutan dalam silinder ( $H_L$ )

$$H_L = \frac{80}{100} \times 7,1088$$

$$= 5,6870 \text{ m}$$

- Tebal silinder ( $T_s$ ) :

$$T_s = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + C \dots\dots\dots \text{Pers. Brownell}$$

Dimana :

$$P = \text{tekanan rancang} = P_{opr} + P_H$$

$$P_{opr} = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kpa}$$

Jika :

$$P_H = \rho \times H_L \times g$$

$$= 1.115,9999 \text{ kg/m}^3 \times 5,6870 \text{ m} \times 9,8 \text{ m/dt}^2$$

$$= 62.261,0429 \text{ N/m}^2 = 62,261 \text{ kpa}$$

$$P = 150 \text{ kpa} + 62,261 \text{ kpa}$$

$$= 212,261 \text{ kpa}$$

Jika material yang digunakan adalah Carbon Stell SA-334 Grade C

(Teabel 13.1 Brownell Youg)

$$S = \text{Allowable strees} = 155131,4984 \text{ kpa}$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} = 85\%$$

$$C = \text{factor korosi} = 0,003 \text{ m}$$

Maka :

$$T_s = \frac{212,261 \text{ kpa} \times 4,7392 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,8 - 1,2(212,261 \text{ kpa})} + 0,003 \text{ m}$$

$$= 0,007 \times 39,37 \text{ in}$$

$$= 0,27 \text{ inc}$$

Tebal sheel standar yang digunakan = 1/4 in .....(Brownell,1959)

Penentuan tutup atas :

$$T_e = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \dots\dots\dots (Pers. 13-12 Brownel)$$

$$T_e = \frac{212,261 \text{ kpa} \times 4,7392 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,8 - 0,2(212,261 \text{ kpa})} + 0,003$$

$$= 0,007 \text{ m} \times 39,37$$

$$= 0,27 \text{ inc}$$

Tebal tutup standar yang digunakan = 1/4 in..... (Brownell)

- Penentuan tinggi tutup silinder :

Penentuan tutup atas silinder

Dari tabel 5 – 6 Brownell Young :

$$\text{Straiht Flange (Sf)} = 3 \text{ inc} = 0,0762 \text{ m}$$

$$\text{Knockle radius (icr)} = 1,875 \text{ in} = 0,0476 \text{ m}$$

$$\text{Grown radius (r)} = 4,3180 \text{ m}$$

Maka :

$$AB = \frac{ID}{2} - C$$

$$= \frac{4,7392}{2} - 0,0476 = 2,322 \text{ m}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 4,3180 - 0,0476 = 4,2704 \text{ m}$$

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

$$= \sqrt{4,2704^2 - 2,322^2}$$

$$= 3,4943$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 4,3180 - 3,4943$$

$$= 0,8237 \text{ m}$$

- Tinggi total tutup atas (OA) :

$$OA = t + b + Sf$$

$$= 0,007 + 0,8237 + 0,0762$$

$$= 0,9069 \text{ m}$$

Penentuan tutup bawah :

Tebal tutup bawah berbentuk plat datar

$$t = C \times Di \sqrt{\frac{P}{s}}$$

Berdasarkan equation 4.2.1.5 hal 45 Bhattacharya :

$$C = 0,45$$

$$t = 0,45 \times 4,7392 \times \sqrt{\frac{212,261 \text{ kpa}}{155131,4984 \text{ kpa}}}$$

$$= 0,0789 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (Ht) :

$$Ht = H_{\text{silinder}} + H_{\text{tutup atas}} + H_{\text{tutup bawah}}$$

$$= 7,1088\text{m} + 0,9069\text{m} + 0,0789\text{m}$$

$$= 8,0946 \text{ m}$$

### 3. Hidroliser (H)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi sukrosa menjadi glukosa

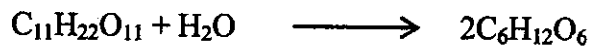
Type : Reactor batch tangki berpengaduk.

- Kondisi operasi

Temperatur operasi =  $70^{\circ}\text{C} = 348\text{K}$

Tekanan operasi =  $1 \text{ atm} = 14,696 \text{ Psi} = 101325 \text{ N/m}^2$

**Reaksi yang terjadi :**



Komponen	Massa	Mol
Sukrosa	2.114,869	6,184
Air	3.107,030	172,613
HCl	1.331,585	36,521
Total	6.553,484	215,318

$$\text{BM campuran} = \frac{M \text{ campuran}}{\text{Mol}}$$

$$= \frac{6.553,484}{215,318}$$

$$= 30,436 \text{ kg/mol}$$

$$\rho_{\text{camp}} = 1.174,039 \text{ kg/m}^3$$

$$F_{AO} = 233,124 \text{ kmol/jam}$$

$$-r = \frac{-dC_A}{dt} = kC_A^2$$

Dimana :

$$C_A = C_{AO}^2 (1 - X_A)^2$$

$$-r_A = k \cdot C_{AO}^2 (1 - X_A)^2$$

$$\int_{C_{AO}}^{C_A} \frac{1}{C_A} = \frac{1}{C_{AO} (1 - X_A)} - \frac{1}{C_{AO}}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} C_{AO} &= \frac{n \cdot \rho_{camp}}{m_{tot}} \\ &= \frac{283,8308 \times 1.174,039}{6553,484} \\ &= 38,574 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\int_{C_{AO}}^{C_A} \frac{1}{C_A} = \frac{1}{38,574(1-0,9)} - \frac{1}{38,574}$$

Maka :

$$\int_{C_{AO}}^{C_A} \frac{1}{C_A} = k \cdot \tau \text{ dimana } \tau = 1 \text{ jam}$$

$$0,198 = k \cdot 1$$

$$K = 0,198$$

$$V = \frac{F_{AO} \times \Delta x}{-r_A}$$

$$V = \frac{X_{A1} - X_{A0}}{-r_A}$$

$$= \frac{0,9 - 0}{0,198(38,574 \times 38,57445,278) \times (1 - 0,9) \times 215,318}$$

Direncanakan menggunakan 1 reaktor sehingga volume pada reaktor :

$$V = \frac{51,69}{1}$$

$$= 51,69 \text{ m}^3$$

$$V = H \times A$$

$$51,69 \text{ m}^3 = 1,5D^3 \times \frac{\pi}{4} D^2$$

$$= 1,5 D^3 \times \frac{\pi}{4}$$

$$= 1,1775 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{51,69}{1,1775}}$$

$$= 3,5276 \text{ m}$$

$$H = 1,5 D$$

$$= 1,5 \times 3,5276 \text{ m}$$

$$= 5,2914 \text{ m}$$

$$HL = \frac{80}{100} \times 5,2914 \text{ m}$$

$$= 4,2331 \text{ m}$$

Tebal silinder (Ts) dan tebal konis (Tc) :

$$T_s = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + C$$

Tekanan hidrostatik (Th)

$$\begin{aligned} T_h &= \rho \times g \times h \\ &= 1.174,039 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/dtk}^2 \times 4,2331 \text{ m} \\ &= 48.704,2800 \text{ pa} = 48,7043 \text{ kpa} \end{aligned}$$

$$P_{opr} = \text{tekanan operasional} = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kpa}$$

$$\begin{aligned} P_{total} &= 150 \text{ kpa} + 48,7043 \text{ kpa} \\ &= 198,7043 \text{ kpa} \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran 20%

$$\begin{aligned} P_{design} &= 1,2 \times 198,7043 \text{ kpa} \\ &= 238,4452 \text{ kpa} \end{aligned}$$

Jika material yang digunakan adalah Carbon Steel SA- 334 grade (dari

Appendix Brownell and Young)

$$S = \text{Stress yang diijinkan} = 155131,4984 \text{ kpa}$$

$$E = \text{efisiensi sambungan, (\%)} = 80\%$$

$$C = \text{faktor korosi (m)} = 0,003 \text{ m}$$

$$T_s = \frac{238,4452 \text{ kpa} \times 3,5276 \text{ m}}{2 (155131,4984 \text{ kpa}) 0,8 - 1,2 (238,4452 \text{ kpa})} + 0,003$$

$$= 0,0064 \text{ m} \times 39,37 \text{ in}$$

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



Tebal sheel standar yang digunakan = 1/4 in.....(Brownell)

Penentuan tutup atas (dishead head)

$$Th = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} Th &= \frac{238,4452 \text{ kpa} \times 3,5276 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,8 - 0,2(238,4452 \text{ kpa})} + 0,003 \\ &= 0,0064 \text{ m} \times 39,37 \\ &= 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal tutup atas standar yang digunakan = 1/4 in .....(Brownell)

Dari tabel 5.7 Brownell and Young :

$$\text{Grown radius (r)} = 144 \text{ inc} = 3,6576 \text{ m}$$

$$\text{Knockel radius (icr)} = 9,37 \text{ inc} = 0,2381 \text{ m}$$

$$\text{Straight flange (Sf)} = 3 \text{ inc} = 0,0762 \text{ m}$$

Maka :

$$AB = ID/2 - icr = 3,8024/2 - 0,2381 = 1,6631 \text{ m}$$

$$BC = r - icr = 3,6576 - 0,2381 = 3,4195$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{3,4195^2 - 1,6631^2} = 2,9878 \text{ m} \end{aligned}$$

$$b = r - AC = 3,6576 \text{ m} - 2,9878 \text{ m} = 0,6698 \text{ m}$$

Jadi tinggi tutup atas (OA)

$$OA = Th + b + Sf$$

$$= 0,0064\text{m} + 0,6698 + 0,0762 = 0,7524 \text{ m}$$

Penentuan tutup bawah konis :

$$T_k = \frac{Pr \times Dk}{2fxj - P} \times \frac{1}{\cos \theta} + C$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Dk &= Di - 2 Ts \\ &= 3,8024 - 2(0,0074) \\ &= 3,8172 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\sin \alpha = \frac{0,5 \times OD}{L}$$

$$\sin 45^\circ = \frac{1,9087}{L}$$

$$L = 2,6697\text{m}$$

$$\begin{aligned} T_k &= \frac{575694,113}{128917906} \times \frac{1}{\cos 45} + 0,003 \\ &= 0,0093 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi tangki:

$$\begin{aligned} H_t &= H \text{ sil} + H \text{ tutup atas} + H \text{ tutup bawah} \\ &= 5,7036 + 0,7524 + 3,406 \\ &= 9,8665 \text{ m} \end{aligned}$$

- Penentuan ukuran pengaduk

Type : Disk Blade (6 buah dengan sudut  $45^\circ$ )

Bahan/material: Carbon Stell

Dari konfigurasi Stanley M. Wallas, hal.288, diperoleh :

$$\begin{aligned}Z_s &= \text{Tinggi silinder (ft)} \\ &= 5,7036\text{m} = 18,7135 \text{ ft} \\ D_s &= \text{Diameter silinder (ft)} \\ &= 3,8024 \text{ m} = 12,4756 \text{ ft} \\ D_i &= \text{Diameter pengaduk (ft)} \\ &= D_s/3 = 12,476/3 = 4,1585 \text{ ft} \\ J &= \text{Lebar buffel (ft)} \\ &= D_s/12 = 12,476/12 = 1,2675 \text{ ft} \\ L &= \text{Panjang pengaduk (ft)} \\ &= D_s/4 = 12,476/4 = 3,1189 \text{ ft} \\ W &= \text{Lebar pengaduk (ft)} \\ &= D_s/8 = 1,55945 \text{ ft} \\ K &= \text{jarak pengaduk ke dalam tangki (ft)} \\ &= Z_s/6 \\ &= 3,11892 \text{ ft}\end{aligned}$$

Power pengaduk (P)

Direncanakan putaran pengaduk (n)

$$\begin{aligned}N &= 90 \text{ putaran/mnt} \\ &= 1,5 \text{ rps}\end{aligned}$$

Viskositas campuran ( $\mu_c$ )

$$\mu_c = 0,0036 \text{ lb/ft.dt}$$

Densitas campuran ( $\rho_c$ )

$$\rho_c = 70,6788 \text{ lb/ft}^3$$

Bilangan Reynold (NRe)

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{D^2 \cdot n \cdot \rho}{\mu} \\ &= \frac{4,1585^2 \cdot 1,5 \cdot 70,6788}{0,0036} = 509035,7465 \end{aligned}$$

Dari fig. 106 Wallas untuk  $Nre = 509035,7465$  diperoleh power number,

$$Np = 2, \text{ maka power pengaduk (P) :}$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{Np}{gc} \times \rho \times n^3 \times Dp^3 \\ &= \frac{2 \times 70,67 \times 1,53^3 \times 4,2^5}{32,2 \times 550} \\ &= 33,3528 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Jika efisiensi pengadukan 80%, maka :

$$Pw = \frac{P}{\eta} = \frac{33,3528}{0,8} = 26,6823 \text{ Hp}$$

- Perancangan jaket pemanas

Jaket pemanas dirancang untuk men suplai panas pada reaktor dengan menggunakan steam sebagai media pemanas.

$$\text{Massa steam (Ms)} = 1407,523 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 798,1554 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal } (\theta) = 3 \text{ jam}$$

Volume steam dalam jaket :

$$V_s = \frac{Ms \times \theta}{\rho}$$

$$V_s = \frac{1407,523 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{798,1554 \text{ kg/m}^3} = 1,763 \text{ m}^3$$

Maka volume jaket ( $V_j$ )

$$V_j = 1/4 \pi (D_2^2 - D_1^2) \times H_j$$

Dimana :

$D_1$  = Diameter luar silinder

$D_2$  = Diameter dalam silinder

$H_j$  = Tinggi jaket

Jadi,

$$V_j = 1/4 \pi (D_2^2 - D_1^2) \times H_j$$

$$1,763 = 0,785 (D_2^2 - 14,5721) \times 4,629$$

$$1,763 = 0,442 D_2^2 - 6,439$$

$$D_2 = 4,3076 \text{ m}$$

- Tebal jaket ( $T_j$ )

$$T_j = \frac{D_2 - D_1}{2} = \frac{4,3076 - 3,8024}{2} = 0,2526 \text{ m}$$

## Berdasarkan Neraca Massa dan Panas

- Fluida dingin

$$W \text{ fluida dingin} = 7096,774 \text{ kg/jam} \times 2,2050 = 15648,386 \text{ lb/jam}$$

- Fluida panas (steam)

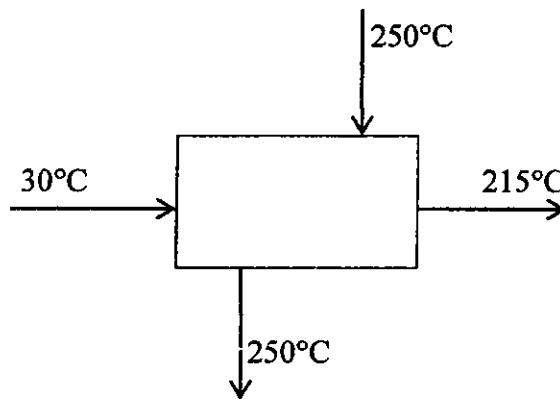
$$W_s = 1407,523 \text{ kg/jam} \times 3,9680$$

$$= 3103,588 \text{ lb/jam}$$

$$Q_s = 46.417,210 \text{ kkal/jam} \times 3,9680$$

$$= 184.183,489 \text{ BTU/jam}$$

1. Selisih temperatur rata – rata ( $\Delta t$ ) :



Temperatur rata – rata :

$$\Delta T = \Delta \text{LMTD}$$

$$\text{Maka} = \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln \Delta t_h / \Delta t_c}$$

$$= \frac{T_1 - t_1 - T_2 \cdot t_2}{\ln \Delta T_1 - t_1 / T_2 - t_2}$$

$$= 333/\ln 6$$

$$= 181,1476^{\circ}\text{F}$$

Temperatur kalorik :

- Temperatur rata – rata fluida panas ( $T_c$ ) :

$$T_c = (T_1 + T_2)/2$$

$$= (250 + 250)/2$$

$$= 250^{\circ}\text{F}$$

- Temperatur rata – rata fluida dingin ( $t_c$ ) :

$$t_c = (t_1 + t_2)/2$$

$$= (30 + 215)/2$$

$$= 122,5^{\circ}\text{F}$$

Dari tabel 8 kern untuk fluida panas dan fluida dingin yaitu steam dan less than 2,0 Cp diperoleh :

$$U_D = 200 - 700 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R_d = 0,001$$

Dipilih:

$$U_D = 300 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Sehingga :

$$AO = Q / (U_D \times \Delta t)$$

$$= 184.183,489 / (300 \times 181,1476)$$

$$= 3,389 \text{ ft}^2$$

**4. Cooler (C)**

Fungsi : Mendinginkan larutan yang keluar dari Hidrolizer

Type : Shell and Tube

Media : air

Temp : 28 - 40°C

**2. Berdasarkan neraca panas :**

Jumlah panas yang akan didinginkan (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= 71.726,584 \text{ kkal/jam} \times 3,968 \\ &= 284.611,085 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Jumlah air pendingin yang digunakan

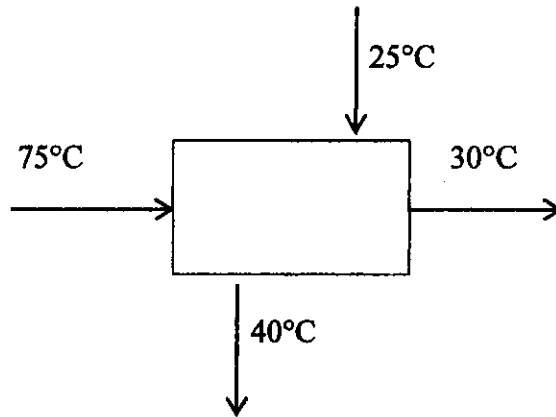
$$\begin{aligned} Q &= 46.977,873 \text{ kkal/jam} \times 3,968 \\ &= 186.408,200 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{air}} &= 4.697,787 \text{ kg/jam} \times 2,205 \\ &= 10.358,620 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Jumlah larutan yang akan didinginkan (W) :

$$\begin{aligned} W &= 6.553,484 \text{ kg/jam} \times 2,205 \\ &= 14.450,432 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$



3. Selisih temperatur rata – rata ( $\Delta t$ ) :

Temperatur rata – rata :

$$\Delta T = \Delta \text{LMTD}$$

Maka :

$$\frac{\Delta t_c - \Delta t_h}{\ln \Delta t_h / \Delta t_c}$$

$$\Delta T_H = 75 - 40 = 35^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_C = 30 - 25 = 5^\circ\text{C}$$

Maka :

$$\Delta \text{LMTD} = 15,424^\circ\text{C} = 59^\circ\text{F}$$

## 4. Temperatur kalorik

Temperatur rata – rata fluida panas ( $T_c$ ) :

$$T_c = 113^\circ\text{C}$$

Temperatur rata – rata fluida dingin ( $t_c$ ) :

$$t_c = 41^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8 Kern diperoleh  $U_D = 63,3 \text{ Btu/jamft}^2\text{ }^\circ\text{F}$

Sehingga :

$$\begin{aligned} A_o &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{284.611,085 \text{ Btu/jam}}{63,3 \text{ Btu/jamft}^2\text{ }^\circ\text{F} \times 59^\circ\text{F}} \\ &= 76.207 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

### Pemilihan Heat Exchanger

Dipilih HE ukuran 3/4 in OD, 16 BWG, 15/16 in Triangular Pitch.

Dari tabel 9 – 10 Kern, diperoleh :

$$\text{OD} = 0,75$$

$$\text{ID} = 0,6200 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$\text{Pt} = 1 \text{ in}$$

$$a't = 0,302$$

$$a'' = 0,1963$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

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

$$B = \text{ID}/5 = 0,3 \text{ ft}$$

Jumlah pipa yang digunakan (Nt) :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A_o}{a'' \times L} = \frac{76,207 \text{ ft}^2}{0,1963 \times 16 \text{ ft}} \\ &= 24 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dari tabel Kern, diperoleh :

$$Idshell = 19,25 \text{ in}$$

$$Nt = 384$$

$$N = 1 \text{ pass}$$

Luas penampang terkoreksi (A) :

$$\begin{aligned} A &= Nt \times a'' \times L \\ &= 24 \times 0,1963 \times 16 \\ &= 74.3792 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Koefisien perpindaha panas terkoreksi (UD) :

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{284.611,085}{74,3792 \times 59^\circ\text{F}} \\ &= 61,995 \text{ Btu/jam ft}^3\text{°F} \end{aligned}$$

(memenuhi, karena  $U_D$  terkoreksi lebih besar dari  $U_D$  trial)

### Pembagian Aliran

Fluida dingin dialirkan dalam tube

5. Luas aliran ( $A_t$ ) :

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{Nt \times a/t}{144 \times N} = \frac{384 \times 0,302}{144 \times 1} \\ &= 0,0672 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

6. Kecepatan alir massa (Gt) :

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{w}{A_t} = \frac{10.358,620}{0,0672} \\ &= 153.146,131 \text{ lb/jamft}^2 \end{aligned}$$

Laju alir volumetric (V) :

$$V = \frac{Gt}{3600 \times \rho} = \frac{153.146,131}{3600 \times 62,5}$$

$$= 0,685 \text{ ft/jam}$$

7. Bilangan Reynold (Nre) :

Sifat fisis pada  $t_c = 93, 2^\circ\text{F}$  :

$$k = 0,355 \text{ Btu/jamft}^3$$

$$C_p = 1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,8 \text{ Cp} = 1,9360 \text{ lb/jamft}$$

Maka :

$$N_{\text{Ret}} = \frac{Gt \times Di}{\mu} = \frac{154.146,131 \times 0,0517}{1,9360}$$

$$= 4.116,402$$

$$JH = 30 \dots\dots\dots(\text{Fig 28 Kern})$$

8. Koefisien perpindahan panas ( $h_i$ ) :

$$h_i = JH \times \frac{k}{De} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times 1$$

$$= 30 \times \frac{0,355}{0,0517} \times \left( \frac{1 \times 1,9360}{0,355} \right)^{\frac{1}{3}} \times 1$$

$$= 410 \text{ Btu/jamft}^2\text{F}$$

$$h_{i_o} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 410 \times \frac{0,620}{0,75}$$

$$= 338,9333 \text{ Btu/jamft}^2\text{°F}$$

**Fluida panas (Shell side) :**

Luas penampang ( $A_s$ ) :

$$A_s = \frac{ID \times C \times B}{144 \times Pt} = \frac{19,25 \times 0,25 \times 0,3}{144 \times 1}$$

$$= 0,0107 \text{ Ft}^2$$

Kecepatan alir massa ( $G_s$ ) :

$$G_s = \frac{W_s}{A_s} = \frac{10.358,620}{0,0107}$$

$$= 988.095,327 \text{ lb/jam ft}^2$$

Bilangan Reynold ( $Res$ ) :

Sifat fisis pada  $T_c = 113^\circ\text{F}$  :

$$k = 2,7539 \text{ lb/jamft}^2$$

$$C_p = 0,8067 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 4,6178 \text{ lb/jamft}$$

$$D_e = 0,0792 \text{ ft}$$

$$Res = \frac{G_s \times D_e}{\mu} = \frac{988.095,327 \times 0,0792}{4,6178}$$

$$= 16.946,849$$

$$J_H = 90 \dots\dots\dots(\text{Tabel 29 kern})$$

9. Koefisien perpindahan panas ( $h_o$ ) :

$$\begin{aligned}
 Ho &= JH \times \frac{k}{De} \times \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times 1 \\
 &= 90 \times \frac{2,7539}{0,0792} \times \left( \frac{0,8067 \times 4,6178}{2,7539} \right)^{\frac{1}{3}} \times 1 \\
 &= 3.460,940 \text{ Btu/jamft}^2\text{°F}
 \end{aligned}$$

10. Koefisien penindhan panas keseluruhan bersih ( $U_c$ ) :

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{338,9333 \times 3.460,940}{338,9333 + 3.460,940} \\
 &= 308,701 \text{ Btu/ft}^2\text{°F}
 \end{aligned}$$

11. Faktor pengotor ( $R_d$ ) :

Dari data fouling factor table 8 Kern :

$$R_d = 0,003$$

Sehingga

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - UD}{U_c \times UD} = \frac{308,701 - 63,995}{308,701 \times 63,995} \\
 &= 0,0123
 \end{aligned}$$

Karena  $R_d$  rancang  $\geq R_d$  ketentuan, maka dilakukan pengecekan terhadap Pressure Drop.

### Penentuan Pressure Drop

#### *Fluida panas (Shell)*

$$1. \text{ Res} = 16.946,849$$

$$F = 0,002 \dots\dots\dots(\text{fig 29 Kern})$$

2. Jumlah lewatan (Nt) :

$$N + 1 = \frac{12 \times L}{B} = \frac{12 \times 4}{3,9} = 12 \text{ kali}$$

$$S = 0,968 \dots\dots\dots(\text{fig 6 Kern})$$

$$D_s = \frac{19,25}{12} = 1,6042 \text{ ft}$$

3. Menentukan Pressure Drop ( $\Delta P_s$ ) :

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times D_e \times S \times \theta} \\ &= \frac{0,002 \times (988.095,327)^2 \times 1,6042 \times 12}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0792 \times 0,968 \times 1} \\ &= 9,393 \text{ Psi} \end{aligned}$$

**Fluida dingin (Tube) :**

1. Menentukan Friction Loss (F) :

$$G_t = 154.146,131 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$$R_{et} = 5.188,8561$$

$$F = 0,0003 \dots\dots\dots(\text{fig 26 Kern})$$

$$\begin{aligned} 2. \quad \Delta P_t &= \frac{1}{2} \times \frac{f \times G_t^2 \times L \times N}{5,22 \cdot 10^{10} \times D_e \times S \times \theta} \\ &= \frac{1}{2} \times \frac{0,0003 \times 154.155,461^2 \times 4 \times 1}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 10,9249 \times 1} \\ &= 0,0014 \text{ Psi} \end{aligned}$$

3. Menentukan Pressure Drop rancang ( $\Delta P_T$ ) :

$$\begin{aligned}\Delta P_T &= \frac{4 \times n}{sg} \times \frac{(V)^2}{2g} \\ &= \frac{4 \times 1}{1} \times \frac{(0,8636)^2}{2 \times 32,2} \\ &= 0,0463 \text{ Psi}\end{aligned}$$

4. Menentukan Pressure Drop total ( $\Delta P$ )

$$\begin{aligned}\Delta P_{tot} &= \Delta P_t + \Delta P_T + \Delta P_s \\ &= 0,0014 + 0,0463 + 9,393 \\ &= 9,4407 \text{ Psi}\end{aligned}$$

Kesimpulan :

Karena  $\Delta P_{tot} = 6,635 \text{ Psi} \leq 10 \text{ Psi}$ , maka perancangan alat ini memenuhi syarat dan layak digunakan.

5. Fermentor (F) :

Fungsi = Membentuk larutan glukosa menjadi asam glutamate dengan menggunakan bakteri *Micrococcus glutamicus*

Type = Tangki Vertikal

- Kapasitas yang akan ditampung (M)

$$M = 7.143,924 \text{ kg/jam}$$

Kondisi operasi :

- Tekanan operasi = 1 atm = 101325 N/m<sup>2</sup>
- $\rho_c$  = 1002,60 kg/m<sup>3</sup>



- Volume campuran/liquida ( $V_L$ ) :

$$V_L = \frac{M}{\rho_c} = \frac{7.143,924 \text{ kg/jam}}{1002,60 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 7,1222 \text{ jam/m}^3$$

Volume larutan dalam reaktor dirancang untuk kebutuhan 2 jam proses.

Maka volume liquid dalam reaktor:

$$V_1 = Q \times t$$

$$= 7,1222 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam}$$

$$= 14,2444 \text{ m}^3$$

Untuk keamanan, maka volume silinder berisi 80% larutan

$$V_R = \frac{v}{0,80}$$

$$= \frac{14,2444 \text{ m}^3}{0,80}$$

$$= 17,8055 \text{ m}^3 = 628,7122 \text{ ft}^3$$

Jadi volume Fermentor yang digunakan sebesar 628,7122 ft<sup>3</sup>

Oleh karena fermentor beroperasi secara batch dengan waktu per batch selama 2 jam dan untuk memperhitungkan proses tetap berlangsung secara kontinyu maka digunakan 2 buah reaktor.

#### a. Perhitungan Diameter dan Tinggi Reaktor

Silinder tegak pada fermentor dipilih dengan perbandingan tinggi (H) dengan diameter(D) = 1:1,5 dengan tutup atas dan dibawah dishead head yang dilengkapi dengan pengaduk.

Volume tangki = Volume silinder + (2 x volume dishead)

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot H \rightarrow H = 1.5D$$

$$= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot 1.5D$$

$$= 0.375 \pi D^3$$

Volume tutup,  $V_h = (0.000049D^3)$  Pers.5.11 hal 88 Brownel&Young

Dimana  $V_h$  dalam satuan  $ft^3$  dan  $D$  dalam satuan in. atau  $V_h 0.084672 D^3$

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + (2 \times V_h) \\ &= 0,375 \pi D^3 + (2 \times 0.084672 D^3) \\ &= 1.35 D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter tangki (ID)} = \left( \frac{V_t}{1.35} \right)^{1/3} \rightarrow V_t = V_R$$

$$= \sqrt[3]{\frac{17,8055}{1,35}}$$

$$= 2,36 \text{ m} = 7,741 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder; H} &= 1,5 \text{ ID} \\ &= 1,5 \times 2,36 \text{ m} \\ &= 3,54 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_L) &= (V_1/V_t) \times H \\ &= 14,2444\text{m}^3/17,7445\text{m}^3 \times 3,54\text{m} \\ &= 2,8417 \text{ m} = 112,062 \text{ in} \end{aligned}$$

**b. Tekanan Design (Ptot) :**

$$P_{tot} = P_{opr} + P \text{ hidrostatik (Ph)}$$

$$\begin{aligned} P_h &= \rho \times g \times H \\ &= 1002,6 \text{ Kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 2,8417 \text{ m} \\ &= 27.949,5574 \text{ pa} = 27,9496 \text{ kpa} \end{aligned}$$

$$P_{opr} = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kpa}$$

$$\begin{aligned} P_{tot} &= 150 \text{ kpa} + 27,9496 \text{ kpa} \\ &= 177,9496 \text{ kpa} \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran 20 %

$$P \text{ design} = 1,2 \times 177,9496 \text{ kpa} = 213,5395 \text{ kpa}$$

**c. Menentukan Tebal Shell (dinding) dan tutup Reaktor**

- Tebal *shell* (dinding)

Untuk internal pressure, tebal shell reaktor dihitung dengan menggunakan pers.13-1 Brownel :

$$t_s = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + C$$

Dimana :

$$S = \text{Allowable stress} = 155131,4984 \text{ kpa}$$

$$C = \text{faktor korosi} = 0,003 \text{ m}$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} = 80\%$$

Bahan konstruksi yang digunakan Carbon Steel Sa-212 grade B dan diambil pengelasan tipe double-welded butt joint E = 80% (tabel 13.2 B & Y p.254)

Maka :

$$T_s = \frac{213,5395 \text{ kpa} \times 2,36 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,8 - 1,2(213,5395)} + 0,003 \text{ m}$$

$$= 0,0050 \text{ m} \times 39,37 \text{ in}$$

$$= 0,19 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat standar = 3/16 in (B & Y, P.88)

- **Menentukan Tebal Tutup ( $t_h$ )**

Desain tutup yang dipergunakan yaitu tipe dishead karena pertimbangan tekanan operasi relatif kecil. Tebal tutup dihitung menggunakan pers.13.12

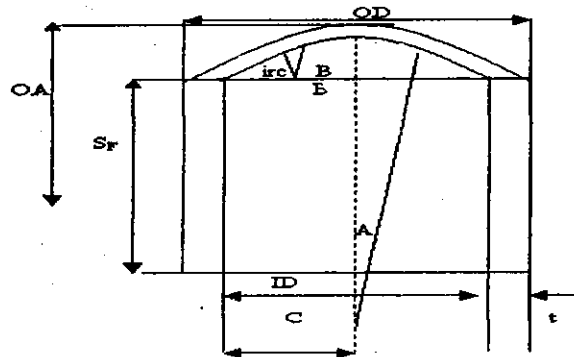
Brownel & Young p.258 :

$$\text{Dimana : } t_h = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{213,5395 \text{ kpa} \times 2,36 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,8 - 0,2(213,5395)} + 0,003 \text{ m} \\
 &= 0,0050 \text{ m} \times 39,37 \\
 &= 0,19 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal plat standar = 3/16 in

- Tinggi Tutup



#### Desain tutup atas reaktor

Dari tabel 5.6 Brownel & Young hal.88 untuk dishead head, diketahui untuk tebal tutup  $t_h = 3/16$  in :

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ in (diambil } sf = 1 \frac{1}{2} \text{ in} = 3.810 \text{ cm)}$$

$$icr = 9/16 \text{ in} = 1.429 \text{ cm}$$

Maka tinggi dishead head :

$$\begin{aligned}
 c &= \frac{ID \text{ shell}}{2} \\
 &= \frac{236 \text{ cm}}{2} = 118 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$AB = c - icr = 46.071 \text{ cm}$$

$$= 118 - 1,429$$

$$= 116,571 \text{ cm}$$

$$BC = r - icr \text{ (} r = \text{OD shell)}$$

$$= 254,88 \text{ cm} - 1,429 \text{ cm}$$

$$= 253,451 \text{ cm}$$

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

$$= 225,052 \text{ cm}$$

$$b = r - AC$$

$$= 254,88 \text{ cm} - 225,052 \text{ cm}$$

$$= 29,828 \text{ cm}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$= 0,5 \text{ cm} + 29,828 \text{ cm} + 3,81 \text{ cm}$$

$$= 34,138 \text{ cm} = 0,3414 \text{ m}$$

Jadi tinggi tangki total;  $H_t$  = tinggi silinder + 2 x tinggi tutup)

$$= 3,54 \text{ m} + (2 \times 0,3414 \text{ m})$$

$$= 4,218 \text{ m}$$

- **Perancangan Pengaduk**

Dipilih pengaduk tipe turbin dengan 6 plate sudut (six-plate blade turbin)

Dimensi pengaduk (Geankoplis, ed.3,P.144):

$$Da/Dt = 1/3$$

$$E/Da = 1$$

$$L/Da = 1/4$$

$$W/Da = 1/5$$

$$J/Dt = 0,08$$

Dimana :

$$Dt = \text{Diameter tangki} = 2,36 \text{ m}$$

- Da = Diameter pengaduk ( $Dt/3$ ) =  $2,36m/3$  =  $0,7867m$   
 E = Jarak turbin ke dasar tangki  
 L = Panjang bilah/panjang blade  
 W = Lebar bilah/lebar blade pada turbin  
 J = Lebar baffle

Sehingga di dapat ukuran pengaduk sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Da &= 1/3 \times 2,36 &= 0,7867 \text{ m} \\ E &= 1 \times 0,7867 &= 0,7867 \text{ m} \\ L &= 1/4 \times 0,7867 &= 0,1967 \text{ m} \\ W &= 1/5 \times 0,7867 &= 0,1573 \text{ m} \\ J &= 1/12 \times 2,36 &= 0,1967 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan jumlah impeller

$$N_i = \frac{H_i \times sg}{Dt} \quad (\text{Joshi, hal 389}) \quad H_i = \text{tinggi larutan dalam tangki}$$

$$\rho_{\text{larutan}} = 1002,60 \text{ kg/m}^3 = 62,59 \text{ lb/ft}^3 \quad (\text{perry,1999})$$

$$sg_{\text{campuran}} = \rho_{\text{larutan}} / \rho_{\text{air}}$$

$$= 62,59 / 62,4$$

$$= 1,00$$

$$N_i = N_i = \frac{2,8417 \text{ m} \times 1,00}{2,36 \text{ m}}$$

$$= 1,2$$

Dibutuhkan 2 buah pengaduk

Ditetapkan kecepatan putaran impeller 90 rpm

$$n = 90 \text{ rpm} = 90/60 = 1,5 \text{ rps}$$

- Menentukan daya yang dipakai pengaduk

Bilangan Reynold

$$\text{Viskositas campuran } (\mu_{\text{Camp}}) = 0,0010147 \text{ lb/ft.dtk} \quad (\text{Othmer,1968})$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times Da^2 \times n}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= \frac{62,59 \times 2,58^2 \times 2}{0,0010147}$$

$$= 821.176,852 \quad (N_{re} > 10^4)$$

Maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

- Daya yang dipakai pengaduk

$$P = \frac{K_T \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{Mc.Cabe, 1999})$$

$$K_T = 6,3$$

$$= \frac{6,3 \times \left(1,5 \frac{\text{put}}{\text{det}}\right)^3 \times (2,58 \text{ ft})^5 \times 62,59 \text{ lbm/ft}^3}{32,2 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{det}}} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lbf/det}}$$

$$= 8,6 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor penggerak} = 80\%$$

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{8,6 \text{ hp}}{0,8} = 10,75 \text{ hp}$$

Jadi daya motor pengaduk standar adalah 11 hp

## 6. Dekanter (D)

Fungsi : Memisahkan campuran berdasarkan berat jenis dan kelarutan

Type : Dekanter grafitasi kontinu-batch

Jumlah bahan yang masuk

- Fraksi berat (A)

$$M = 5.755,317 \text{ kg/jam}$$

Densitas campuran A ( $\rho_A$ )

$$\rho_A = 1.039,9946 \text{ kg/m}^3 = 64,8957 \text{ lb/ft}^3$$

Laju alir campuran A ( $Q_A$ )

$$Q_A = \frac{M}{\rho_A} = \frac{5.755,317 \text{ kg/jam}}{1.039,9946 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 5,534 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Fraksi ringan (B)

$$M = 987,878 \text{ kg/jam}$$

Densitas campuran B ( $\rho_B$ )

$$\rho_B = 854,3178 \text{ kg/m}^3$$

$$= 53,3094 \text{ lb/ft}^3$$

Laju alir campuran B ( $Q_B$ )

$$Q_B = \frac{M}{\rho_B} = \frac{987,878}{854,3178}$$

$$= 1,156 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Kondisi operasi

- Tekanan operasi ( $P_{opr}$ ) = 1 atm = 101.325 N/m<sup>2</sup>

- Temperatur operasi (T) = 30°C

- Densitas campuran ( $\rho_{camp}$ ) = 961.8102 kg/m<sup>3</sup>

- Viskositas ( $\mu$ ) = 2.115 lb/ft jam

Laju alir total ( $Q_C$ )



$$\begin{aligned}
 Q_A &= Q_A + Q_B \\
 &= 5,534 + 1,156 = 6,690 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung waktu pisah ( $t_p$ )

$$\begin{aligned}
 t_p &= \frac{6,24 \times \mu}{\rho_A - \rho_B} \\
 &= \frac{6,24 \times 2,115}{64,8957 - 53,3090} \\
 &= 1,1391 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= Q_C \times t_p \\
 &= 6,690 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,1391 \text{ jam} \\
 &= 7,620 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

- Pemilihan ukuran separator :

$$1. \text{ Panjang separator (L)} = 4 \times D$$

$$2. \text{ Luas separator (A)} = 1/4\pi D^2$$

$$3. \text{ Volume separator (V)} = L \times A$$

$$= 4 \times D \times 1/4\pi D^2$$

$$= \pi \times D^3$$

$$V = 3,14 \times D^3$$

$$8,3058 = 3,14 \times D^3$$

$$D^3 = \frac{8,3058}{3,14} = 2,6452$$

$$\begin{aligned}
 D &= 1,3829\text{m} \\
 \text{Panjang separator (L)} &= 4 \times D \\
 &= 4 \times 1,3829 \text{ m} \\
 &= 5,5316 \text{ m}
 \end{aligned}$$

• Perhitungan tinggi dekanter

Dari persamaan 2.13 hal 34 Mc. Cabe,

$$Z_{A1} \times \rho_A + Z_B \times \rho_B = Z_{A2} \times \rho_B \dots\dots\dots(1)$$

$$Z_{A1} = Z_{A2} - (Z_{A2} - \rho_B / \rho_A) \dots\dots\dots(2)$$

$$Z_{A1} = Z_{A1} \times \rho_B / \rho_A \dots\dots\dots(3)$$

$$Z_{A1} = Z_{A2} - Z_T - Z_{A1} \times \rho_B / \rho_A \dots\dots\dots(4)$$

$$Z_T = Z_B + Z_{A1} \dots\dots\dots(5)$$

Dimana :

$$V = A \times Z_T$$

$$\begin{aligned}
 Z_T &= \frac{4V}{\pi D^2} = \frac{4 \times 8,3058}{3,14 \times 1,1756^2} \\
 &= 7,6558 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Persamaan (3) disubstitusi ke persamaan (2), sehingga :

$$Z_{A1} = Z_{A2} - Z_{A2}$$

$$2 Z_{A1} = Z_{A2} \dots\dots\dots(6)$$

Persamaan (6) disubstitusi ke persamaan (4), sehingga :

$$Z_{A1} = Z_{A2} - Z_T - Z_{A1} \times \rho_B / \rho_A$$

$$Z_{A1} = Z_T - Z_{A1} \times \rho_B / \rho_A$$

$$\rho_B / \rho_A = \frac{53,3094}{64,8957} = 0,8215$$

Maka persamaan menjadi :

$$(Z_T - Z_{A1}) \times 0,8215 = Z_{A1}$$

$$1,8215 \times Z_{A1} = Z_T \times 0,8215$$

$$Z_{A1} = \frac{Z_T \times 0,8215}{1,8215}$$

$$= \frac{7,6558 \times 0,8215}{1,8215} = 3,4527 \text{ m}$$

$$Z_T = Z_B - Z_{A1}$$

$$Z_B = 7,6558 - 3,4527$$

$$= 4,2031 \text{ m}$$

- Volume tangki

Jika diinginkan 85% larutan mengisi dekanter, maka :

$$V_d = \frac{4V}{\pi D^2} = \frac{4 \times 9,7715}{3,14 \times 1,1756^2}$$

$$= 9,0068 \text{ m}$$

Tebal dekanter (Td)

$$T_d = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + C \quad (\text{pers Brownell})$$

Dimana :

Pt = Tekanan rancang

$$= P_{opr} + P_H$$

$$P_{opr} = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kpa}$$

$$P_H = \rho \times Z_d \times g$$

$$= 961,8102 \text{ kg/m}^3 \times 9,0068 \text{ m} \times 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$= 84.982,5643 \text{ pa} = 84,9826 \text{ kpa}$$

$$P_t = 150 \text{ kpa} + 84,9826 \text{ kpa}$$

$$= 234,9826 \text{ kpa}$$

Faktor kelonggaran 20%

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times 234,9826 \text{ kpa} = 281,979 \text{ kpa}$$

Jika material yang digunakan adalah carbon stell SA-334 grade C, dari tabel 13.1 Brownell and Young, diperoleh :

$$S = \text{Allowable stress} = 155131,4984 \text{ kpa}$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} = 85\%$$

$$C = \text{faktor korosi (m)} = 0,003 \text{ m}$$

$$T_d = \frac{281,979 \text{ kpa} \times 1,3829 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,85 - 1,2(281,979 \text{ kpa})} + 0,003 \text{ m}$$

$$= 0,0045 \text{ m} \times 39,37 = 0,17 \text{ in}$$

### 7. Tangki Penampungan Hasil Atas Dekanter (TP 03)

Fungsi : Untuk menampung hasil atas dekanter

Type : Tangki vertikal

- Kondisi operasi :

Tekanan operasi = 1 atm

Temperatur operasi = 30°C

Jumlah campuran yang akan ditampung (M) :

M = 2.758.781 kg/jam

$\rho$  camp = 1.051,573 kg/m<sup>3</sup>

Volume =  $\frac{M}{\rho} = \frac{2.758.781 \text{ kg/jam}}{1.051,573 \text{ kg/m}^3}$

= 2.623 m<sup>3</sup>/jam

Basis penyimpanan = 7 hari

V<sub>t</sub> = 2.623 m<sup>3</sup>/jam  $\frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}}$  x 7 hari

= 440,664 m<sup>3</sup>

Jika digunakan 1 buah tangki, maka volume larutan :

V<sub>L</sub> =  $\frac{V}{1} = \frac{440,664 \text{ m}^3}{1} = 440,664 \text{ m}^3$

Jika 80% larutan mengisi tangki/silinder, maka :

Volume silinder (V<sub>s</sub>) :

V<sub>s</sub> =  $\frac{100}{80} \times \text{Volume larutan}$

$$= \frac{100}{80} \times 440,664 \text{ m}^3$$

$$= 550,83 \text{ m}^3$$

- Pemilihan ukuran tangki :

Type : Tangki vetikal

Tutup atas : Disheah head

Tutup bawah : Datar

- Tinggi silinder :

$$H = \frac{3}{2} \times D = 1,5 D$$

- Luas penampang tangki :

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

- Volume silinder :

$$V_s = H \times A$$

$$= 1,5 D \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$= 1,5 D^3 \times \frac{\pi}{4}$$

$$550,83 = 1,1775 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{550,83}{1,1775}}$$

$$D = 6,783 \text{ m}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} H &= 1,5D \\ &= 1,5 \times 6,783\text{m} = 10,175 \text{ m} \end{aligned}$$

- Tinggi larutan dalam silinder ( $H_L$ )

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{80}{100} \times 10,175 \text{ m} \\ &= 8,14 \text{ m} \end{aligned}$$

- Tebal silinder ( $T_s$ ) :

$$T_s = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + C \quad \dots\dots\dots\text{Pers Brownell}$$

Dimana :

$$Pr = \text{tekanan rancang} = P_{opr} + P_H$$

Jika :

$$\begin{aligned} P_H &= \rho \times H_L \times g \\ &= 1.051,573 \text{ kg/m}^3 \times 8,14 \text{ m} \times 9,8 \text{ m/dt}^2 \\ &= 83.886,081 \text{ pa} = 83,8861 \text{ kpa} \end{aligned}$$

$$P_{opr} = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kpa}$$

$$\begin{aligned} Pr &= 150 \text{ kpa} + 83,8861 \text{ kpa} \\ &= 233,8861 \text{ kpa} \end{aligned}$$

Faktor kelonggaran 20%

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times 233,8861 \text{ kpa} = 280,6633 \text{ kpa}$$

Jika material yang digunakan adalah Carbon Steel SA-334 Grade C  
(Tabel 13.1 Brownell)

S = stress yang diinginkan = 155131,4984 kpa

E = efisiensi sambungan = 85%

C = faktor korosi = 0,003 m

Maka :

$$T_s = \frac{280,6633 \text{ kpa} \times 6,783 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,85 - 1,2(280,6633 \text{ kpa})} + 0,003\text{m}$$

$$= 0,010 \times 39,37 \text{ in}$$

$$= 0,40 \text{ in}$$

Penentuan tutup atas :

$$T_h = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \quad \dots\dots\dots(\text{Pers 13 - 12 Brownell})$$

Sehingga :

$$T_h = \frac{280,6633 \text{ kpa} \times 6,783 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,85 - 0,2(280,6633 \text{ kpa})} + 0,003\text{m}$$

$$= 0,010 \text{ m} \times 39,37$$

$$= 0,40 \text{ in}$$

- Penentuan tinggi tutup atas :

Dari tabel 5 - 6 Brownell Young :

Straight Flange (Sf) = 3 inc = 0,0762 m

Knockle radius (icr) = 1,313 in = 0,033 m



$$\text{Grown radius (r)} = 3,6576 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= \frac{6,783}{2} - 0,033 = 3,3585 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 3,6576 \text{ m} - 0,0333 = 3,6243 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{3,6243^2 - 3,3585^2} \\ &= 1,38 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 3,6576 \text{ m} - 1,38 \text{ m} = 2,2776 \text{ m} \end{aligned}$$

- Tinggi total tutup atas (OA) :

$$\begin{aligned} OA &= t + b + Sf \\ &= 0,40 + 2,2776 + 0,0762 \\ &= 2,7538 \text{ m} \end{aligned}$$

Penentuan tutup bawah

Tebal tutup bawah berbentuk plat datar

$$t = C \times D_i \sqrt{\frac{P}{s}}$$

Berdasarkan equation 4.2.1.5 hal 45 Bhattacharya :

$$C = 0,45$$

$$t = 0,45 \times 6,783 \sqrt{\frac{280,6633 \text{ kpa}}{155131,4984 \text{ kpa}}}$$

$$= 0,1298 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (Ht) :

$$H_t = H_{\text{silinder}} + H_{\text{tutup atas}} + H_{\text{tutup bawah}}$$

$$= 10,175 + 2,766 + 0,1298$$

$$= 13,07 \text{ m}$$

#### 8. Tangki Penampungan Larutan NaOH (TP - 04)

Fungsi : Untuk menampung larutan NaOH sebelum dimasukkan ke  
Netraliser

Type : Tangki vertikal

- Kondisi operasi :

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Temperatur operasi} = 30^\circ\text{C}$$

Jumlah campuran yang ditampung (M) :

$$M = 656,497 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ NaOH} = 1.115,9999 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{M}{\rho} = \frac{656,497 \text{ kg/jam}}{1.115,9999 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,588 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Basis penyimpanan = 7 hari

$$\begin{aligned} V &= 0,588 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 98,784 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jika digunakan 2 buah tangki, maka volume larutan :

$$V_L = \frac{V}{2} = \frac{98,784 \text{ m}^3}{2} = 49,392 \text{ m}^3$$

Jika 80% larutan mengisi tangki/silinder, maka :

Volume silinder ( $V_s$ ) :

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{100}{80} \times \text{volume larutan} \\ &= \frac{100}{80} \times 49,392 \text{ m}^3 = 61,74 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- Pemilihan ukuran tangki :

Type : Tangki vertikal

Tutup atas : Dishead head

Tutup bawah : Datar

- Tinggi silinder :

$$H = \frac{3}{2} \times D = 1,5 D$$

- Luas penampang tangki :

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

Volume silinder :

$$V_s = H \times A$$

$$61,74 \text{ m}^3 = 1,5 D \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$= 1,5 D^3 \times \frac{\pi}{4}$$

$$= 1,1775 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{61,74}{1,1775}}$$

$$= 3,356 \text{ m}$$

Sehingga :

$$H = 1,5 D$$

$$= 1,5 \times 3,356 \text{ m} = 5,034 \text{ m}$$

- Tinggi larutan dalam silinder ( $H_L$ )

$$H_L = \frac{80}{100} \times 5,035 \text{ m}$$

$$= 4,028 \text{ m}$$

- Tebal silinder ( $T_s$ ) :

$$T_s = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + C \dots\dots\dots \text{Pers. Brownell Young}$$

Dimana :

$$P_r = \text{tekanan rancang} = P_{opr} + P_H$$

Jika :

$$\begin{aligned} P_H &= \rho \times H_L \times g \\ &= 1.115,9999 \text{ kg/m}^3 \times 4,028 \text{ m} \times 9,8 \text{ m/dt}^2 \\ &= 44.098,379 \text{ pa} \quad = 44,0984 \text{ kpa} \end{aligned}$$

$$P_{opr} = 1,5 \text{ bar} \quad = 150 \text{ kpa}$$

$$P_{\text{total}} = 150 \text{ kpa} + 44,0984 \text{ kpa}$$

$$= 194,0984 \text{ kpa}$$

Faktor kelonggaran 20%

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times 194,0984 \text{ kpa} = 232,9181 \text{ kpa}$$

Jika material yang digunakan adalah Carbon Steel SA-334 Grade C

(Tabel 13.1 Brownell )

$$S = \text{stress yang diinginkan} \quad = 155131,4984 \text{ kpa}$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} \quad = 85\%$$

$$C = \text{faktor korosi} \quad = 0,003 \text{ m}$$

Maka :

$$T_s = \frac{232,9181 \text{ kpa} \times 3,356 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,85 - 1,2(232,9181 \text{ kpa})} + 0,003 \text{ m}$$

$$= 0,0059 \text{ m} \times 39,37 \text{ in} \quad 0,23 \text{ in} = 1/4 \text{ in}$$

Penentuan tutup atas :

$$T_c = \dots \frac{PD}{2SE - 1,2P} + C \dots \dots \dots (\text{Pers 13 - 12 Brownell})$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{232,9181 \text{ kpa} \times 3,356 \text{ m}}{2(155131,4984 \text{ kpa})0,85 - 0,2(232,9181 \text{ kpa})} + 0,003 \text{ m} \\ &= 0,0059 \text{ m} \times 39,37 \\ &= 0,23 \text{ inc} = 1/4 \text{ in} \end{aligned}$$

- Penentuan tinggi tutup silinder :

Penentuan tutup atas silinder

Dari tabel 5-6 Brownll Young :

$$\text{Straight Flange (Sf)} = 3 \text{ inc} = 0,0762 \text{ m}$$

$$\text{Knockle radius (icr)} = 1,875 \text{ in} = 0,0476 \text{ m}$$

$$\text{Grown radius (r)} = 4,3180 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned} AB &= \frac{DI}{2} - \text{icr} \\ &= \frac{3,356 \text{ m}}{2} - 0,0476 \text{ m} = 1,6304 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - \text{icr} \\ &= 4,3180 \text{ m} - 0,0476 \text{ m} = 4,2704 \text{ m} \end{aligned}$$

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

$$= \sqrt{4,2704 \text{ m}^2 - 1,6304 \text{ m}^2}$$

$$= 2,9459 \text{ m}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 4,3180 \text{ m} - 3,9459 \text{ m}$$

$$= 0,3721 \text{ m}$$

- Tinggi total tutup atas (OA) :

$$OA = t + b + Sf$$

$$= 0,0059 + 0,3721 + 0,0762$$

$$= 0,4542 \text{ m}$$

Penentuan tutup bawah

Tebal tutup bawah

Tebal tutup bawah berbentuk pklat datar :

$$t = C \times Di \sqrt{\frac{P}{f}}$$

Berdasarkan equation 4.2.1.5. hal 45 Bhattacharya :

$$C = 0,45$$

$$t = 0,45 \times 3,356 \times \sqrt{\frac{145.423,379}{806.686.692}}$$

$$= 0,641 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (Ht) :

$$Ht = H \text{ silinder} + H \text{ tutup atas} + H \text{ tutup bawah}$$

$$= 5,034 + 0,4542 + 0,641$$

$$= 6,1292 \text{ m}$$

### 9. Netraliser (N)

Fungsi : Membentuk Monosodium glutamate dari asam glutamat dengan menetralkan basa NaOH

Type : Tangki vertikal

- Jumlah larutan yang akan ditampung (M)

$$M = 4.707,281 \text{ Kg/jam}$$

- Kondisi operasi

$$\text{Tekanan operasi (P opr)} = 1 \text{ atm} = 101.325 \text{ N/m}^2$$

$$\text{Temperatur operasi (T)} = 30^\circ \text{c}$$

$$\text{Densitas campuran } (\rho c) = 1.048,6543 \text{ kg/m}^3$$

- Laju alir volumetrik (Q)

$$Q = \frac{M}{\rho c}$$

$$= \frac{4.707,281 \text{ Kg/jam}}{1.048,6543 \text{ kg/m}^3} = 4,489 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Apabila waktu tinggal ( $\theta$ ) = 1 jam, maka :

- Volume larutan ( $V_L$ )

$$V_L = Q \times \theta$$

$$= 4,489 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 4,489 \text{ m}^3$$



Pemilihan ukuran /dimensi tangki

Jika 80% liquida yang mengisi tangki, maka volume silinder ( $V_s$ )

$$V_s = \frac{100}{80} \times V_L$$

$$= \frac{100}{80} \times 4,489 \text{ m}^3 = 5,611 \text{ m}^3$$

- Direncanakan :

Type : Tangki vertikal

Tutup atas : Dishead head

Tutup bawah : Konis

- Tinggi silinder ( $H_s$ )

$$H_s = 1,5 D_i$$

- Luas penampang silinder ( $A_s$ )

- $A_s = 1/4 \pi D_i^2$

- Diameter silinder ( $D_i$ )

$$V_s = H_s \times A_s$$

$$= 1,5 D_i \times 1/4 \pi D_i^2$$

$$5,611 = 1,1775 D_i^3$$

$$D_i = 1,5091 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga, } H_s = 1,5 D_i$$

$$= 1,5 \times 1,5091 \text{ m} = 2,2637 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam silinder ( $H_L$ )

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{80}{100} \times H_s \\ &= \frac{80}{100} \times 2,2637\text{m} \\ &= 1,8109 \text{ m} \end{aligned}$$

- Tebal silinder ( $T_s$ )

$$T_s = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + C \quad \dots\dots\dots \text{Pers. 13-1 Brownell}$$

Dimana :

$$P = \text{tekanan rancang} = P_{opr} + P_H$$

$$P_{opr} = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kpa}$$

$$P_H = \rho \times H_L \times g$$

$$= 1.049,6543 \text{ kg/m}^3 \times 1,8109\text{m} \times 9,8 \text{ m/dtk}^2$$

$$= 18.628,026\text{pa} = 18,6280 \text{ kpa}$$

$$P_{tot} = 150\text{kpa} + 18,6280 \text{ kpa}$$

$$= 168,628 \text{ kpa}$$

Faktor kelonggaran 20 %

$$P_{design} = 1,2 \times 168,628 \text{ kpa} = 202,3536 \text{ kpa}$$

Apabila material yang digunakan adalah carbon stell SA-334 grade C, maka dari appendix D, Brownell diperoleh :

$$S = \text{stress yang diinginkan} = 155131,4984 \text{ kpa}$$

$$E = \text{Efisiensi sambungan (\%)} = 85\%$$

$$C = \text{Faktor korosi (m)} = 0,003 \text{ m}$$

Sehingga tebal silinder ( $T_s$ )

$$T_s = \frac{202,3536 \text{ kpa} \times 1,5091 \text{ m}}{2(155131,4984)0,85 - 1,2(202,3536 \text{ kpa})} + 0,003$$

$$= 0,0042 \text{ m} \times 39,37 \text{ in} = 0,16 \text{ in}$$

Penentuan tutup atas :

$$T_c = \dots \frac{PD}{2SE - 1,2P} + C \dots \dots \dots (\text{Pers 13 - 12 Brownell})$$

Sehingga :

$$T_c = \frac{202,3536 \text{ kpa} \times 1,5091 \text{ m}}{2(155131,4984)0,85 - 0,2(202,3536 \text{ kpa})} + 0,003$$

$$= 0,0042 \text{ m} \times 39,37$$

$$= 0,16 \text{ inc}$$

Penentuan tinggi tutup atas (OA)

Dari tabel 5 - 4 Brownell and Young diperoleh :

$$\text{Grown radius (r)} = D_i = 1,6013 \text{ m}$$

$$\text{Knockle radius (icr)} = 3/4 \text{ inc} = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Staight flange (Sf)} = 2 \text{ inc} = 0,0508 \text{ m}$$

$$\text{Maka : AB} = ID/2 - r = 1,6013/2 - 1,6013 = -0,8007 \text{ m}$$

$$\text{BC} = r - \text{icr} = 1,6013 - 0,0191 = 1,5822 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{1,5822^2 - (-0,8007)^2} = 1,3646\text{m}$$

$$b = r - AC = 1,6013\text{ m} - 1,3646\text{m} = 0,2367\text{m}$$

Jadi tinggi tutup atas (OA)

$$\begin{aligned} OA &= T_e + b + Sf \\ &= 0,0042\text{ m} + 0,2367\text{m} + 0,0508\text{ m} \\ &= 0,2917\text{m} \end{aligned}$$

- Penentuan tutup bawah (konis)

$$\text{Jika } \theta = 30^\circ$$

$$T_s = 0,2105\text{ m}$$

$$T_k = \frac{Pr \times Dk}{2f \times 0,8 - Pr} \times \frac{1}{\cos \alpha} + 0,003\text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana } Dk &= Di - 2 T_s \\ &= 1,6013\text{ m} - 2(0,2105) = 1,5929\text{ m} \end{aligned}$$

$$T_k = \frac{202,3536\text{ kpa} \times 1,5091\text{ m}}{(155131,4984 \times 0,8 - 202,3536\text{ kpa})} \times \frac{1}{\cos 30} + 0,003\text{ m}$$

$$= 0,0058\text{ m} \times 39,37\text{ in} = 0,23\text{ in}$$

- Tinggi tutup bawah (Hk)

$$L = \frac{Dk}{2 \cos \alpha} = \frac{1,5091}{2 \cos 30} = 0,8713\text{ m}$$

$$\begin{aligned} Hk &= L \cdot \cos \alpha \\ &= 0,8713\text{ m} \cdot \cos 30 = 0,7546\text{ m} \end{aligned}$$

- Tinggi total tangki (H tot)

$$H_{\text{tot}} = H_s + O_A + H_k$$

$$= 2,2637\text{m} + 0,2917\text{m} + 0,7546\text{ m}$$

$$= 3,31\text{ m}$$

- Penentuan ukuran pengaduk

Type : disk blade (1buah)

Bahan material : Carbon stell

Dari konfigurasi Stanley M. Wallas hal 288, diperoleh :

Zs = tinggi silinder (ft)

$$= 2,2637\text{ m} = 7.4267\text{ ft}$$

Ds = Diameter silinder (ft)

$$= 1,5091\text{ m} = 4,9510\text{ ft}$$

Dp = Diameter pengaduk (ft)

$$= D_s/3 = 1,5091/3 = 0,5030 = 1,6502\text{ ft}$$

J = lebar buffel (ft)

$$= D_s/12 = 1,5091/12 = 0,1258 = 0,4127\text{ ft}$$

W = Lebar pengaduk (ft)

$$= D_s/8 = 1,5091/8 = 0,1886 = 0,6188\text{ ft}$$

K = jarak pengaduk ke dalam tangki (ft)

$$= Z_s/6 = 7,4267\text{ ft}/6 = 1,2378\text{ ft}$$

- Power pengaduk (P)

Direncanakan putaran pengaduk (n)

$$\begin{aligned} n &= 90 \text{ putar/mnt} \\ &= 1,5 \text{ rps} \end{aligned}$$

Viskositas campuran ( $\mu_c$ )

$$\mu_c = 0,001 \text{ lb/ft, dtk}$$

Densitas campuran ( $\rho_c$ )

$$\rho_c = 65,9708 \text{ lb/ft}^3$$

Bilangan Reynold (NRe)

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{D^2 \times n \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{1,6502^2 \times 1,5 \times 65,9708}{0,001} = 269.473,569 \end{aligned}$$

Dari fig. 10.5 Wallas untuk NRe = 303469,121 diperoleh power number,  $N_p = 2$ , maka : power pengaduk (P) :

$$\begin{aligned} P &= \frac{N_p \times \rho \times n^2 \times D_p^5}{g_c} \\ &= \frac{2 \times 65,9708 \times 1,5^2 \times 1,6502^5}{32,2 \times 550} \\ &= 0,205 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Jika efisiensi pengadukan 80% maka :

$$P_w = \frac{P}{\eta} = \frac{0,205}{0,8}$$

$$= 0,256 \text{ Hp}$$

### 10. Kristaliser (K)

Fungsi : untuk mengkristalkan larutan Monosodium Glutamat

Type : Tangki vertikal

- Kondisi operasi :

Tekanan operasi : 1 atm

Temperatur operasi : 30°C

Jumlah campuran yang akan ditampung (M)

$$M = 4.707,281 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ camp} = 1.048,6543 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{M}{\rho} = \frac{4.707,281 \text{ kg/jam}}{1.048,6543 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3,5163 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Basis penyimpanan = 7 hari

$$\begin{aligned} V &= 4,4889 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ jam}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 821,352 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jika digunakan 1 buah tangki, maka volume larutan :

$$V_L = \frac{V}{1} = \frac{821,352}{1} = 821,352 \text{ m}^3$$

Jika 80% larutan mengisi tangki/silinder, maka :

Volume silinder ( $V_s$ ) :

$$\begin{aligned}
 V_s &= \frac{100}{80} \times \text{volume larutan} \\
 &= \frac{100}{80} \times 821,352 \text{ m}^3 \\
 &= 1.026,69 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

- Pemilihan ukuran tangki :

Type : Tangki vertikal

Tutup atas : Dishead head

Tutup bawah : Datar

- Tinggi silinder :

$$H = \frac{3}{2} \times D = 1,5 D$$

- Luas penampang tangki :

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

- Volume silinder :

$$\begin{aligned}
 V_s &= H \times A \\
 &= 1,5 D \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \\
 &= 1,5 D^3 \times \frac{\pi}{4}
 \end{aligned}$$

$$1.026,69 = 1,1775 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{1.026,69}{1,1775}}$$



$$D = 8,5675 \text{ m}$$

Sehingga :

$$H = 1,5 D$$

$$= 1,5 \times 8,5675 \text{ m} = 12,8513 \text{ m}$$

- Tinggi larutan dalam silinder ( $H_L$ )

$$H_L = \frac{80}{100} \times 12,8513$$

$$= 10,2810 \text{ m}$$

- Tebal silinder ( $T_s$ ) :

$$T_s = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + C \quad \dots\dots\dots \text{Pers. Brownell Young}$$

Dimana :

$$P = \text{tekanan rancang} = P_{opr} + P_H$$

$$P_{opr} = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kpa}$$

Jika :

$$P = \rho \times H_L \times g$$

$$= 1.048,6543 \text{ kg/m}^3 \times 10,2810 \text{ m} \times 9,8 \text{ m/dtk}^2$$

$$= 105.763,718 \text{ pa} = 105,764 \text{ kpa}$$

$$P = 150 \text{ Kpa} + 105,764 \text{ kpa}$$

$$= 255,764 \text{ kpa}$$

Jika material yang digunakan adalah Carbon Stell SA-334 Grade C

(Tabel 13.1 Brownell)

S	= stress yang diinginkan	= 155131,4984 kpa
E	= efisiensi sambungan	= 85%
C	= faktor korosi	= 0,003 m

Maka :

$$T_s = \frac{255,764 \text{ kpa} \times 8,5675 \text{ m}}{2(155131,4984)0,85 - 1,2(255,764 \text{ kpa})} + 0,003$$

$$= 0,01\text{m} \times 39,37$$

$$= 0,44 \text{ in}$$

- Penentuan tutup atas :

$$T_e = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + C \quad \dots\dots\dots \text{Pers. 13 - 12 Brownell}$$

Dimana :

Sehingga :

$$T_e = \frac{255,764 \text{ kpa} \times 8,5675 \text{ m}}{2(155131,4984\text{kpa})0,85 - 0,2(255,764 \text{ kpa})} + 0,003$$

$$= 0,01\text{m} \times 39,37$$

$$= 0,44 \text{ in}$$

- Penentuan tinggi tutup atas silinder :

Dari tabel 5-6 Brownell Young :

$$\text{Sraight Flange (Sf)} = 3 \text{ inc} = 0,0762 \text{ m}$$

$$\text{Knockle radius (icr)} = 1,313 \text{ in} = 0,0333\text{m}$$

$$\text{Grown radius (r)} = 4,5720 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= \frac{4,2838}{2} - 0,0333 = 2.1086 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 4,5720 \text{ m} - 0,0333 = 4,5387 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{4,5387^2 - 2.1086^2} \\ &= 4,019 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 4,5720 - 4,019 = 0,553 \text{ m} \end{aligned}$$

- Tinggi total tutup atas (OA) :

$$\begin{aligned} OA &= t + b + Sf \\ &= 0,01\text{m} + 0,553 \text{ m} + 0,0333 \\ &= 0,598 \text{ m} \end{aligned}$$

Penentuan tutup bawah :

Tebal tutup bawah berbentuk plat datar

$$T = C \times Di \sqrt{\frac{P}{S}}$$

Berdasarkan equation 4.2.1.5 hal 45 Bhattacharya :

$$C = 0,45$$

$$t = 0,45 \times 4,2838 \text{ m} \times \sqrt{\frac{255,764 \text{ kpa}}{155131,4984 \text{ kpa}}}$$

$$= 0,0783 \text{ m}$$

Tinggi total tangki (Ht) :

$$H_t = H_{\text{silinder}} + H_{\text{tutup atas}} + H_{\text{tutup bawah}}$$

$$= 12,8513 + 0,598 \text{ m} + 0,0783 \text{ m}$$

$$= 13,2576 \text{ m}$$

### 11. Dryer (D)

Fungsi : mengeringkan Monosodium Glutamat yang keluar dari kristaliser dengan menggunakan udara panas.

Type : Direct – Heat Rotary Dryer

Kapasitas :  $5.431,088 \text{ kg/jam} \times 2,2046 \text{ lb/kg} = 11.973,3766 \text{ lb/jam}$

Menentukan diameter rotary dryer :

Temperatur udara masuk :  $30^\circ\text{C}$

Humidity : 60%

Humidity absolute : 0,12 lb uap/lb udara kering

Rate udara :  $620 \text{ lb/jam ft}^2$

Maka :

$$A = \frac{\text{jumlah udara yang dibutuhkan}}{\text{rate udara}}$$

$$= \frac{11.973,3766 \text{ lb/jam}}{620 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \text{ft}^2}$$

$$= 19,3119 \text{ ft}^2$$

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

Maka :

$$D^2 = 16,7379 \text{ ft}^2 \frac{4}{3,14}$$

$$D = 4,6465 \text{ ft} = 1,4163 \text{ m}$$

Syarat :

Diameter rotary : 1 – 10 ft (Perry ed 6 Hal 20 – 32)

Jadi : D = 4,6465 ft (memenuhi)

Menentukan panjang rotary dryer :

$$L_t = 0,1 \cdot C_p \cdot G^{0,84} \cdot D \quad (\text{Perry ed 6 Hal 20 – 32})$$

Dimana :

L<sub>t</sub> = Light of transfer unit

C<sub>p</sub> = kapasitas panas = 0,24 Btu/lb°F

G = Kecepatan udara yang dibutuhkan dalam rotary dryer (lb/ft<sup>2</sup> jam)

Range : 200 – 10000 lb/ft

Maka :

$$\begin{aligned} L_t &= 0,1 \times 0,24 (620)^{0,84} \times 4,6465 \\ &= 18,9183 \text{ ft} \end{aligned}$$

$N_t$  = number of Heat transfer = 1,5 – 2,0 ft (Perry ed 3 Hal 831)

$L$  =  $L_t \times N_t$

$$= 18,9183 \text{ ft} \times 1,5$$

$$= 28,3775 \text{ ft}$$

Untuk :

$L/D = 4 - 10 \text{ ft}$  (Perry ed 3 Hal 831)

$$L/d = \frac{28,3775}{4,6465} = 6,1773 \text{ (memenuhi)}$$

Menghitung putaran rotary dryer :

$$N = \frac{V}{\pi \cdot D}$$

Dimana :

Kecepatan putar impeller = 30 – 150 ft/mnt

Asumsi :  $V = 100 \text{ ft/dtk}$

Range N.D = 25 – 35 rpm (Perry ed 3 Hal 832)

Maka :

$$N = \frac{100 \text{ ft/mnt}}{3,14 \times 4,8052} = 6,1073 \text{ rpm}$$

$N \cdot D = 6,1073 \text{ rpm} \times 4,6465 = 28,3776 \text{ rpm (memenuhi)}$

Menghitung waktu tinggal :

Hold up dryer = 3 – 2 % vol total (Perry ed 6 Hal 20 – 32)

$$\text{Vol total dryer} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot L = \frac{3,14}{4} \times 4,6465^2 \times 28,3775$$

$$= 480,945 \text{ ft}^3$$

$$= 146,592 \text{ m}^3$$

$$\text{Hold up dryer} = 0,12 \times 480,945 = 57,7134 \text{ ft}^2$$

Menghitung poweer :

$$P = S + 0,11 \times D \times L$$

$$= 5 + (0,11 \times 4,6465 \times 28,3775)$$

$$= 19,5042$$

$$\text{Efisiensi motor} = 85\%$$

$$\text{Power motor} = 19,5042/0,85 = 22,9461 \text{ Hp}$$

## 12. Pompa (P-01)

Fungsi : Mengalirkan bahan baku ke hidrolizer

Kebutuhan : Direncanakan menggunakan 1 pompa

Laju alir bahan masuk (w) = 5221,899 kg/jam = 11512,317 lb/jam

Densitas bahan ( $\rho$ ) = 1176,103 kg/m<sup>3</sup> = 263,422 lb/ft<sup>3</sup>

Viskositas bahan ( $\mu$ ) = 0,0036 lb/ft det

Laju alir volumetrik (Q) =  $\frac{w}{\rho} = \frac{11512,317 \text{ lb/jam}}{263,422 \text{ lb/ft}^3} = 43,70 \text{ ft}^3/\text{jam}$   
 = 0,012 ft<sup>3</sup>/dtk

Dianggap aliran turbulen dari Peters 7 Timmerhouse "Plant Design and Economic" pers 15 hal 496, untuk mencari diameter optimum :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$$

Dimana :  $D_i \text{ opt}$  = Diameter pipa optimum (in)

Q = Laju alir volumetrik (ft<sup>3</sup>/det)

$$D_i \text{ opt} = 3,9 (0,012)^{0,45} (263,422)^{0,13}$$

$$= 1,1003 \text{ in}$$

Maka  $D_i = 1,1003 \text{ in} = 1 \text{ in}$

Standarisasi pipa nominal 1 in, Sch 40 (Brownell and Young "Plant equipment")

ID = 1,049 in = 0,0874 ft

OD = 1,315 in = 0,1095 ft

a = 1,864 in<sup>2</sup> = 0,0129 ft<sup>2</sup>



Kecepatan aliran pipa (V)

$$V = \frac{Q}{a} = \frac{0,012 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0129 \text{ ft}^2} = 0,9 \text{ ft/det}$$

Cek bilangan Reynold (Nre)

$$N_{re} = \frac{\rho_{mix} \times V \times ID}{\mu} = \frac{263,422 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,9 \text{ ft/det} \times 0,0874 \text{ ft}}{0,0036 \text{ lb/ft det}}$$

$$= 5755,7707 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Peter and Timmerhouse fig 14 – 1 hal 482 untuk bahan comersial stell diperoleh

$$\varepsilon = 0,00015$$

$$\varepsilon/ID = 0,00171$$

$$F = 0,006$$

$$\alpha = 1$$

Menentukan panjang pipa (L)

Direncanakan

- Panjang pipa lurus			= 30,000 ft
- 2 buah elbow 90° (ID)	= 30 Le	= 30 x 0,0874	= 2,6220 ft
- 1 buah gate valve (ID)	= 35 Le	= 35 x 0,0874	= 3,0590 ft
- 1 buah globe valve (ID)	= 340 Le	= 340 x 0,087	= 29,7160 ft
			<hr/>
			= 65,3970 ft

Friksi yang terjadi (FC)

Menentukan faktor kerugian akibat gesekan pada sambungan dan valve

$$\begin{aligned}
 FC &= \frac{2F \times V^2 \times \epsilon L}{gc \times ID} \\
 &= \frac{2 \times 0,006 \times 0,9^2 \times 65,3970}{0,1979 \times 32,2} \\
 &= 0,09979 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian akibat kontraksi dari tangki ke pipa

$$\begin{aligned}
 FC &= \frac{Kc \times V^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{0,5 \times 0,9^2}{2 \times 1 \times 32,2} \\
 &= 0,0063 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Faktor kerugian akibat ekspansi dari pipa ketangki

$$\begin{aligned}
 FC &= \frac{V^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{0,9^2}{2 \times 1 \times 32,2} \\
 &= 0,0126 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \sum FC &= 0,09979 \text{ ft lbf/lbm} + 0,0063 \text{ ft lbf/lbm} + 0,0126 \text{ ft lbf/lbm} \\
 &= 0,1187 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Persamaan Bernauli

$$\Delta Z \text{ g/gc} + \Delta V^2 / 2 \alpha \text{ gc} + \Delta P / \rho = Q - W_f - \sum FC$$

Dimana :

$$V1 = 0 \text{ (diameter tangki > diameter pipa)}$$

$$V2 = 0,3759 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\Delta Z = 10 \text{ ft}$$

$$\alpha = 1 \text{ (aliran turbulen)}$$

Persamaan Berbouli menjadi :

$$\sum FC + \Delta Z \text{ g/gc} + \Delta V^2 / 2 \alpha \text{ gc} + \Delta P / \rho = Wf$$

$$\begin{aligned} - Wf &= (0,0416) + 10 + (0,9)^2 / 2 \times 1 \times 32,2 + 0 \\ &= 23,0826 \text{ lbf/lbm} \end{aligned}$$

Menghitung Power pompa

$$\begin{aligned} WHP &= \frac{-Wf \times Q \times \rho \text{ mix}}{550} \\ &= \frac{23,0826 \text{ lbf/lbm} \times 0,012 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times 263,422 \text{ lb/ft}^3}{550} \\ &= 0,1327 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$BHP = \frac{WHP}{\eta \text{ pompa}} = \frac{0,1327 \text{ Hp}}{0,50} = 0,2654 \text{ Hp}$$

Dari fig 14 – 38 hal 521 (Peter & Timmerhouse “Plant Design and Economic)

Diperoleh efisiensi motor adalah 80%

$$\begin{aligned} \text{Sehingga Hp motor} &= \frac{BHP}{\eta_{motor}} \\ &= \frac{0,2654 \text{ Hp}}{0,8} \\ &= 0,3318 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Maka digunakan daya aktual pompa adalah 0,5 Hp

**LAMPIRAN D**  
**PERHITUNGAN**  
**UTILITAS**

## LAMPIRAN D

## UTILITAS

Dalam suatu pabrik, utilitas merupakan bagian utama dalam menunjang jalannya proses produksi. Sarana utilitas yang harus disediakan pabrik adalah :

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan listrik
3. Unit penyediaan alat utilitas

**1. Perhitungan Kebutuhan Air**

- Kebutuhan Steam

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

- Hidroliser	=	338,325 kg/jam
- Fermentor	=	17,240 kg/jam
- Netralizer	=	126,495 kg/jam
- Driyer	=	1.430,340 kg/jam
<hr/>		
Total	=	1.912,400 kg/jam

Perencanaan kebutuhan steam yang dihasilkan pada unit pengolahan steam sebanyak 25% lebih besar dari kebutuhan sebenarnya, sehingga jumlah steam yang digunakan untuk boiler sebanyak (Ws).

$$W_s = \frac{125}{100} \times 1.912,400 \text{ kg/jam}$$

$$= 2.390,5 \text{ kg/jam}$$

Penentuan Brake House power (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{Ws (H-Hi)}{8391,5700} \dots\dots\dots(\text{PTT MIGAS CEPU hal.99})$$

BHP = Brake House Power

Ws = Jumlah steam yang dihasilkan (kg/jam)

H = Panas latent yang dihasilkan (kkal/jam)

Hi = Panas air umpan boiler (kkal/jam)

Dari tabel saturated hal 817, T=100°C dan tekanan laten diperoleh :

$$H_f = 639,111 \text{ kkal/kg}$$

$$H_s = 100,04 \text{ kkal/kg}$$

Asumsi kualitas steam 100% kering, sehingga :

- Panas laten (H)

$$H = 100\% (H_s + H_f)$$

$$= 100/100 (100,04 \text{ kkal/kg} + 639,1111 \text{ kkal/kg})$$

$$= 739,15 \text{ kkal/kg}$$

- Panas air umpan kettle (feet water Boiler pada temperatur 30°C)

$$H_i = 1 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \times 30^\circ\text{C}$$

$$= 30 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{Maka BHP} = \frac{Ws (H-H_i)}{8391,5700} = \frac{2.390,5 \text{ kg/jam} (739,2 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} - 30 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}})}{8391,5700}$$

$$= 202,03 \text{ kkal/jam} \times 3,9683 \frac{\text{Btu/jam}}{\text{kkal/mnt}}$$

$$= 801,7156 \text{ Btu/mnt} \times \frac{1 \text{ Hp}}{42 \text{ Btu/mnt}}$$

$$= 19,088 \text{ Hp} = 19 \text{ Hp}$$

Kebutuhan air umpan Boiler (W)

$$W = W_s \cdot F$$

Jarak factor evaporator (F)

$$F = \frac{H - H_i}{539,2} \dots\dots\dots (\text{PPT MIGAS CEPU hal.99})$$

$$= \frac{739,2 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} - 30 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}}}{539,2} = 1,3152$$

$$\text{Maka } W = 2.390,5 \text{ kg/jam} \times 1,3152$$

$$= 3.143,9856 \text{ kg/jam}$$

Diasumsi

Kondensasi yang hilang pada waktu, sebelum pemanasan adalah 20%, maka air umpan boiler yang harus dikembalikan (make up) ke dalam boiler ( $W_m$ ) adalah :

$$W_m = 20\% \times 3.143,9856 \text{ kg/jam}$$

$$= 628,797 \text{ kg/jam}$$

Efisiensi boiler ( $\eta$ )

Dari Smith Van Ness hal. 140 – 146 diperoleh

$$\eta = \left( 1 - \frac{T_c}{T_h} \right) \times 100\%$$

Dimana :

$$\eta = \text{efisiensi thermal boiler}$$

$$T_c = \text{Temperatur gas sisa pembakaran (k)}$$



Th = temperatur pembakaran (k)

Asumsi :

Tc = 250°C = 523°K

Th = 800°C = 1073°K

$$\eta = \left(1 - \frac{523^{\circ}\text{K}}{1073^{\circ}\text{K}}\right) \times 100\%$$

$$= 51,26\%$$

#### A. Kebutuhan Air pendingin /proses

Kebutuhan air direncanakan memakai air sungai yang kemudian diolah menjadi air bersih untuk layak digunakan pada pabrik dan keperluan lain.

- Kebutuhan air pendingin

Cooler = 4.697,787 kg/jam

Jumlah make up air pendingin yang digunakan diperkirakan 5% dari total pendingin (Mn).

$$\text{Mn} = 5/100 \times 4.697,787 \text{ kg/jam}$$

$$= 234,889 \text{ kg/jam}$$

Total air pendingin (Md)

$$\text{Md} = 234,889 \text{ kg/jam} + 4.697,787 \text{ kg/jam}$$

$$= 4.932,676 \text{ kg/jam}$$

**a. Air Umpan Boiler (W)**

Air umpan boiler yang diumpankan ke dalam boiler untuk memproduksi steam :

- Jumlah air umpan boiler (W)	= 3.143,9856 kg/jam
- Jumlah air umpan make up (Wm)	= 628,7970 kg/jam +
<b>Total</b>	<b>= 3.772,7826 kg/jam</b>

**b. Kebutuhan Air Sanitasi**

Air sanitasi yang digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, pemadam kebakaran, dan cadangan air lainnya.

- Jumlah karyawan pabrik sebanyak 150 orang dengan kebutuhan air 100 liter/hari setiap karyawan.

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air setiap karyawan} &= 150 \times 100 \text{ liter/hari} \\
 &= 15000 \text{ liter/hari} \\
 &= 0,625 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 625 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

- Untuk kebutuhan lain – lain

Direncanakan kebutuhan air yang digunakan adalah 25% dari kebutuhan karyawan sehingga kebutuhan air untuk taman dan laboratorium adalah :

$$\begin{aligned}
 &= 25\% \times \text{kebutuhan karyawan} \\
 &= 25\% \times 625 \text{ kg/jam} \\
 &= 156,25 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

- Air untuk keperluan rumah (Mr)

Jika dianggap setiap karyawan memiliki 5 anggota keluarga dan kebutuhan setiap anggota 100 liter/hari, maka :

$$\begin{aligned} Mr &= 100 \text{ liter/hari} \times 1 \text{ m}^3/1000 \text{ liter} \times 1 \text{ hari}/24\text{jam} \times 150 \times 5 \\ &= 3,125 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1000 \text{ kg/m}^3 = 31250 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi total kebutuhan air sanitasi adalah :

$$\begin{aligned} &= \text{kebutah air karyawan} + \text{kebutuhan air lain-lain} + \\ &\quad \text{kebutuhan air rumah tangga} \\ &= 625 \text{ kg/jam} + 156,25 \text{ kg/jam} + 31250 \text{ kg/jam} \\ &= 32.031,250 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Total air proses :

$$\begin{aligned} &= \text{Total air pendingin} + \text{air umpan boiler} \\ &= 4.932,676 \text{ kg/jam} + 3.772,7826 \text{ kg/jam} \\ &= 8.705,459 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka total kebutuhan air :

$$\begin{aligned} &= \text{Air proses} + \text{air sanitasi} \\ &= 8.705,459 \text{ kg/jam} + 32.031,250 \text{ kg/jam} \\ &= 40.736,709 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Total kebutuhan air sungai adalah penambahan 10% dari total keseluruhan air .

$$\begin{aligned} M &= \text{total kebutuhan air} + 10\% (\text{total kebutuhan air}) \\ &= 40.736,709 \text{ kg/jam} + 10\% (40.736,709 \text{ kg/jam}) \\ &= 44.810,3799 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

## 2. Spesifikasi Peralatan Utilitas

### a. Pompa air sungai

Fungsi : memompa air sungai ke bak pengendapan

Type : pompa sentrifugal

Kapasitas air yang akan dipompa (Q)

$$\begin{aligned} Q &= 44.810,3799 \text{ kg/jam} \\ &= 98.806,888 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Digunakan 1 pompa

$$Q_p = \frac{98.806,888 \text{ lb/jam}}{1} = 98.806,888 \text{ lb/jam}$$

Densitas air ( $\rho$ )

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

Viskositas air ( $\mu$ )

$$\begin{aligned} \mu &= 0,84 \text{ cp} \\ &= 0,000565 \text{ lb/ft.dtk} \end{aligned}$$

Laju alir volumetrik ( $Q_f$ )

$$\begin{aligned} Q_f &= Q/\rho \\ &= \frac{98.806,888 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1.582,683 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,43 \text{ ft}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

Laju alir diasumsi sebagai turbulen , maka Peter pers, 13 – 15 hal 501

( $N_{re} > 2100$ ) maka diameter pipa optimum ( $D_i \text{ opt}$ ) :

$$D_i \text{ opt} = 3,9 (Q_f)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

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

$$= 4,53 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel II Hal. 844 Kern, dipilih :

- Nominal pipe size = 6 in
- Schedule = 40
- ID = 6,07 in = 0,5054 ft
- OD = 6,625 in = 0,5521 ft
- Luas permukaan aliran = 28,9 in<sup>2</sup> = 0,2007 ft<sup>2</sup>

Kecepatan aliran dalam pipa (V)

$$V = \frac{Qf}{A} = \frac{0,43 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,2007 \text{ ft}^2} = 2,143 \text{ ft/dtk}$$

Pemeriksaan bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \cdot V \cdot ID}{\mu} = \frac{\frac{62,43 \text{ lb}}{\text{ft}^3} \times 2,143 \frac{\text{ft}}{\text{dtk}} \times 0,5054 \text{ ft}}{0,000565 \text{ lb/ft.dtk}}$$

$$= 119.674,686$$

Direncanakan :

- Panjang pipa lurus (L) = 150m = 492,12 ft
- Tinggi pemompaan (H) = 12 m = 39,370 ft
- 6 elbow 90°

$$Le/ID = 32 \quad \dots(\text{Peter Tabel 1 hal. 484})$$

$$Le = 32 \times 6 \times D$$

$$= 129,3867 \text{ ft}$$

- 2 gate value open

$$Le/ID = 7 \quad \dots(\text{Peter Tabel 1 hal. 484})$$

$$Le = 7 \times 2 \times ID$$

$$= 7,0760 \text{ ft}$$

Dipilih maksimal pipa dari commercial Steel (Peter hal.487 fig 12.1)

$$\varepsilon = 0,000046\text{m} = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\varepsilon/D = 0,0003$$

$$f = 0,007$$

Friksi yang terjadi (F)

- Friksi sepanjang pipa lurus :

$$F = \frac{2 \times f \times V^2 \times L}{gc \times ID}, \text{ dimana } gc = 32,2 \text{ lbm.ft/lbf.dtk}^2$$

$$= \frac{2 \times 0,007 \times (2,143 \frac{\text{ft}}{\text{dtk}})^2 \times 492,12 \text{ ft}}{32,2 \text{ lbm.} \frac{\text{ft}}{\text{lbf}} \text{dtk}^2 \times 0,5054 \text{ ft}}$$

$$= 1,9443 \text{ lbf.ft/lbm}$$

- Friksi karena sambungan (elbow 90°)

$$F = \frac{2 \times f \times V^2 \times Le}{gc \times ID}$$

$$= \frac{2 \times 0,007 \times (2,143 \frac{\text{ft}}{\text{dtk}})^2 \times 129,3867 \text{ ft}}{32,2 \text{ lbm} \cdot \frac{\text{ft}}{\text{lbf}} \cdot \text{dtk}^2 \times 0,5054 \text{ ft}}$$

= 0,5112 lbf.ft/lbm Friksi karena adanya bukaan (gate valve)

$$F = \frac{2 \times f \times V^2 \times Le}{gc \times ID}$$

$$= \frac{2 \times 0,007 \times (2,143 \frac{\text{ft}}{\text{dtk}})^2 \times 7,0760 \text{ ft}}{32,2 \text{ lbm} \cdot \frac{\text{ft}}{\text{lbf}} \cdot \text{dtk}^2 \times 0,5054 \text{ ft}}$$

$$= 0,028 \text{ lbf.ft/lbm}$$

- Friksi karena kontraksi

$$F = \frac{k \times V^2}{2 \times gc} \text{ dimana } k = 0,5$$

$$= \frac{0,5 \times (2,143 \text{ ft/dtk})^2}{2 \times 32,2 \text{ lbm} \cdot \frac{\text{ft}}{\text{lbf}} \cdot \text{dtk}^2}$$

$$= 0,0357 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Total friksi ( $\Sigma F$ ) :

$$\Sigma F = 1,9443 \text{ lbf.ft/lbm} + 0,5112 \text{ lbf.ft/lbm} + 0,028 \text{ lbf.ft/lbm} + 0,0357 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$= 2,5192 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Menentukan kerja pompa

Berdasarkan persamaan Bernaulli (Peter pers.10 hal. 486)

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g_c (Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \dots \text{Geonkoplis, 1997}$$

Dimana :  $V_1 = V_2$

$$P_1 = 29,7 \text{ bar} = 62655,0440 \text{ psi}$$

$$P_2 = 29,7 \text{ bar} = 62655,0440 \text{ psi}$$

$$\Delta P = 0 \text{ psi}$$

$$\text{Tinggi pemompaan} = \Delta Z = \Delta H = 39,370 \text{ ft}$$

$$\text{Maka} = 0 + \frac{32,2 \text{ lbm} \cdot \frac{\text{ft}}{\text{lb}_f} \cdot \text{dt}^2}{32,2 \text{ lbm} \cdot \frac{\text{ft}}{\text{lb}_f} \cdot \text{dt}^2} (39,370 \text{ ft}) + 0,5192 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} + W_s = 0$$

$$W_s = 41,8892 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa } \eta = 75\%$$

$$W_s = \eta \times W_p$$

$$41,8892 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{lbm} = 0,75 \times W_p$$

$$W_p = 55,8523 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}$$

$$\text{Daya pompa} = \frac{\rho \cdot Q_f \times W}{550 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lb}_f}{\text{dtk}} \cdot \text{Hp}}$$

$$= \frac{\frac{62,43 \text{ lb}}{\text{ft}^3} \times 0,43 \frac{\text{ft}^3}{\text{dtk}} \times 55,8523 \text{ ft} \cdot \text{lbf} / \text{lbm}}{550 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lb}_f}{\text{dtk}} \cdot \text{Hp}}$$



$$\text{BHP} = 2,72 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor , 3 Hp

#### b. Bak Penampungan Awal

Kode : BP - 01

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

Type : Bak persegi panjang

Rate massa : 44.810,3799 kg/jam

$\rho$  : 1000 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal : 12 jam

Volume air yang akan ditampung (V)

$$\begin{aligned} V &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{44.810,3799 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 44,810 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jumlah bak yang digunakan sebanyak 3 buah.

$$\text{Volume bak} = \frac{44,810 \text{ m}^3}{3} = 14,94 \text{ m}^3$$

Volume dirancang 85% berisi air, maka :

$$= \frac{14,94 \text{ m}^3}{0,85} = 17,576 \text{ m}^3$$

Bak dirancang dengan ketentuan :

$$P = 2x$$

$$L = 1x$$

$$T = 4 \text{ m}$$

$$\text{Volume bak} = P \cdot L \cdot T$$

$$17,576 \text{ m}^3 = 2x \cdot 1x \cdot 4\text{m}$$

$$X^2 = 27,281 \text{ m}$$

$$X = 5,2231 \text{ m}$$

$$P = 2X$$

$$= 2 \times 5,2231 \text{ m}$$

$$= 10,446 \text{ m}$$

**c. Tangki Pengendapan dan Pencampuran**

Fungsi : Tempat penambahan bahan koagulan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14 \text{ H}_2\text{O}$  (alum) sebagai koagulan untuk mengikat kotoran yang tidak dikehendaki.

Dimana :  $L = 0,5 \times D$

$$H = 0,5 \times L$$

$$= 0,25 D$$

Volume air yang mengisi tangki ( $V_t$ )

$$V_t = 44,810 \text{ m}^3$$

Jika digunakan 3 buah tangki, maka :

$$\text{Volume bak} = \frac{44,810 \text{ m}^3}{3} = 14,94 \text{ m}^3$$

Volume dirancang 80% berisi air, maka :

$$V_t = \frac{14,94 \text{ m}^3}{0,80} = 18,675 \text{ m}^3$$

$V_t$  = volume selinder + volume konis

$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L + \frac{\pi}{4} D^2 \cdot \frac{1}{3} H$$

$$= \frac{3,14}{4} \times D^2 \times 0,5 + \frac{3,14}{4} D^2 \cdot \frac{1}{3} 0,25$$

$$18,675 \text{ m}^3 = 0,3925 D^3 + 0,0654 D^3$$

$$D = \left( \frac{18,675}{0,4579} \right)^{1/3}$$

$$= 3,3999 \text{ m}$$

$$L = 0,5 \times D$$

$$= 0,5 \times 3,3999 \text{ m}$$

$$= 1,699 \text{ m}$$

$$H = 1,5 \times L$$

$$= 1,5 \times 1,699 \text{ m}$$

$$= 2,5485 \text{ m}$$

Digunakan pengaduk dengan daya (P) = 1 Hp

Batang pengaduk berbentuk propeller.

- Kebutuhan Alum (MA)

Untuk pengendapan digunakan alum = 2 grain/galon air

Jika kapasitas air (Qf) = 193,0098 gallon/mnt

Maka :

MA = 193,0098 gallon/mnt x 2 grain/gallon x 1 lb/7000grain

$$\begin{aligned}
 &= 0,055 \text{ lb/mnt} \\
 &= 0,055 \text{ lb/mnt} \times 1 \text{ kg}/2,2046 \text{ lb} \\
 &= 0,025 \text{ kg/mnt} \\
 &= 36 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

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

- **Kebutuhan Kapur (CaO)**

$$\begin{aligned}
 \text{Pemakaian CaO ditetapkan} &= 1,5 \text{ grain/gallon} \\
 \text{CaO} &= 1,5 \text{ grain/gallon} \times 193,0098 \text{ gallon/mnt} \times 1\text{lb}/7000 \text{ grain} \\
 &= 0,0414 \text{ lb/mnt} \times 0,4536 \text{ kg/lb} \\
 &= 0,0188 \text{ kg/mnt} \\
 &= 27,0418 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

Jika keperluan CaO adalah 90% maka :

$$\begin{aligned}
 \text{CaO} &= 0,9 \times 27,0418 \text{ kg/hari} \\
 &= 24,3376 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

CaO dilarutkan dalam tangki pelarut dengan konsentrasi CaO 25%

**d. Bak Saringan Pasir (Sand Filter)**

Kode : BP – 02

Fungsi : Untuk menyaring partikel yang belum terendapkan yang terdapat dalam air yang keluar pada aliran Over Flow Clarifier.

Tipe : Bak persegi panjang

Rate massa : 44.810,3799 kg/jam

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

Waktu tinggal : 2 jam

Volume air yang akan ditampung (V)

$$V = \frac{m \cdot t}{\rho} = \frac{44.810,3799 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 89,6208 \text{ m}^3$$

Jumlah bak yang digunakan adalah 1 buah

$$V \text{ bak} = 89,6208 \text{ m}^3$$

Volume yang dirancang 80% berisi air, maka :

$$V \text{ bak} = 89,6208 \text{ m}^3 / 0,8 = 112,0259 \text{ m}^3$$

Bak saringan pasir :

$$P = 2X$$

$$L = 1X$$

$$T = 4 \text{ m}$$

$$\text{Volume Bak} = P \cdot L \cdot T$$

$$112,0259 \text{ m}^3 = 2X \cdot 1X \cdot 4\text{m}$$

$$28,0065 \text{ m}^4 = 2X^2$$

$$X = 3,743 \text{ m}$$

$$P = 2X$$

$$= 2 \times 3,743 \text{ m}$$

$$= 7,486 \text{ m}$$

$$L = 3,743 \text{ m}$$

#### e. Bak Air Bersih

Kode : BP - 02

Fungsi : Untuk menampung air bersih yang keluar dari sand filter, untuk kebutuhan air proses, air pendingin, dan air sanitasi.

Type : Bak persegi panjang

Rate massa : 44.810,3799 kg/jam

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

Waktu tinggal : 2 jam

Volume air yang ditampung (V)

$$V = \frac{m \cdot t}{\rho} = \frac{44.810,3799 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 89,6208 \text{ m}^3$$

Jumlah bak yang digunakan adalah 1 buah

$$V \text{ bak} = 89,6208 \text{ m}^3$$

Volume yang dirancang 80% berisi air, maka :

$$V \text{ bak} = 89,6208 \text{ m}^3 / 0,8 = 112,0259 \text{ m}^3$$

Bak saringan pasir :

$$P = 2X$$

$$L = 1X$$

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

$$\text{Volume Bak} = P \cdot L \cdot T$$

$$112,0259 \text{ m}^3 = 2X \cdot 1X \cdot 3\text{m}$$

$$37,342 \text{ m}^4 = 2X^2$$

$$X = 3,5281 \text{ m}$$

$$P = 2X$$

$$= 2 \times 3,5281 \text{ m}$$

$$= 7,0562 \text{ m}$$

$$L = 3,5281 \text{ m}$$

#### f. Bak Air Sanitasi

Kode : BP - 03

Fungsi : Untuk menampung air sanitasi untuk keperluan karyawan, laboratorium, taman, dan lain - lain.

Type : Bak persegi panjang

Rate massa : 44.810,3799 kg/jam

$\rho$  : 1000 kg/m<sup>3</sup>

Waktu tinggal : 24 jam

Volume air yang ditampung (V)

$$V = \frac{m \cdot t}{\rho} = \frac{44.810,3799 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1.075,449 \text{ m}^3$$

Jumlah bak yang digunakan adalah 4 buah

$$V \text{ bak} = 1.075,449 \text{ m}^3 / 4 = 268,86 \text{ m}^3$$

Volume yang dirancang 80% berisi air, maka :

$$V \text{ bak} = 268,86 \text{ m}^3 / 0,8 = 336,0778 \text{ m}^3$$

Bak dirancang dengan ketentuan:

$$P = 2X$$

$$L = 1X$$

$$T = 5 \text{ m}$$

$$\text{Volume Bak} = P \cdot L \cdot T$$

$$336,0778 \text{ m}^3 = 2X \cdot 1X \cdot 5\text{m}$$

$$67,2156 \text{ m}^4 = 2X^2$$

$$X = 5,7972 \text{ m}$$

$$P = 2X$$

$$= 2 \times 5,7972 \text{ m}$$

$$= 11,5944 \text{ m}$$



$$L = 5,7972 \text{ m}$$

### g. Tangki Kation Excanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh adanya garam – garam kation seperti :  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{2+}$

Bentuk : Selinder dengan bed resin

Kapasitas air yang akan digunakan (Q)

$$Q = 44.810,3799 \text{ kg/jam}$$

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

Waktu tinggal : 1 jam

Volume air yang ditampung (V)

$$\begin{aligned} V &= \frac{m \cdot t}{\rho} = \frac{44.810,3799 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 44,810 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 197,2984 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Jika hanya digunakan 1 buah tangki, maka :

$$V = 197,2984 \text{ gpm}$$

Jumlah kation yang akan dihilangkan (MK)

Asumsi: kadar kation yang terserap adalah 145 ppm dan yang tidak diserap adalah 50 ppm (Power hal. 145)

$$\text{Maka} : 145 \text{ ppm} - 50 \text{ ppm} = 90 \text{ ppm}$$

$$= 95 \text{ mg/ltr} \times 1 \text{ grain}/164,89 \text{ mg} \times 3,79 \text{ ltr}/1 \text{ gallon}$$

$$= 5,5377 \text{ grain/gallon.}$$

Jumlah air yang akan dilunakkan (Ma) selama 2 jam :

$$\text{Ma} = 2 \text{ jam} \times 197,2984 \text{ gpm}$$

$$= 23.675,808 \text{ gallon}$$

Total kation yang akan dihilangkan (MK)

$$\text{MK} = 23.675,808 \text{ gallon} \times 5,5377 \text{ grain/gallon}$$

$$= 131.109,522 \text{ grain}$$

Volume Resin ( $V_R$ )

Jika digunakan " Natural Green Zeolit" dengan kapasitas penyerapan 2800 grain/ft<sup>3</sup>.

$$V_R = 131.109,522 \text{ grain} / 2800 \text{ grain/ft}^3$$

$$= 46,8248 \text{ ft}^3$$

Luas penampang bed resin ( $A_R$ )

Jika kecepatan penyerapan 3 – 5 gpm/ft<sup>2</sup> dipilih 4 gpm/ft<sup>2</sup>

$$A_R = 46,8248 \text{ ft}^3 / 4 \text{ gpm/ft}^2 = 11,7062 \text{ ft}$$

Diameter (D)

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

$$= \sqrt{\frac{A}{1/4 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{11,7062 \text{ ft}}{\frac{1}{4} \cdot 3,14}}$$

$$= 4,359 \text{ ft} = 1,329 \text{ m}$$

Tinggi bed (H)

$$H = \frac{VR}{AR} = \frac{46,8248 \text{ ft}^3}{11,7062 \text{ ft}}$$

$$= 4 \text{ ft} = 1,2192 \text{ m}$$

Tinggi Tangki (Hk)

- Lapisan grafel bagian atas dan bawah = 1 + 1 = 2 m
- Lapisan spaling bagian atas dan bawah = 1 + 1 = 2 m
- Lapisan bed resin = 1,2192m +

$$\text{Tinggi total tangki} = 5,2191\text{m}$$

Maka diambil tinggi tangki = 6 m

Konstruksi bahan adalah baja tahan karat.

#### h. Tangki Anion Exchanger (AE)

Fungsi : menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh karena adanya garam – garam anion seperti  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^-$  dan  $\text{NO}_3^-$

Bentuk : Selinder dengan bed resin

$$Q = 44.810,3799 \text{ kg/jam}$$

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

Waktu tinggal : 1 jam

Volume air yang ditampung (V)

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{m \cdot t}{\rho} = \frac{44.810,3799 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 44,810 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 197,2984 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Jika hanya digunakan 1 buah tangki, maka :

$$V = 197,2984 \text{ gpm}$$

Jumlah kation yang akan dihilangkan (MK)

Asumsi: kadar kation yang terserap adalah 145 ppm dan yang tidak diserap adalah 50 ppm (Power hal. 145)

$$\begin{aligned}
 \text{Maka} &: 145 \text{ ppm} - 50 \text{ ppm} = 90 \text{ ppm} \\
 &= 95 \text{ mg/ltr} \times 1 \text{ grain}/164,89 \text{ mg} \times 3,79 \text{ ltr}/1 \text{ gallon} \\
 &= 5,5377 \text{ grain/gallon.}
 \end{aligned}$$

Jumlah air yang akan dilunakkan (Ma) selama 1 jam :

$$\begin{aligned}
 \text{Ma} &= 1 \text{ jam} \times 197,2984 \text{ gpm} \times 60 \text{ mnt/jam} \\
 &= 11.837,904 \text{ gallon}
 \end{aligned}$$

Total kation yang akan dihilangkan (MK)

$$\begin{aligned}
 \text{MK} &= 11.837,904 \text{ gallon} \times 5,5377 \text{ grain/gallon} \\
 &= 65.554,761 \text{ grain}
 \end{aligned}$$

Volume Resin ( $V_R$ )

Jika digunakan " Natural Green Zeolit" dengan kapasitas penyerapan 2800 grain/ft<sup>3</sup>.

$$V_R = 65.554,761 \text{ grain} / 2800 \text{ grain/ft}^3$$

$$= 23,412 \text{ ft}^3$$

Luas penampang bed resin ( $A_R$ )

Jika kecepatan penyerapan 3 – 5 gpm/ft<sup>2</sup> dipilih 4 gpm/ft<sup>2</sup>

$$A_R = 23,412 \text{ ft}^3 / 4 \text{ gpm/ft}^2 = 5,853 \text{ gpm/ft}$$

Diameter (D)

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

$$= \sqrt{\frac{A}{1/4 \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{5,853 \text{ ft}}{\frac{1}{4} \cdot 3,14}}$$

$$= 2,731 \text{ ft}$$

Tinggi bed (H)

$$H = \frac{VR}{AR} = \frac{23,412 \text{ ft}^3}{5,853 \text{ ft}^2}$$

$$= 4 \text{ ft} = 1,2192 \text{ m}$$

Tinggi Tangki (Hk)

- Lapisan grafel bagian atas dan bawah = 3 + 3 = 6 ft
- Lapisan spaling bagian atas dan bawah = 3 + 3 = 6 ft
- Lapisan bed resin = 4 ft+

Tinggi total tangki = 16 ft

Maka diambil tinggi tangki = 16 ft = 4,88 m

Konstruksi bahan adalah baja tahan karat.

**i. Bak Air Proses**

**Fungsi** : untuk menampung air umpan boiler yang keluar dari tangki penukar ion yang sudah bebas kesadahan dan digunakan untuk kebutuhan steam dan air untuk pendinginan.

**Bentuk** : Persegi panjang

**Rate massa** : 44.810,3799 kg/jam

$\rho$  : 1000 kg/m<sup>3</sup>

**Waktu tinggal** : 3 jam

**Volume air yang ditampung (V)**

$$V = \frac{m \cdot t}{\rho} = \frac{44.810,3799 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 3 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 134,431 \text{ m}^3$$

**Jumlah bak yang digunakan adalah 1 buah**

$$V \text{ bak} = 134,431 \text{ m}^3$$

**Volume yang dirancang 80% berisi air, maka :**

$$V \text{ bak} = 134,431 \text{ m}^3 / 0,8 = 168,039 \text{ m}^3$$

**Bak dirancang dengan ketentuan:**

$$P = X$$

$$L = P$$

$$T = 4 \text{ m}$$

$$\text{Volume Bak} = P \cdot L \cdot T$$

$$168,039 \text{ m}^3 = X \cdot X \cdot 4$$

$$42,0098 \text{ m}^4 = X^2$$

$$X = 6,4815 \text{ m}$$

$$P = X$$

$$= 6,4815 \text{ m}$$

$$L = 6,4815 \text{ m}$$

#### j. Cooling Tower

Fungsi : untuk mendinginkan air pendingin sebelum disirkulasi

Type : Indused Druff Cooling Tower

Rate massa : 4.932,676 kg/jam

$\rho$  : 1000 kg/m<sup>3</sup>

Volume air yang akan ditampung (V)

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{4.932,676 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 4,9327 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 21,7 \text{ gpm}$$

Suhu air masuk = 65°C

Suhu air keluar = 30°C

Konsentrasi air = 2 gpm/ft<sup>2</sup> ..... (Ferry edisi 7.12 – 8.17)

Maka diperoleh luas permukaan teoritis (A) :

$$A = \frac{21,7 \text{ gpm}}{2 \text{ gpm/ft}^2} = 10,85 \text{ ft}^2$$

Power teoritis Fan (untuk 100% standar Performance) = 0,04Hp/ft<sup>2</sup>

Luar tower.

$$P = 0,04 \text{ Hp/ft}^2 \times 10,85 \text{ ft}^2 = 0,434 \text{ Hp}$$

$$\text{Power Fan (P)} = \frac{P}{\eta} = \frac{0,434 \text{ Hp}}{0,53} = 0,82 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}$$

#### Spesifikasi Alat

Kode alat : Indused Druft Cooling Tower

Kapasitas : 4.932,676 kg/jam

Suhu air masuk : 65°C

Suhu air keluar : 30°C

Power Fan : 0,82 Hp

Jumlah : 1 buah



Kebutuhan listrik dari pra rancangan pabrik MSG dari molases ini direncanakan akan diperoleh dari PLN dan generator set sebagai cadangan.

Distribusi pemakaian listrik untuk memenuhi kebutuhan pabrik adalah :

### Kebutuhan listrik

#### 1. Kebutuhan listrik untuk proses pabrik

No	Nama Alat	Jumlah (unit)	Daya Motor(Hp)	Total Daya (Hp)
1	Hidrolizer	1	27	27
2	Fermentor	1	8	8
3	Netralizer	1	0,3	0,3
4	Dryer	1	23	23
5	Pompa - 01	1	0,5	0,5
6	Pompa - 02	1	0,5	0,5
7	Pompa - 03	1	0,5	0,5
8	Pompa - 04	1	0,5	0,5
9	Pompa - 05	1	0,5	0,5
10	Pompa - 06	1	1,5	1,5
11	Pompa - 07	1	1,5	1,5
12	Pompa - 08	1	0,5	0,5
13	Pompa - 09	1	1,5	1,5
14	Pompa - 10	1	1,5	1,5
	Total	14	67,3	67,3

Kebutuhan listrik untuk alat proses (P proses)

$$P \text{ proses} = 67,3 \text{ Hp} \times 745,7 \text{ watt/1 Hp}$$

$$= 50.185,61 \text{ watt}$$

$$= 50,186 \text{ kwatt}$$

## 2. Kebutuhan listrik untuk proses utilitas (P utilitas)

No	Nama Alat	Jumlah (unit)	Daya motor (Hp)	Total daya (Hp)
1	Tangki pengendap	1	1	1
2	Pompa – 01	2	3,5	3,5
3	Pompa – 02	3	0,95	0,95
4	Pompa – 03	3	2,41	2,41
5	Pompa – 04	2	2,41	2,41
6	Pompa – 05	1	0,88	0,88
7	Pompa – 06	4	2,59	2,59
8	Pompa – 07	1	2,59	2,59
9	Pompa – 08	1	2,52	2,52
10	Pompa – 09	1	0,5	0,5
11	Cooling tower	1	0,8	0,8
12	Pompa bahan bakar	1	0,5	0,5
	<b>Total</b>			<b>33,24</b>

$$P \text{ utilitas} = 33,24 \text{ Hp} \times 745 \text{ watt/l Hp}$$

$$= 24.763,8 \text{ watt}$$

$$= 24,7638 \text{ kwatt}$$

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

$$= 50,186 \text{ kwatt} + 24,7638 \text{ kwatt}$$

$$= 74,9498 \text{ kwatt}$$

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

**Kebutuhan listrik untuk alat kontrol (P control)**

$$\begin{aligned} P \text{ control} &= 74,9498 \text{ kwatt} + 15,27326 \text{ k watt} \\ &= 90,2231 \text{ k watt} \end{aligned}$$

**3. Kebutuhan listrik untuk alat penerangan (P penerangan)**

Dari Ferry ed. 6 Tabel 35 – 59 hal 25 – 75, diperoleh range 7 – 25% dari kebutuhan listrik pabrikasi untuk penerangan. Jika dipilih 20% maka :

$$\begin{aligned} P \text{ penerangan} &= \frac{20}{100} \times 90,2231 \text{ k watt} \\ &= 18,0446 \text{ k watt} \end{aligned}$$

**4. Kebutuhan listrik untuk bengkel dan lain – lain (Pe)**

$$\begin{aligned} P_e &= \frac{15}{100} \times 90,2231 \text{ k watt} \\ &= 13,5335 \text{ k watt} \end{aligned}$$

**5. Kebutuhan listrik untuk perumahan (Pr)**

Jika kebutuhan listrik untuk setiap perumahan karyawan adalah 900 watt, maka :

$$\begin{aligned} P_r &= \text{jumlah karyawan} \times 900 \text{ watt} \\ &= 150 \times 900 \text{ watt} \\ &= 135.000 \text{ watt} \\ &= 135 \text{ k watt} \end{aligned}$$

**Total kebutuhan listrik keseluruhan (P)**

$$\begin{aligned} P &= P \text{ pabrik} + P \text{ control} + P \text{ penerangan} + P_e + P_r \\ &= (74,9498 + 90,2231 + 18,0446 + 13,5335 + 135) \text{kwatt} \\ &= 331,751 \text{ kwatt} \times 1,341 \text{ Hp/1 kw} \end{aligned}$$

$$= 444,878\text{Hp}$$

Kebutuhan tenaga listrik dari PLN dan sebagai cadangan untuk memperlancar produksi bila terjadi gangguan pada PLN digunakan generator AC dengan kapasitas terpasang setiap generator 150 kwatt, maka besar power generator (W) tiap jam, maka :

$$\begin{aligned} W &= 150 \times 3 \times 3,414 \\ &= 1536,300 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

### **Kebutuhan Bahan Bakar**

#### **1. Boiler**

Bahan bakar yang digunakan adalah Flue oil 25°Api.... (Prinsip – prinsip Konversi Eenergi)

Spesifikasi :

$$\begin{aligned} \text{Sp Grafity } 25^\circ\text{Api} &= 0,947 \\ \text{HHV} &= 18900 \text{ Btu/lb} \\ \text{LHV} &= 17800 \text{ Btu/lb} \\ \text{Cpm} &= 0,575 \text{ Btu/lb} \end{aligned}$$

Kebutuhan bakar untuk steam boiler :

$$\begin{aligned} \text{Steam yang dihasilkan pada suhu } 100^\circ\text{C} &= 373 \text{ K} \\ P &= 110 \text{ psi} \\ \alpha\text{Hf} &= 11202 \text{ kkal/kg} \\ \text{Jumlah steam yang dibangkitkan} &= 3.772,7826 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka :

$$\text{Beban panas boiler} = 3.772,7826 \text{ kg/jam} \times 11202 \text{ kkal/kg}$$

$$= 42.262.710,69 \text{ kkal/jam}$$

Efisiensi boiler = 70%

Maka :

$$\text{Net Heatreleasa boiler} = \frac{42.262.710,69 \text{ kkal/jam}}{0,7}$$

$$= 60.375.300,99 \text{ kkal/jam}$$

$$= 239.584.527,7 \text{ Btu/jam}$$

Kebutuhan bahan bakar boiler tiap jam :

$$= \frac{239.584.527,7 \text{ Btu/jam}}{17800 \text{ Btu/lb}}$$

$$= 13.459,805 \text{ lb/jam}$$

$$= 6.104,22 \text{ kg/jam} = 8.138,96 \text{ ltr/jam}$$

## 2. Generator

Power Faktor = 80%

$$\text{Kapasitas generator} = \frac{150}{0,8} = 187,5 \text{ kwatt}$$

$$\text{Power Generator} = \frac{187,5 \text{ kw}}{745 \text{ kwatt/Hp}}$$

$$= 0,3 \text{ Hp}$$

Maka :

Dengan Faktor keamanan = 25%

$$= \frac{187,5}{0,25}$$

$$= 750 \text{ kwatt}$$

$$= 750 \text{ Kw} \frac{56,87 \text{ Btu/mnt}}{1 \text{ Kw}}$$

$$= 42652,5 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Heaving Value} = 10564,670 \text{ Btu/mnt} \quad \dots\dots\dots(\text{Perry hal.3 - 155})$$

Jadi kebutuhan bahan bakar untuk generator :

$$= \frac{42652,5 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \times 60 \text{ mnt/jam}}{10564,670 \text{ Btu/mnt}}$$

$$= 242,2366 \text{ lb/jam}$$

$$= 109,9754 \text{ kg/jam}$$

Jadi disediakan generator dengan daya 150

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{109,9754 \text{ kg/jam}}{0,75 \text{ kg/ltr}}$$

$$= 146,6339 \text{ ltr/jam}$$

### 3. Tangki Bahan Bakar IDO

Fungsi : tempat minyak bahan bakar untuk persediaan 1 bulan

Alat : Selinder tegak

Bahan bakar yang disediakan untuk 7 hari proses

$$= 8.138,96 \text{ ltr/jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 137.585,28 \text{ ltr/hari}$$

$$= 4.858,237 \text{ ft}^3$$

Bahan bakar 80% menempati volume tangki

$$= 0,8 \times 4.858,237 \text{ ft}^3$$

$$= 3.886,59 \text{ ft}^3$$

Digunakan tangki Carbon Steel berbentuk silinder tegak, tutup bawah datar dan tutup atas berbentuk konis.

Dimensi tangki :

Volume tangki = volume silinder + volume tutup

$$V = 1/4 \pi D^2 \cdot H$$

$$\text{Dimana } H = 1,5 D$$

Maka :

$$\begin{aligned} V &= 1/4 \pi D^2 \cdot (1,5 D) \\ &= 0,375 \pi D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup (Vh)} = 0,08467 D^3 \dots\dots\dots(\text{pers. 5.11 hal 88 Brownell})$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= 0,375 \pi D^3 + 0,08467 D^3 \\ &= 1,2622 D^3 \end{aligned}$$

Diameter tangki :

$$\begin{aligned} D &= \left( \frac{V}{V_t} \right)^{1/3} \\ &= \left( \frac{3.886,59 \text{ ft}^3}{1,2622} \right)^{1/3} \\ &= 14,164 \text{ ft} \\ &= 4,4224 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi silinder

$$H = 1,5 \times 4,4224 \text{ m} = 6,6336 \text{ m} = 21,746 \text{ ft}$$

**LAMPIRAN E**  
**PERHITUNGAN**  
**ANALISA**  
**EKONOMI**



## LAMPIRAN E

### Perhitungan Analisa Ekonomi

Investasi dan perhitungan ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah sebuah pabrik yang direncanakan menguntungkan atau tidak, disamping itu sebagai gambaran apakah suatu pabrik yang dibuat cukup fleksibel jika ditinjau dari sisi ekonomi.

#### 9.1. Plant Cost Estimation

Dalam menentukan Plant Cost Estimation, maka yang perlu terlebih dahulu diketahui yaitu menentukan Total Capital Investment ( TCI ). Total Capital Investment diartikan sebagai jumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik baru dan untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu. Total Capital Investment secara garis besar dapat dibagi 2 bagian, yaitu Fixed Capital Investment ( FCI ) dan Working Capital Investment ( WCI ).

##### 9.1.1. Fixed Capital Investment ( FCI )

Fixed Capital Investment ( FCI ) yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi biaya langsung dan biaya tak langsung sehingga pabrik dapat beroperasi. Biaya langsung ( Direct Cost ) seperti harga peralatan, harga pemasangan alat, instrument dan control, perpipaan, instalasi listrik, bangunan dan perawatan, fasilitas pelayanan, halaman dan tanah. Sedangkan biaya tak langsung ( Indirect Cost ) seperti rekayasa dan super, biaya konstruksi, legal expenses, biaya kontraktor dan biaya tak terduga.

#### 1. Penentuan Indeks Harga

Pabrik Monosodium Glutamat ini direncanakan akan dibangun pada tahun 2015. Indeks harga pada tahun 2015 adalah :

No.	Tahun ( Y )	Indeks Harga ( x )	Keterangan
1	1999	1068,3	Tabel 6.2 Peters
2	2000	1089,0	
3	2001	1093,9	
4	2002	1102,5	
5	2003	1255,1	Hasil Ekstrapolasi
6	2004	1155,8	
7	2005	1172,4	
8	2006	1188,9	
9	2007	1205,5	
10	2008	1222,0	
11	2009	1238,6	
12	2010	1255,1	
13	2011	1271,7	
14	2012	1288,2	
15	2013	1304,8	
16	2014	1321,3	
17	2015	1337,9	

## 2. Penentuan Harga Peralatan

Penentuan harga peralatan pada tahu 2015 dihitung berdasarkan Indeks Marshall and Swiff dengan persamaan :

$$C_x = C_k \times \left( \frac{L_x}{L_k} \right) \quad (\text{Peters, hal 236})$$

Dimana :

- $C_x$  = Harga peralatan pada tahun yang dibeli
- $C_k$  = Harga peralatan pada tahun yang diketahui
- $L_x$  = Indeks harga pada tahun dibeli
- $L_k$  = Indeks harga pada tahun diketahui

Untuk lebih lengkapnya, Penentuan harga Alat dapat dilihat pada Tabel 9.2 dan Tabel 9.3 berikut.

Tabel 9.2. Daftar Harga Peralatan Proses

No	Nama Peralatan	Kode	Harga/unit ( \$ )	Jumlah	Harga Total ( \$ )
1	Tangki penampungan molases	T-01	88.000	1	88.000
2	Pompa Molases	P-01	1.900	1	1.900
3	Tangki HCl	T-02	30.500	1	30.500
4	Pompa HCl	P-02	1.200	1	1.200
5	Hidrolizer	HR	93.500	1	93.500
6	Pompa Hasil Hidrolizer	P-03	1.500	1	1.500
7	Cooler	C	25.500	1	25.500
8	Fermentor	FTR	104.000	1	104.000
9	Pompa Hasil Fermentor	P-04	1.700	1	1.700
10	Dekanter	DK	10.800	1	10.800
11	Tangki Hasil Atas Dekanter	T-03	31.500	1	31.500
12	Pompa Hasil atas dekanter	P-04	1.500	1	1.500
13	Tangki penampungan NaOH	T-04	35.800	1	35.800
14	Pompa NaOH	P-05	1.900	1	1.900
15	Netralizer	NTR	53.500	1	53.500
16	Pompa Hasil Netralizer	P-06	1.600	1	1.600
17	Kristalizer	KR	86.000	1	86.000
18	Pompa Hasil kristalizer	P-06	1.500	1	255.000
19	Dryer	DRY	11.000	1	11.000
20	Tangki Produk	T-05	51.000	1	51.000
<b>TOTAL</b>					<b>887.400</b>

*Lampiran E*

## E. 3 Tabel Harga Peralatan Utilitas

No	Nama alat	Kode	Jumlah	Harga (\$)	Total harga (\$)
1	Pompa Air sungai	PU-01	2	3.000	3.000
2	Bak penampungan air sungai	BP-01	1	3.400	3.400
3	Tangki pengendap	TP-01	1	30.000	30.000
4	Bak saringan pasir	BP-02	1	15.000	15.000
5	Bak air bersih	BP-03	1	14.000	14.000
6	Bak sanitasi	BP-04	1	11.000	11.000
7	Bak air proses	BP-05	1	10.000	10.000
8	Tangki Kation Exchanger	KE	1	39.000	39.000
9	Tangki Anion Exchanger	AE	1	39.000	39.000
10	Bak penampungan umpan boiler	BP-05	1	12.000	12.000
11	Pompa	PU-01	9	1.500	13.500
12	Cooling Tower	CT-01	1	47.000	47.000
13	Boiler	B	1	62.000	62.000
14	Generator	G	1	38.000	38.000
15	Tangki Bahan Bakar	TP-02	1	31.000	31.000
16	Pompa Bahan Bakar	PU-02	1	2.000	2.000
	<b>Total Harga</b>				<b>330.900</b>

Berdasarkan tabel daftar harga peralatan pabrikasi dan utilitas, maka diperoleh harga peralatan pada tahun 2002 :

$$\begin{aligned}
 \text{Ck} &= \text{Harga Alat Proses} + \text{Harga Alat Utilitas} \\
 &= \$ 887.400 + \$ 330.900 \\
 &= \$ 1.218.300
 \end{aligned}$$

Sehingga, Harga Peralatan pada tahun 2015 adalah :

$$C_x = C_k \times \left( \frac{L_x}{L_k} \right)$$

$$C_x = \$ 1.218.300 \times \left( \frac{1337,9}{1102,5} \right)$$

$$= \$ 1.478.425,01$$

Berdasarkan kurs Valuta Asing di perkiraan kondisi perekonomian pada tahun 2015 telah stabil, dimana :

$$\$ 1 = \text{Rp } 10.000$$

Harga Peralatan pada tahun 2015 adalah :

$$E = \frac{\text{Rp } 10.000}{\$ 1} \times \$ 1.478.425,01,-$$

$$= \text{Rp } 14.784.250.068,-$$

Biaya Import dan Transportasi sampai di lokasi :

$$\text{DEC} = 15 \% \times E$$

$$= 15 \% \times \text{Rp } 14.784.250.068,-$$

$$= \text{Rp } 2.217.637.510,-$$

### 3. Perkiraan Capital Investment ( Modal Tetap )

Capital Investment dihitung berdasarkan harga – harga alat dan disesuaikan dengan table 6-17 Peter and Timerhouse Edisi 5 hal 273.

#### A. Direct Cost ( Biaya Langsung )

##### 1. Harga Peralatan sampai di lokasi :

$$E = \text{Rp } 14.784.250.068 + \text{Rp } 2.217.637.510 = \text{Rp } 17.011.887.578,-$$

$$2. \text{ Harga Pemasangan Alat, } 47 \% \times E = \text{Rp } 7.990.887.162,-$$

$$3. \text{ Instrument dan Kontrol, } 18 \% \times E = \text{Rp } 3.060.240.199,-$$

$$4. \text{ Perpipa-an, } 66 \% \times E = \text{Rp } 11.220.880.553,-$$

$$5. \text{ Instalasi Listrik, } 11 \% \times E = \text{Rp } 3.060.339.764,-$$

**Lampiran E**

6. Bangunan dan Perawatan, 18 % x E	= Rp 1.870.207.634.-
7. Fasilitas pelayanan, 70 % x E	= Rp 11.901.321.305.-
8. Tanah, 6 % x E	= Rp 1.360.151.006.-
<b>Total Biaya Langsung</b>	<b>= Rp 60.866.757.530.-</b>

**B. Indirect Cost ( Biaya tak langsung )**

1. Rekayasa dan Super, 33% x E	=Rp 5.610.622.901.-
2. Biaya konstruksi 31 % x E	=Rp 6.061.542.528.-
3. Legal Expenses, 3 % x E	=Rp 591.730.003.-
4. Biaya Kontraktor 21 % x E	=Rp 3.252.535.015.-
5. Biaya Tak Terduga, 42 % x E	=Rp 6.505.070.030.-
<b>Total Biaya Tak Langsung</b>	<b>=Rp 22.021.140.476.-</b>

Sehingga,

**Fixed Capital Investment :**

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{Biaya langsung} + \text{Biaya Tak Langsung} \\
 &= \text{Rp}60.866.757.530.- + \text{Rp} 22.021.140.476.- \\
 &= \text{Rp } \mathbf{82.887.898.006.-}
 \end{aligned}$$

**C. Working Capital Investment**

Working Capital Investment ( WCI ) yaitu modal yang diberikan untuk menjalankan pabrik yang telah siap untuk beroperasi dalam jangka waktu tertentu.

$$\text{WCI} = 15 \% \times \text{TCI}$$

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

Maka :

**Total Capital Investment ( Modal Tetap )**

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI} + 15 \% \text{TCI} \\
 \text{TCI} - 15 \% \text{TCI} &= \text{FCI} \\
 85 \% \text{TCI} &= \text{Rp } \mathbf{82.887.898.006.-} \\
 \text{TCI} &= \text{Rp } \mathbf{103.609.872.508.-}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 15 \% \times \text{TCI} \\ &= 15 \% \times \text{Rp } 103.609.872.508.- \\ &= \text{Rp } 15.541.480.876.- \end{aligned}$$

Modal tersebut terdiri dari :

- Modal kerja yang diperlukan untuk pembelian dan persediaan bahan baku
- Biaya produksi
- Pajak
- Gaji Karyawan

Modal tersebut direncanakan diperoleh dari investasi yang menggunakan modal sendiri sebesar 70 % dan 30 % modal pinjaman bank dengan masa konstruksi selama 2 tahun.

- Investasi pada tahun I adalah 70 % dari TCI
$$\begin{aligned} &= 70 \% \times \text{TCI} \\ &= 70 \% \times \text{Rp } 103.609.872.508.- \\ &= \text{Rp } 72.526.910.756 \end{aligned}$$

Maka :

Jumlah investasi pada tahun I dapat ditutupi dengan menggunakan modal sendiri sebesar Rp 149.712.141.455,

- Investasi pada tahun I adalah 30 % dari TCI
$$\begin{aligned} &= 30 \% \times \text{TCI} \\ &= 30 \% \times \text{Rp } 103.609.872.508.- \\ &= \text{Rp } 31.082.961.752.- \end{aligned}$$

Maka :

Jumlah investasi pada akhir tahun konstruksi sebesar Rp 31.082.961.752.-. Dimana modal ini merupakan pinjaman dari bank dengan bunga sebesar 20 % tiap tahun.

Jumlah bunga pinjaman yang harus dibayar pada bank setiap tahun

$$= 20 \% \times \text{Rp } 31.082.961.752.-$$

$$= \text{Rp } 6.216.592.360.-$$

Total pinjaman pada akhir masa konstruksi ( 1 tahun )

$$= \text{Rp } 31.082.961.752.- + \text{Rp } 6.216.592.360.-$$

$$= \text{Rp } 37.299.554.103.-$$

Total investasi = Total Modal Sendiri + Total Modal Pinjaman

$$= \text{Rp } 72.526.910.756, + \text{Rp } 37.299.554.103.-$$

$$= \text{Rp } 109.826.464.858.-$$

Sehingga, investasi yang diperlukan untuk mendirikan pabrik monosodium glutamat dengan kapasitas 15.150 ton/tahun adalah Rp 109.826.464.858.-

## 9.2. Manufacturing Cost Estimation

Manufacturing Cost adalah biaya yang diperlukan oleh pabrik yang berhubungan dengan operasi dan peralatan proses yang terdiri dari Direct Produksi Cost, Fixed Cost dan Plant Over Head Cost.

### 1. Direct Produksi Cost ( Biaya Produksi langsung )

Direct Produksi Cost terdiri dari :

#### a. Biaya bahan Baku

##### 1. Molases

$$\text{Kebutuhan} = 5.221,899 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Harga per Kg} = \text{Rp } 1.500.-$$

$$\text{Harga per Tahun} = \text{Rp } 62.036.160.-$$

##### 2. HCl

$$\text{Kebutuhan} = 1.331,585 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Harga per Kg} = \text{Rp } 2.000.-$$

$$\text{Harga per Tahun} = \text{Rp } 21.092.230.-$$

##### 3. NaOH

$$\text{Kebutuhan} = 295,142 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Harga per Kg} = \text{Rp } 18.000.-$$

$$\text{Harga per Tahun} = \text{Rp } 42.075.444.-$$



## 4. Karbon aktif

Kebutuhan = 66,370kg/jam

Harga per Kg = Rp 2.500.-

Harga per Tahun = Rp 1.314.126.-

Total = Rp 62.036.160.- + Rp 21.092.230.- +

Rp 42.075.444.- + Rp 1.314.126

= Rp 126.517.96.-

Total Biaya Bahan Baku	= Rp 126.517.960.-
b. Gaji Karyawan	= Rp 7.176.000.000.-
c. Laboratorium, 10 % x Gaji Karyawan	= Rp 1.076.400.000.-
d. Perawatan, 10 % x FCI	= Rp 8.288.789.801.-
e. Operasi Supply, 1 % x FCI	= Rp 828.878.980.-
f. Supervisi, 10% x gaji karyawan	= Rp 1.076.400.000.-
g. Patent & Royalti, 5 % x TPC	= 0,05 TPC
h. Utilitas, 20 % x TPC	= 0,2 TPC

---

**Total Direct Production Cost = Rp 18.572.986.740.-**

+ 0,25 TPC

## 2. Fixed Charges ( Biaya Tetap )

Fixed Costs meliputi biaya :

a. Depresiasi =  $\frac{FCI}{Life Service}$ 

Untuk pabrik kimia, Life Service = 10 tahun

Maka :

Depresiasi =  $\frac{Rp 82.887.898.006}{10}$ 

Depresiasi = Rp 8.288.789.801.-

b. Pajak, 1 % x FCI = Rp 3.315.515.920.-

c. Asuransi, 0,5 % x FCI = Rp 828.878.980.-

d. Bunga Pinjaman, 8 % x (Bangunan + Tanah)	= Rp 530.458.892.-
e. Financing, 3 % x TCI	= Rp 10.360.987.251.-
<b>Total Fixed Costs</b>	<b>=Rp 23.324.630.844.-</b>

**3. Plant Overhead Cost, 10 % x TPC = 0,10 TPC**

Jadi, Total Manufacturing Costs :

$$\begin{aligned} \text{MC} &= \text{Direct Production Cost} + \text{Fixed Cost} + \text{Overhead Cost} \\ &= \text{Rp } 33.655.705.211.- + 0,35 \text{ TPC} \end{aligned}$$

### 9.3. General Expenses

a. Biaya Administrasi, 5 % x TPC	= 0,05 TPC
b. Biaya Distribusi, 10 % x TPC	= 0,1 TPC
c. Biaya Riset dan Pembangunan, 5 % x TPC	= 0,05 TPC
<b>Total General Expenses</b>	<b>= 0,20 TPC</b>

### 9.4. Total Production Costs ( TPC )

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{Manufacturing Costs} + \text{General Expenses} \\ &= \text{Rp } 33.655.705.211.- + 0,35 \text{ TPC} + 0,20 \text{ TPC} \\ &= \text{Rp } 33.655.705.211.- + 0,55 \text{ TPC} \\ &= \text{Rp } 74.790.456.024.- \end{aligned}$$

Jika Total Production Costs ( TPC ) disubsitusikan ke persamaan – persamaan di atas maka diperoleh :

▪ Patent & Royalti, 6 % x TPC	= Rp 4.758.270.923.-
▪ Gaji karyawan	= Rp 7.176.000.000.-
▪ Laboratorium 10% x gaji karyawan	= Rp 1.076.400.000.
▪ Utilitas, 10 % x TPC	= Rp 7.479.045.602.-
▪ Plant Overhead Cost, 10% x TPC	= Rp 11.218.568.064.-
▪ General Expenses, 0,20 x TPC	= Rp 14.958.091.205.-

**9.5. Harga Penjualan Produk**

Produk Total Monosodium Glutamat	= 15.000 ton/tahun
Harga jual per kg	= Rp 8.000.-
Harga penjualan produk per tahun ( S )	= Rp 121.200.000.000.-

**9.6. Break Event Point ( BEP )**

Break Event Point merupakan kondisi dimana pabrik beroperasi pada kondisi tidak untung dan tidak rugi. Penentuan titik impas ditentukan dengan cara membuat suatu kurva unit cost.

Perhitungan BEP dengan persamaan :

$$\text{BEP} = \frac{FC + 0,3\text{CSV}}{S - CV - 0,7\text{CSV}} \times 100 \%$$

Dimana :

FC	= Fixed Charges ( Biaya Tetap )
CSV	= Semi Variabel Cost ( Biaya Semi Variabel )
CV	= Variabel Cost ( Biaya Variabel )
S	= Harga Penjualan Produk

Maka :

1. FC	= Rp 23.324.630.844.-
2. CSV	
- Gaji Karyawan	= Rp 7.176.000.000.-
- Laboratorium	= Rp 1.076.400.000.-
- Pemeliharaan & Perbaikan	= Rp 8.288.789.801.-
- Operasi Supply	= Rp 828.878.980.-
- Plant Over Head	= Rp 11.218.564.404.-
- General Expenses	= Rp 14.958.091.205.-
Total	= <u>Rp43.546.728.389.-</u>
3. CV	
- Bahan Baku	= Rp 137.005.586.-
- Patent & Royalti	= Rp 4.487.427.361.-
- Utilitas	= Rp 7.479.045.602.-
Total	= <u>Rp 12.103.478.550.-</u>
4. Harga penjualan produk( S )	= Rp121.200.000.000.-

Sehingga :

$$BEP = \frac{FC+0,3CSV}{S-CV-0,7CSV} \times 100 \%$$

$$BEP = \frac{Rp23.324.630.844 + Rp13.064.018.517}{Rp121.200.000.000 - Rp12.103.478.550 - Rp30.428.709.872} \times 100 \%$$

$$BEP = 46 \%$$

### 9.7. Perhitungan Cash Flow

Cash flow dimaksudkan untuk mengetahui sampai berapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanamkan.

$$\begin{aligned} 1. \text{ Laba Kotor} &= \text{Hasil Jual} - \text{TPC} \\ &= Rp121.200.000.000.- - Rp 74.790.456.024.- \\ &= Rp 46.409.543.976.- \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \text{ Pajak Pendapatan, } 34 \% \times \text{ Laba kotor :} \\ &= 34 \% \times Rp 46.409.543.976.- \\ &= Rp 15.779.244.951.- \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3. \text{ Laba Bersih} &= \text{Laba Kotor} - \text{Pajak} \\ &= Rp 46.409.543.976.- - Rp 15.779.244.951.- \\ &= Rp 30.630.299.024.- \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4. \text{ ROI sebelum Pajak} &= \frac{\text{Laba Kotor}}{TCI} \times 100 \% \\ &= \frac{Rp46.409.543.976}{Rp103.609.872.508} \times 100 \% \\ &= 44,79 \% \end{aligned}$$

$$5. \text{ ROI setelah Pajak} = \frac{\text{Laba Bersih}}{TCI} \times 100 \%$$

$$= \frac{Rp30.630.299.024}{Rp103.609.872.508} \times 100 \%$$

$$= 29,564 \%$$

#### 6. Pengembalian Pinjaman

Direncanakan waktu pengembalian pinjaman adalah 8 tahun

$$= \frac{\text{Total Pinjaman}}{8 \text{ tahun}}$$

$$= \frac{Rp37.299.554.103}{8}$$

$$= Rp 4.662.444.263.-$$

#### 7. Cash Flow

$$= \text{Laba Bersih} + \text{Depresiasi}$$

$$= Rp 30.630.299.024.- + Rp 8.288.789.801.-$$

$$= Rp 38.919.088.825.-$$

#### 8. Net Cash Flow

$$= \text{Cash Flow} - \text{Pengembalian Pinjaman}$$

$$= Rp 38.919.088.825.- - Rp 4.662.444.263.-$$

$$= Rp 34.256.644.526.-$$

Hasil perhitungan selengkapnya dapat dilihat pada table Cash Flow.

### 9.8. Perhitungan POT dan IRR

#### 1. Pay Out Time ( POT )

$$POT = \frac{FCI}{\text{Laba Bersih} + 0,1 FCI}$$

$$POT = \frac{Rp82.887.896.006}{Rp30.630.299.024 + Rp8.288.789.801}$$

$$POT = 2,13 \text{ Tahun}$$

#### 2. Rate Of Return ( IRR )

Untuk menghitung Rate Of Return ( IRR ) pada tiap tahun berbagai inflasi dapat dilihat pada table dengan menggunakan persamaan :

$$\text{Present Value} = \frac{\text{Net Cash Flow}}{(1+i)^n}$$

Dimana :

i = Interest Rate Of Return

n = Tahun ke - n

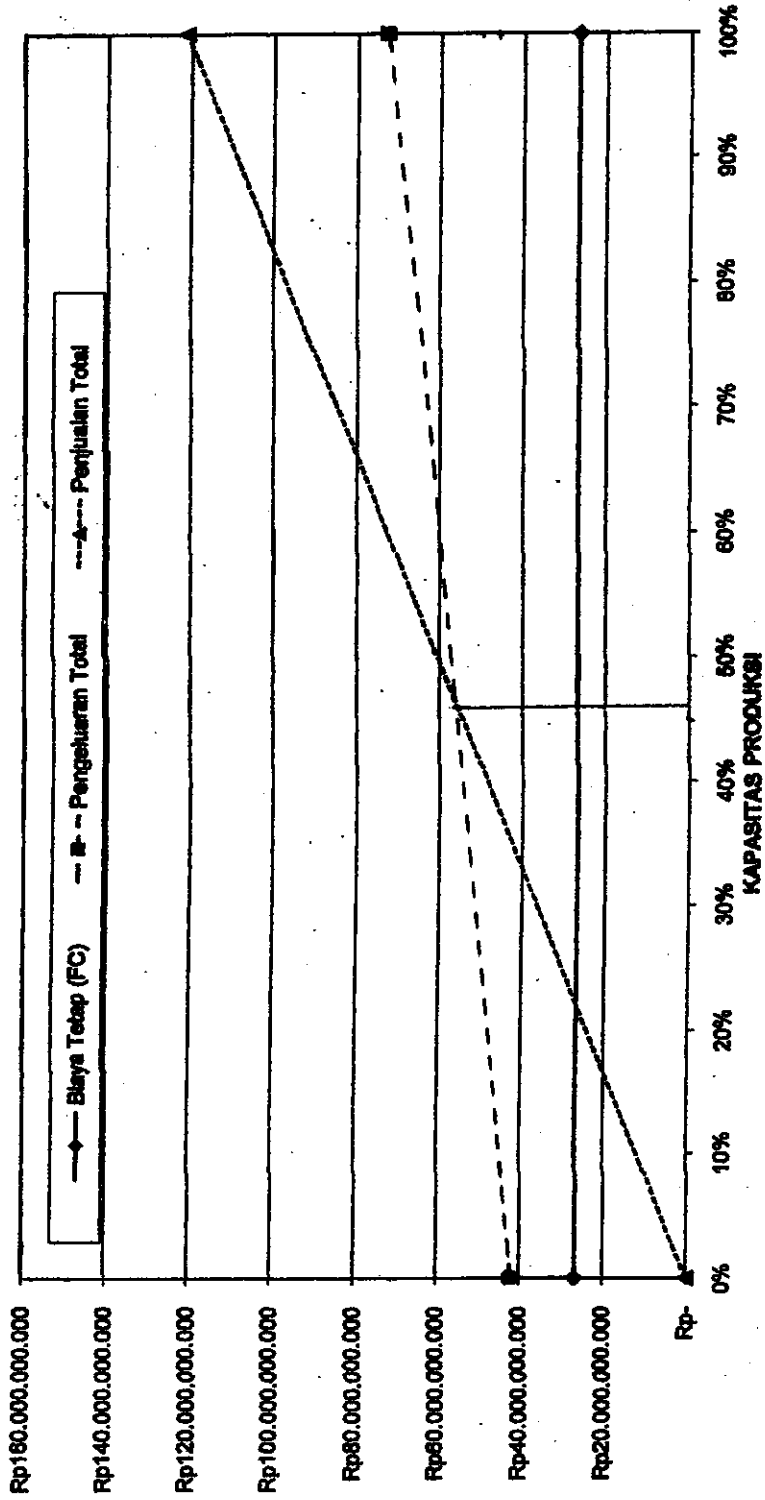
Harga i diperoleh dengan cara trial and error yaitu apabila Total Present Value sama dengan Investasi, maka i yang diperoleh adalah benar.

Dari hasil trial and error diperoleh harga i :

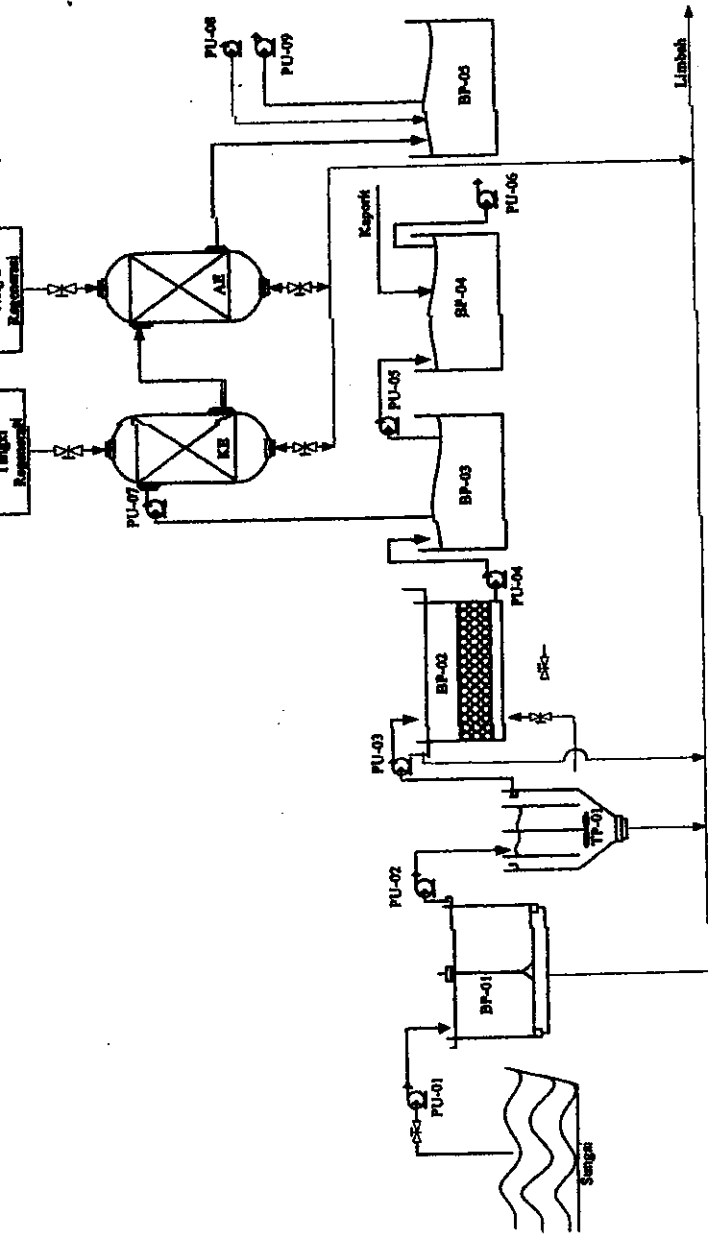
IRR = 0,2085 x 100%

= 20,85 %

# BEP



JUMLAH UANG



KODE	KETERANGAN	KODE	KETERANGAN
BP-01	Bak Penampungan Air Sungai	PU-02	Pompa Tangki Pengendapan
TP-01	Tangki Pengendapan	PU-03	Pompa Sand Filter
BP-02	Bak Sand Filter	PU-04	Pompa Air Bersih
BP-03	Bak Air Bersih	PU-05	Pompa Air Sanitasi
BP-04	Bak Air Sanitasi	PU-06	Pompa Distribusi Air Sanitasi
BP-05	Bak Air Proses	PU-07	Pompa Penukar Ion
KE	Kation Exchanger	PU-08	Pompa Air Proses
AE	Anion Exchanger	PU-09	Pompa Air Umpan Boiler

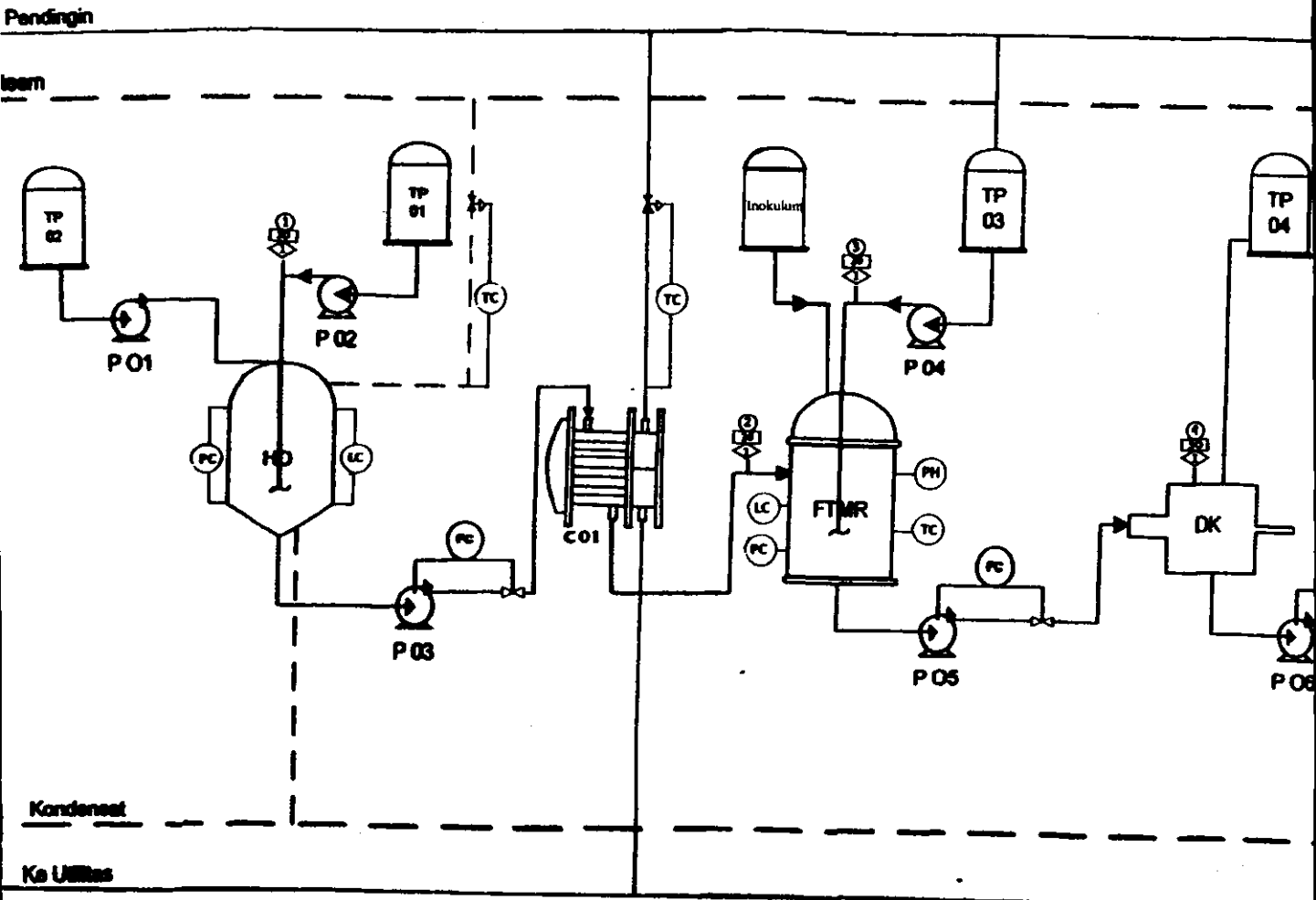


Tabel Perhitungan Cash Flow

Tahun ke-n	Kapasitas %	Modal sendiri Rp	Modal pinjaman Rp	Bunga Rp	Total investasi Rp	Perlu Rp	Biaya Produksi Rp	Depresiasi Rp	Saldo Investasi Rp	Saldo Modal Rp
-1		2.550.010.736,00								
0			31.082.961.732,00	6.216.592.360,00	109.826.464.858					
1	70					14.840,0	55.513.160.766,00	8.288.789.801,00	16.335.713.394,44	27.511.135.391,04
2	80					36.960,0	63.443.612.304,00	8.288.789.801,00	27.120.815.379,56	30.694.609.675,30
3	90					109.080,0	71.374.063.842,00	8.288.789.801,00	26.885.917.864,28	33.179.727.564,72
4	100					121.200,0	74.790.456.024,00	8.288.789.801,00	27.651.019.849,50	35.219.619.569,80
5	100					121.200,0	74.790.456.024,00	8.288.789.801,00	27.651.019.849,50	37.259.519.569,80
6	100					121.200,0	74.790.456.024,00	8.288.789.801,00	27.651.019.849,50	39.299.419.569,80
7	100					121.200,0	74.790.456.024,00	8.288.789.801,00	27.651.019.849,50	41.339.319.569,80
8	100					121.200,0	74.790.456.024,00	8.288.789.801,00	27.651.019.849,50	43.379.219.569,80
9	100					121.200,0	74.790.456.024,00	8.288.789.801,00	27.651.019.849,50	45.419.119.569,80
10	100				109.826.464.858	121.200,0	74.790.456.024,00	8.288.789.801,00	27.651.019.849,50	47.459.019.569,80

Nilai	Bunga pinjaman (20%/thn)	Angsuran (Modal pinjaman/thn)	1/(1+i)^n	Net Cash flow	Present value
534.102,65			0,20859		
109.840,94	6.527.441,968,99	4.662.444,262,62	0,8274	22.982.059,432,18	22.873,411,418,83
665.577,24	5.594.933,115,85	4.662.444,262,62	0,6846	25.747,161,417,10	20,818,770,471,92
2.221,314,53	4.662.444,262,71	4.662.444,262,62	0,5665	28,512,263,402,02	18,792,023,079,25
9.777,051,82	3.729,935,410,56	4.662.444,262,62	0,4687	31,277,365,385,94	16,844,741,850,13
7.332,788,12	2,797,466,557,42	4.662.444,262,62	0,3878	31,277,365,385,94	13,937,551,770,98
4,838,525,41	1,854,977,705,28	4.662.444,262,62	0,3209	31,277,365,385,94	11,532,106,321,95
2.444,262,71	932,488,852,14	4.662.444,262,62	0,2655	31,277,365,385,94	9,541,810,384,36
0	0	4.662.444,262,62	0,2197	31,277,365,385,94	7,895,014,394,53
0	0	4.662.444,262,62	0,1818	35,939,809,649,80	6,532,434,598,78
0	0		0,1500	35,939,809,649,80	5,405,018,870,76
					13,172,882,761,55
					109,526,464,858,48

# FLOW SHEET PRA RANCANGAN PABRIK MONOSODIUM G KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN



KODE ALAT	NAMA PERALATAN
TP - 01	Tangki bahan baku
TP - 02	Tangki penampung larutan HCl
HD	Hidrolizer
C - 01	Cooler
FMTR	Fermentor
TP - 03	Tangki NH <sub>3</sub>
DK	Dekanter
TP - 04	Tangki hasil atas dekanter
TP - 05	Tangki penampung larutan NaOH
NTR	Netralizer
TP - 06	Tangki penampung MSG dan air
KRT	Kristalizer
DR	Dryer

NO	KODE ALAT	NAMA PERALATAN
14	BL	Blower
15	TP - 07	Tangki Produk MSG
16	BC - 01	Belt conveyer
17	GD	Gudang
18	TC	Temperature Control
19	PC	Pressure Control
20	LC	Liquid Control
21	FC	Flow Control
22	pH	pH Control
23	WC	Weight Control
24	○	Nomor arus.
25	□	Suhu (°C)
26	◇	Tekanan (atm)

KOMPONEN
Sukrosa
Air
HCl
Glukosa
NH <sub>3</sub>
O <sub>2</sub>
Asam Glutamat
NaOH
Karbon Aktif
MSG
Total

