

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM LAKTAT DARI  
MOLASE KAPASITAS 14.000 TON/TAHUN



SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan pendidikan  
Sarjana Terapan (S-1) Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan  
Jurusan Teknik Kimia  
Politeknik Negeri Ujung Pandang

SITI NURHALIZA 431 20 059

AQIFAH ANASYAH 431 20 067

**PROGRAM STUDI S-1 TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG  
MAKASSAR  
2024**

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Asam Laktat dari Molase Kapasitas 14.000 ton/tahun**” oleh Siti Nurhaliza NIM 431 20 059 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 11 Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I



Tri Hartono, LRSC., M.Chem.Eng.  
NIP. 19631225 199202 1 001

Pembimbing II



Dr. Ridhawati, S.T., M.T.  
NIP. 197604192 00501 2 002

Mengetahui,

Koordinator Program Studi  
D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng  
NIP. 19730409 200312 2 002

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul **“Pra Rancangan Pabrik Asam Laktat dari Molase Kapasitas 14.000 ton/tahun”** oleh Aqifah Anasyah NIM 431 20 067 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 11 Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I



Tri Hartono, LRSC., M.Chem.Eng.  
NIP. 19631225 199202 1 001

Pembimbing II



Dr. Ridhawati, S.T., M.T.  
NIP. 197604192 00501 2 002

Mengetahui,

Koordinator Program Studi  
D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan



Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng  
NIP. 19730409 200312 2 002

## HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, tanggal ~~11~~ ~~October~~ 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Siti Nurhaliza NIM 431 20 059 dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Asam Laktat dari Molase Kapasitas 14.000 ton/tahun**”.

Makassar, 11 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi :

1. Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng.

Ketua (.....)

2. Dr. Nurbaeti, S.Ag., M.Pd.I.

Sekretaris (.....)

3. Dr. Mahyati, S.T., M.Si.

Anggota (.....)

4. Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc.

Anggota (.....)

5. Tri Hartono, LRSC., M.Chem.Eng.

Anggota (.....)

6. Dr. Ridhawati, S.T., M.T.

Anggota (.....)

## HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, tanggal 11 Oktober 2024, Tim Penguji Ujian Sidang Skripsi telah menerima dengan baik skripsi oleh mahasiswa Aqifah Anasyah NIM 431 20 067 dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Asam Laktat dari Molase Kapasitas 14.000 ton/tahun”.

Makassar, 11 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi :

1. Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng.

Ketua

(.....)

2. Dr. Nurbaeti, S.Ag., M.Pd.I.

Sekretaris

(.....)

3. Dr. Mahyati, S.T., M.Si.

Anggota

(.....)

4. Jeanne Dewi Damayanti, S.T., M.Sc.

Anggota

(.....)

5. Tri Hartono, LRSC., M.Chem.Eng.

Anggota

(.....)

6. Dr. Ridhawati, S.T., M.T.

Anggota

(.....)

## KATA PENGANTAR

*Assalamualaikum warahmatullahi wabarakatuh.*

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT. yang telah melimpahkan rahmat, hidayah dan karunia-Nya. Shalawat serta salam penulis panjatkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW. Sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi dengan Judul **“Pra Rancangan Pabrik Asam Laktat dari Molase Kapasitas 14.000 ton/tahun”**.

Penulisan skripsi ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat wajib untuk mencapai gelar Sarjana Terapan Teknik Kimia pada Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan, Jurusan Teknik Kimia, Politeknik Negeri Ujung Pandang, Makassar.

Penulisan skripsi ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari beberapa pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Bapak Ir. Ilyas Mansyur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
2. Bapak Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
3. Ibu Ir. Yuliani HR, S.T., M.Eng. selaku Ketua Prodi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan.
4. Bapak Tri Hartono, LRSC., M.Chem.Eng. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing II Skripsi

yang telah memberikan banyak pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan skripsi ini.

5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Prodi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan, Jurusan Teknik Kimia, Politeknik Negeri Ujung Pandang.
6. Teman-teman Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan 2020 yang selalu memberikan dukungan, semangat dan kerja samanya.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Skripsi ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Skripsi ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Skripsi ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, terutama bagi para pembaca serta penyusunan, Aamiin.

*Wassalamualaikum warahmatullahi wabarakatuh.*

Makassar, September 2024

Penulis

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
HALAMAN PENGESAHAN .....	ii
HALAMAN PENERIMAAN .....	iv
KATA PENGANTAR .....	vi
DAFTAR ISI .....	viii
DAFTAR TABEL .....	xi
DAFTAR GAMBAR .....	xiii
RINGKASAN .....	xiv
SURAT PERNYATAAN .....	xv
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Kapasitas Rancangan .....	3
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik .....	8
1.4 Tinjauan Pustaka .....	12
BAB II DESKRIPSI PROSES .....	20
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk .....	20
2.2 Konsep Proses .....	24
2.3 Langkah Proses .....	25
2.4 Diagram Alir Proses .....	28
BAB III NERACA MASSA .....	30
3.1 Tangki Hidrolisis .....	30
3.2 <i>Rotary Drum Vacuum Filter I</i> .....	30
3.3 Tangki Penampungan Molase Encer .....	31
3.4 <i>Culture Tank</i> .....	31
3.5 Fermentor .....	31
3.6 <i>Centrifuge</i> .....	32
3.7 Acidifier .....	32
3.8 <i>Rotary Drum Vacuum Filter II</i> .....	32
3.9 Evaporator .....	33



3.10	<i>Flush Drum</i> .....	33
3.11	<i>Cooler</i> .....	33
BAB IV NERACA PANAS .....		36
4.1	<i>Culture Tank</i> .....	36
4.2	Fermentor .....	36
4.3	Acidifier .....	37
4.4	Evaporator .....	37
4.5	<i>Cooler</i> .....	38
BAB V SPESIFIKASI ALAT .....		39
5.1	Tangki Penyimpanan Molase .....	39
5.2	Tangki <i>Aspergillus Niger</i> .....	40
5.3	Tangki Hidrolisis .....	40
5.4	<i>Rotary Drum Vacuum Filter I</i> .....	41
5.5	Tangki Penyimpanan Molase Encer .....	42
5.6	Tangki Penyimpanan <i>Lactobacillus Delbrueckii</i> .....	42
5.7	Tangki Penyimpanan Ca(OH) <sub>2</sub> (Kalsium Hidroksida) .....	43
5.8	Silo Penyimpanan <i>Malt Sprouts</i> .....	44
5.9	<i>Culture Tank</i> .....	45
5.10	Fermentor .....	46
5.11	<i>Centrifuge</i> .....	47
5.12	Tangki Penyimpanan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .....	48
5.13	Acidifier .....	48
5.14	<i>Rotary Drum Vacuum Filter II</i> .....	50
5.15	Evaporator .....	50
5.16	<i>Flush Drum</i> .....	51
5.17	<i>Cooler</i> .....	52
5.18	Tangki Penyimpanan Produk .....	53
5.19	Pompa .....	53
BAB VI UTILITAS .....		55
6.1	Unit Penyedia Steam .....	55
6.2	Unit Penyedia Air .....	56

6.3 Unit Penyediaan Listrik .....	61
6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	61
6.5 Unit Pengolahan Limbah .....	62
6.6 Spesifikasi Alat Utilitas .....	62
<b>BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA .....</b>	<b>71</b>
7.1 Instrumentasi .....	71
7.2 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) .....	73
<b>BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI .....</b>	<b>77</b>
8.1 Umum .....	77
8.2 Bentuk Perusahaan .....	77
8.3 Struktur Organisasi .....	79
8.4 Pembagian Tugas dan Wewenang .....	80
8.5 Sistem Kerja .....	85
8.6 Kualifikasi dan Gaji Karyawan .....	87
<b>BAB XI TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN .....</b>	<b>92</b>
9.1 Deskripsi Tata Letak .....	92
9.2 Tata Letak Alat Proses .....	96
<b>BAB X ANALISA EKONOMI .....</b>	<b>97</b>
10.1 Modal Investasi .....	97
10.2 Biaya Produksi .....	99
10.3 Total Penjualan .....	100
10.4 Perkiraan Laba/Rugi Usaha .....	101
10.5 Analisis Ekonomi .....	101
<b>BAB XI PENUTUP .....</b>	<b>104</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>106</b>
<b>LAMPIRAN .....</b>	<b>109</b>
LAMPIRAN A.....	LA-1
LAMPIRAN B.....	LB-1
LAMPIRAN C.....	LC-1
LAMPIRAN D.....	LD-1

LAMPIRAN E..... LE-1

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Asam Laktat dari Tahun 2019 hingga 2023 .....	1
Tabel 1.2 Kapasitas Pabrik Asam Laktat yang Berdiri di Beberapa Negara .....	1
Tabel 1.3 Data Produksi Molase dari Ketiga Pabrik Gula di Sulawesi Selatan .....	1
Tabel 1.4 Data Impor Asam Laktat dari Tahun 2019 hingga 2023 .....	1
Tabel 1.5 Persen Pertumbuhan Kebutuhan Asam Laktat di Indonesia .....	1
Tabel 1.6 Komposisi Tetes Tebu (Molase) .....	1
Tabel 1.7 Bakteri Penghasil Asam Laktat .....	1
Tabel 1.8 Bakteri yang Mampu Mengolah Bahan Baku Menjadi Asam Laktat .....	1
Tabel 1.9 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Laktat .....	1
Tabel 2.1 Sifat Fisis Molase .....	1
Tabel 2.2 Sifat Fisis Asam Sulfat .....	1
Tabel 2.3 Sifat Fisis Kalsium Hidroksida .....	1
Tabel 2.4 Sifat Fisis Air .....	1
Tabel 2.5 Sifat Fisis dari Bakteri <i>Lactobacillus Delbrueckii</i> .....	1
Tabel 2.6 Sifat Fisis dari <i>Malt Sprouts</i> .....	1
Tabel 2.7 Sifat Fisis dari Asam Laktat .....	1
Tabel 2.8 Sifat Fisis dari Kalsium Sulfat .....	1
Tabel 2.9 Sifat Fisis dari Kalsium Laktat .....	1
Tabel 3.1 Neraca Massa Tangki Hidrolisis .....	30
Tabel 3.2 Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter I</i> .....	30
Tabel 3.3 Neraca Massa Tangki Penampungan Molase Encer .....	31
Tabel 3.4 Neraca Massa <i>Culture Tank</i> .....	31
Tabel 3.5 Neraca Massa Fermentor .....	31
Tabel 3.6 Neraca Massa Centrifuge .....	32
Tabel 3.7 Neraca Massa Acidifier .....	32
Tabel 3.8 Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter II</i> .....	32
Tabel 3.9 Neraca Massa Evaporator .....	33

Tabel 3.10 Neraca Massa Flush Drum .....	33
Tabel 3.11 Neraca Massa Cooler .....	33
Tabel 3.12 Neraca Massa Overall .....	35
Tabel 4.1 Neraca Panas <i>Culture Tank</i> .....	36
Tabel 4.2 Neraca Panas Fermentor .....	36
Tabel 4.3 Neraca Panas Acidifier .....	37
Tabel 4.4 Neraca Panas Evaporator .....	37
Tabel 4.5 Neraca Panas <i>Cooler</i> .....	38
Tabel 5.1 Analog Perhitungan Pompa .....	54
Tabel 6.1 Kebutuhan <i>Steam</i> .....	56
Tabel 6.2 Analog Pompa .....	70
Tabel 7.1 Instrumentasi pada Alat Proses Pabrik .....	73
Tabel 8.1 Jadwal Shift Kerja Karyawan .....	86
Tabel 8.2 Jumlah Pekerja .....	87
Tabel 8.3 Jumlah Penggolongan Jabatan .....	89
Tabel 8.4 Rincian Gaji Karyawan .....	90
Tabel 9.1 Keterangan Lay Out Peralatan Pabrik .....	96



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik .....	12
Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif .....	29
Gambar 3.1 Diagram Kuantitatif .....	34
Gambar 8.1 Struktur Organisasi .....	79
Gambar 9.1 Tata Letak Pabrik .....	95
Gambar 9.2 Lay Out Peralatan Pabrik .....	96
Gambar 10.2 Analisa Kelayakan Ekonomi .....	102



## RINGKASAN

Pra rancangan pabrik asam laktat ini dirancang dengan kapasitas 14.000 ton/tahun dengan memilih proses fermentasi. Proses ini dimulai dengan melakukan mengencerkan molase kemudian melakukan fermentasi dengan bantuan bakteri. Produk hasil fermentasi akan dilewatkan pada rangkaian alat hingga diperoleh larutan asam laktat 80%

Rencana pabrik ini didirikan di Desa Pa'rappunganta, Kecamatan Polongbangkeng Utara, Kabupaten Takalar, Provinsi Sulawesi Selatan dengan luas tanah 30.000 m<sup>2</sup>. Pabrik ini beroperasi 24 jam per hari selama 330 hari kerja per tahun. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem garis dan staf yang membutuhkan tenaga kerja sebanyak 85 orang.

Berdasarkan perhitungan ekonomi, dibutuhkan modal tetap (FCI) sebesar Rp 366.297.633.101, *manufacturing cost* sebesar Rp 1.129.990.327.477. Harga jual produksi per tahun sebesar Rp 1.680.000.000.000 dengan rata-rata keuntungan sebelum dan sesudah pajak berturut-turut sebesar Rp 11.591.686.045 dan Rp 8.114.180.232 per tahun. Profitabilitas meliputi *Rate of Investment* (ROI) sebelum dan sesudah pajak berturut-turut sebesar 29,50% dan 20,65%, *Pay Out Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak berturut-turut sebesar 3,55 tahun dan 3,67 tahun, serta *Break Even Point* (BEP) sebesar 55,25%. Dengan demikian, dapat disimpulkan bahwa pabrik asam laktat dengan kapasitas 14.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

## SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Siti Nurhaliza

NIM : 431 20 059

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Asam Laktat Kapasitas 14.000 ton/tahun”** merupakan gagasan dan hasil karya sendiri dengan arahan dari pembimbing kami.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dan dicantumkan dalam daftar pustaka skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 11 Oktober 2024



Siti Nurhaliza

431 20 059

## SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Aqifah Anasyah

NIM : 431 20 067

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Asam Laktat Kapasitas 14.000 ton/tahun”** merupakan gagasan dan hasil karya sendiri dengan arahan dari pembimbing kami.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dan dicantumkan dalam daftar pustaka skripsi ini.

Jika pernyataan saya tersebut tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 11 Oktober 2024



Aqifah Anasyah

431 20 067



# BAB I PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri kimia di Indonesia saat ini cenderung mengalami peningkatan setiap tahunnya, baik secara kuantitas maupun kualitas. Hal tersebut menyebabkan kebutuhan akan bahan baku maupun bahan penunjang akan meningkat pula. Beberapa bahan baku yang tidak tersedia di dalam negeri juga mengalami peningkatan sehingga meningkatkan kebutuhan impor terhadap bahan baku tersebut. Hal ini dapat menimbulkan beberapa dampak buruk bagi perekonomian Indonesia. Salah satunya adalah dengan meningkatnya kebutuhan impor maka pengeluaran devisa negara untuk mengimpor bahan baku tersebut juga meningkat. Contoh bahan baku yang tidak tersedia di Indonesia namun banyak dibutuhkan oleh industri adalah asam laktat, namun hingga kini kebutuhan asam laktat masih dipenuhi dari impor. Hal ini dibuktikan dengan data impor asam laktat yang meningkat setiap tahunnya, dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.1 Data Impor Asam Laktat dari Tahun 2019 hingga 2023

Tahun	Jumlah (ton/tahun)
2019	8290,784
2020	8308,802
2021	7286,022
2022	9856,173
2023	10209,148

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

Asam laktat atau *2-hydroxypropanoic acid* ( $\text{CH}_3\text{CHOHCOOH}$ ) merupakan senyawa kimia yang banyak digunakan dalam industri. Asam

laktat dalam industri kosmetik digunakan untuk menjaga kelembapan dan anti-*acne agents* dan dalam industri makanan sebagai bahan pengawet dan pengatur pH. Asam laktat tergolong dalam *Generally Recognized As Safe* (GRAS) sebagai bahan kimia yang tidak berbahaya (Martines, et al., 2013). Asam laktat juga digunakan sebagai bahan baku pada industri yang memproduksi senyawa-senyawa laktat dan bahan baku pada industri farmasi. Banyaknya industri yang memerlukan asam laktat membuktikan bahwa adanya kesempatan pasar yang cukup besar dalam produksi asam laktat.

Saat ini Indonesia sangat bergantung pada banyak negara lain untuk memenuhi kebutuhan asam laktat, antara lain Henan Jidan (China), Cargil (USA), Purac (Thailand), Guangshui Plant (China), dan Enormous (China). Ini dikarenakan fasilitas pengolahan asam laktat di Indonesia tidak ada padahal asam laktat mempunyai potensi ekonomi yang sangat tinggi karena dapat bermanfaat dalam berbagai hal. Pangsa pasar dunia juga terbuka lebar dikarenakan kebutuhan dan pemanfaatan asam laktat setiap tahun meningkat.

Salah satu bahan baku yang dapat digunakan sebagai penghasil asam laktat adalah molase. Molase adalah cairan tetes tebu kental berwarna cokelat yang merupakan sisa dari proses pengkristalan gula pasir yang dihasilkan oleh industri gula tebu. Indonesia dikenal sebagai eksportir molase dunia. Sejak tahun 1980 hingga 2016, rata-rata ekspor molase Indonesia mencapai 459.910 ton/tahun dengan rata-rata pertumbuhan 16,36% per tahun. Hal ini menunjukkan bahwa produksi molase di Indonesia sangat melimpah sehingga

perlu dimanfaatkan untuk menjadi produk lain yang lebih tinggi mutu dan kualitasnya (Komesu, et al., 2017).

Berdasarkan dari kebutuhan asam laktat di Indonesia yang meningkat setiap tahunnya serta produksi molase yang sangat melimpah, maka perlu dikembangkannya produksi asam laktat di Indonesia dengan cara mendirikan pabrik asam laktat di Indonesia. Perkembangan produksi asam laktat diharapkan dapat memenuhi kebutuhan asam laktat dalam negeri, mendapatkan keuntungan dari pabrik yang didirikan, meningkatkan pendapatan negara pada sektor industri, mengurangi impor asam laktat dan membuka lapangan pekerjaan baru bagi sumber daya manusia di Indonesia.

## **1.2 Kapasitas Rancangan**

### **1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri**

Penentuan kapasitas pabrik, dibutuhkan data produksi perusahaan lain sebagai tolak ukur untuk berdirinya pabrik asam laktat di Indonesia. Data produksi yang digunakan yaitu data produksi asam laktat dari luar negeri dikarenakan belum adanya pabrik produksi asam laktat yang berdiri di Indonesia. Data tersebut digunakan sebagai acuan untuk memastikan kapasitas pabrik yang didirikan sesuai dengan pabrik yang sudah berdiri atau mendekati. Beberapa pabrik asam laktat yang telah berdiri di beberapa negara dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.2 Kapasitas Pabrik Asam Laktat yang Berdiri di Beberapa Negara

No.	Negara	Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
1.	China	Musashino Chemical Co	3.000
2.	Perancis	Marckolshein	4.500
3.	Belgia	Galactic	5.000
4.	China	COFCO Biochemical	10.000
5.	Korea Selatan	Shandong Boyu Chemical Co	20.000

Sumber: (Raspitasari, 2018)

Berdasarkan dari tabel 1.1 dapat diketahui bahwa kapasitas produksi pabrik asam laktat jika ditetapkan dalam skala global harus memiliki kapasitas minimum sebesar 3.000 ton/tahun, sedangkan kapasitas produksi maksimal asam laktat yang dapat ditetapkan sebesar 20.000 ton/tahun. Jika ditinjau dari dalam negeri belum ada pabrik asam laktat yang berdiri.

#### 1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku utama dalam pembuatan asam laktat adalah molase yang diperoleh dari hasil samping pabrik gula. Ketersediaan bahan baku tersebut cukup banyak dihasilkan dari tiga pabrik gula di Sulawesi Selatan, yaitu Pabrik Gula Takalar, Pabrik Gula Bone dan Pabrik Gula Camming. Adapun data produksi molase dari ketiga pabrik gula tersebut dari tahun 2019 hingga tahun 2022 dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 1.3 Data Produksi Molase dari Ketiga Pabrik Gula di Sulawesi Selatan

Tahun	Total (Ton)
2019	30.872,00
2020	33.166,46
2021	32.286,16
2022	18.011,21

Sumber: PT Sinergi Gula Nusantara, 2023

Berdasarkan data yang diperoleh dari PT Sinergi Gula Nusantara (2023), produksi molase dari ketiga pabrik tersebut dari tahun 2019 hingga tahun 2022 rata-rata 28.500 ton/tahun. Hal ini disebabkan tidak ada kenaikan atau penurunan kapasitas produksi di pabrik gula, namun pada tahun 2022 terjadi penurunan produktivitas tebu sehingga mempengaruhi jumlah produksi molase.

### 1.2.3 Kapasitas Produksi

Pabrik asam laktat dari molase akan beroperasi pada tahun 2029. Penentuan kapasitas prarancangan pabrik asam laktat dari molase ini, terdapat pertimbangan yang perlu dilakukan yaitu mengetahui kebutuhan produksi di Indonesia. Kebutuhan produksi di Indonesia dapat diketahui melalui beberapa data sebagai berikut:

#### 1) Produksi Asam Laktat

Data produksi asam laktat di Indonesia tidak ada dikarenakan belum ada pabrik asam laktat yang berdiri di dalam negeri, sehingga data produksi asam laktat di Indonesia diasumsikan menjadi 0.

#### 2) Konsumsi Asam Laktat

Data konsumsi asam laktat di Indonesia diasumsikan sama dengan 0. Hal ini disebabkan karena tidak adanya sumber relevan yang menampilkan seberapa banyak konsumsi asam laktat di Indonesia.

#### 3) Data Impor

Di Indonesia belum terdapat pabrik asam laktat sehingga untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, Indonesia mengimpor asam laktat dari negara lain. Data impor asam laktat di Indonesia sebagai berikut:

Tabel 1.4 Data Impor Asam Laktat dari Tahun 2019 hingga 2023

Tahun	Jumlah (ton/tahun)
2019	8290,784
2020	8308,802
2021	7286,022
2022	9856,173
2023	10209,148

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

#### 4) Ekspor

Di Indonesia belum terdapat pabrik asam laktat yang beroperasi sehingga untuk data ekspor diasumsikan 0. Hal ini dikarenakan tidak ada pabrik yang memproduksi dalam negeri sehingga Indonesia belum bisa mengekspor asam laktat ke luar negeri.

#### 1.2.4 Perkiraan Nilai Impor Asam Laktat Tahun 2029

Proses produksi asam laktat dalam prarancangan pabrik ini direncanakan pada tahun 2029. Perkiraan kebutuhan impor asam laktat pada tahun 2029 sebagai berikut:

- Menghitung Persen Pertumbuhan

$$\begin{aligned}
 \% \text{ Pertumbuhan} &= \frac{(\text{Jumlah impor tahun 2020} - \text{Jumlah impor tahun 2019})}{\text{Jumlah impor tahun 2020}} \times 100\% \\
 &= \frac{(8308,802 \text{ ton} - 8290,784 \text{ ton})}{8290,784 \text{ ton}} \times 100\% \\
 &= 0,22\%
 \end{aligned}$$

Dengan rumus yang sama, persen pertumbuhan untuk tahun 2021-2023 dapat dilihat sebagai berikut:

Tabel 1.5 Persen Pertumbuhan Kebutuhan Asam Laktat di Indonesia

Tahun	Jumlah (kg)	Jumlah (ton)	Pertumbuhan (%)
2019	8290784	8290,784	0
2020	8308802	8308,802	0,22
2021	7286022	7286,022	-12,31
2022	9856173	9856,173	35,28
2023	10209148	10209,148	3,58
<b><math>\Sigma P</math></b>			<b>26,76</b>
<b>i</b>			<b>5,35</b>

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

Berdasarkan tabel di atas, perkiraan nilai impor asam laktat pada tahun 2029 dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$M_5 = P(1+i)^n \quad (\text{Persamaan 1.1})$$

Keterangan:

$M_5$  = Jumlah produk pada tahun didirikan (ton/tahun)

$P$  = Data besarnya impor pada tahun terakhir data yang didapat (ton/tahun)

$i$  = Rata-rata kenaikan impor tiap tahun (%)

$n$  = Selisih tahun

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 M_5 &= P(1+i)^n \\
 &= 10.209,148 \text{ ton } (1+0,053528)^{(2029-2023 \text{ tahun})} \\
 &= 10.209,148 \text{ ton } (1,053528)^6 \text{ tahun} \\
 &= 10.209,148 \text{ ton } (1,36734 \text{ tahun}) \\
 &= 13.959,38 \text{ ton/tahun} \approx 14.000 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Jadi, perkiraan nilai impor asam laktat pada tahun 2029 sebesar 14.000 ton/tahun.

### 1.2.5 Menghitung Kapasitas Pabrik

Kapasitas pabrik dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5 \quad (\text{Persamaan 1.2})$$

Keterangan:

- $M_1$  = Nilai impor
- $M_2$  = Kapasitas pabrik lama
- $M_3$  = Kapasitas pabrik baru
- $M_4$  = Jumlah ekspor
- $M_5$  = Konsumsi dalam negeri

Karena belum ada pabrik asam laktat yang berdiri di Indonesia, maka  $M_2$  dan  $M_4$  diasumsikan sama dengan 0. Sedangkan untuk  $M_5$  diasumsikan juga sama dengan 0 karena tidak ditemukan sumber yang relevan menampilkan data konsumsi asam laktat dalam negeri.

Sehingga,

$$\begin{aligned} M_3 &= (M_5 + M_4) - (M_1 - M_2) \\ &= (13.959,38 + 0) - (0 - 0) \\ &= 13.959,38 \text{ ton/tahun} \approx 14.000 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

### 1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan salah satu faktor penting dalam perancangan pabrik karena lokasi pabrik yang terencana dengan baik akan



menentukan efisiensi dan efektivitas kegiatan produksi. Pemilihan lokasi pabrik yang tepat dapat menjaga keberlangsungan dan keberhasilan suatu pabrik serta berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Menurut (Purnomo, 2017), faktor-faktor yang mempengaruhi dalam penentuan lokasi pabrik terbagi menjadi dua, yaitu faktor primer dan sekunder. Faktor primer merupakan faktor yang berpengaruh langsung kepada produksi dan distribusi dari usaha/industri. Sedangkan faktor sekunder adalah faktor pendukung terhadap usaha/industri. Adapun faktor-faktor primer yang sering dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik, yaitu:

#### 1. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan hal utama karena tanpa adanya bahan baku, maka proses produksi akan mengalami banyak hambatan. Bahan baku yang digunakan sebaiknya berasal dari dalam negeri dan memiliki jarak terdekat dengan lokasi pabrik yang akan didirikan. Hal ini bertujuan untuk mengurangi biaya produksi pabrik. Oleh karena itu, bahan baku utama yang berupa molase atau tetes tebu diperoleh dari pabrik gula di Takalar yang masih beroperasi dan menghasilkan produk samping molase. Proses pengangkutan bahan baku molase menuju pabrik dilakukan melalui transportasi darat yaitu truk pengangkut.

#### 2. Pemasaran Produk

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan

keuntungan dan menjamin kelangsungan proyek. Asam laktat yang dihasilkan merupakan produk intermediet untuk pembuatan produk seperti MSG, alkohol, asam sitrat, asam asetat, biofuel dan lain sebagainya.

### 3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah unit pembangkit listrik, unit penyediaan bahan bakar, unit pembangkit *steam*, unit pengadaan dan pengolahan air. Kebutuhan listrik diperoleh dari PLN, akan tetapi pabrik memiliki generator pembangkit listrik sendiri untuk menjamin kelangsungan operasi pabrik yang bahan bakar generatormya diperoleh dari Pertamina.

### 4. Transportasi

Transportasi merupakan salah satu faktor yang perlu diperhatikan karena dengan adanya transportasi yang baik akan membantu kelancaran kerja pabrik dalam distribusi dan komunikasi. Transportasi yang dapat digunakan untuk pembelian bahan baku dan pendistribusian produk hasil produksi dapat melalui jalur darat dan jalur laut. Letak geografis daerah yang dekat laut mempermudah penggunaan fasilitas transportasi untuk mendistribusikan produk serta mengimpor bahan baku.

### 5. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik. Untuk memenuhinya dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana. Selain itu,

faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja sehingga dapat diperoleh tenaga kerja yang berkualitas.

Selain itu, adapun faktor sekunder yang tidak secara langsung berperan dalam proses operasional pabrik, akan tetapi berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Berikut faktor-faktor sekunder dalam pemilihan lokasi pabrik:

#### 1. Ketersediaan Air

Bagi industri kimia, air adalah kebutuhan yang sangat mutlak untuk memenuhi kebutuhan proses dan operasi pendinginan, keperluan sanitasi karyawan, pembersihan pabrik, keperluan menjaga kebakaran dan lain-lain. Kebutuhan air dapat diperoleh langsung dari sumber mata air dan juga dapat diperoleh dari Perusahaan Daerah Air Minum (PDAM). Apabila kebutuhan air sangat besar, pengambilan air dari sumber air seperti sungai lebih ekonomis walaupun penyediaan air sudah terpenuhi. Namun harus diperhatikan sampai seberapa jauh sumber itu dapat melayani kebutuhan pabrik dan bagaimana kualitas air baku yang dapat disediakan. Mengingat lokasi pabrik ini direncanakan dekat dengan aliran sungai, maka persoalan penyediaan air tidak akan mengalami kesulitan.

#### 2. Keadaan Iklim dan Cuaca

Hal yang perlu mendapatkan perhatian adalah kondisi alam karena kondisi alam yang menyulitkan konstruksi akan memperbesar biaya konstruksi. Di daerah pilihan lokasi pabrik, yaitu Kabupaten Takalar

mengalami variasi iklim sepanjang tahun. Sekitar pabrik beriklim tropis dengan temperatur rata-rata 26°C, kelembaban udara sekitar 44% pada musim hujan dan kelembaban udara pada musim kemarau sekitar 100%, curah hujan relatif rendah yaitu rata-rata 1 mm, serta potensi terjadi angin rebut, gempa bumi maupun banjir sangat kecil (*Weather Spark, 2024*).

### 3. Landasan Hukum

Pendirian suatu pabrik perlu mempertimbangkan faktor kebijakan pemerintah yang terkait di dalamnya. Kawasan yang dipilih merupakan Kawasan industri sehingga pembangunan dan pengembangan di daerah tersebut tidak bertentangan dengan kebijakan pemerintah.

Pra rancangan pabrik asam laktat dengan kapasitas 14.000 ton/tahun ini akan didirikan di Desa Pa' rappinganta, Kecamatan Polongbangkeng utara, Kabupaten Takalar, Provinsi Sulawesi Selatan. Lokasi pabrik dapat dilihat pada gambar berikut:



Gambar 1.1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik  
(Sumber: *Google Earth, 2024*)

## 1.4 Tinjauan Pustaka

#### 1.4.1 Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan untuk proses pembuatan asam laktat adalah tetes tebu (molase). Tetes tebu merupakan hasil akhir dari nira yang telah mengalami proses kristalisasi dimana nira tebu akan dipisahkan gulanya secara berulang sehingga tidak memungkinkan lagi menghasilkan kristal gula dengan cara kristalisasi konvensional. Tetes tebu berupa cairan kental berwarna coklat dengan aroma khas dan memiliki kadar gula yang masih tinggi yaitu 50-60% (Anonima, 2011). Molase mengandung karbohidrat yang telah siap difermentasi tanpa perlakuan pendahuluan karena sudah berbentuk gula. Komposisi molase dapat dilihat pada tabel 2.1 sebagai berikut:

Tabel 1.6 Komposisi Tetes Tebu (Molase)

Komposisi	Jumlah (%)
Sukrosa	35
Monosakarida	20
H <sub>2</sub> O	20
<i>Impurities</i>	25
Total	100

Sumber: Retnaningtyas dkk., 2017

#### 1.4.2 Produk

Asam laktat (*2-hydroxypropanoic acid*) merupakan senyawa organik yang dapat larut dalam air. Asam laktat merupakan asam hidroksikarboksilat paling sederhana berwarna kuning sampai tidak berwarna pada suhu 15°C dan tekanan 1 atm. Asam laktat ditemukan pertama kali di dalam susu oleh Scheele dari Swedia pada tahun 1780. Kemudian asam laktat ini mulai diproduksi pada tahun 1881 oleh Charles

E. Avery di AS. Molekul asam laktat ditemukan secara alami pada tumbuhan, mikroorganisme, dan hewan, dan juga dapat diproduksi oleh fermentasi karbohidrat atau dengan sintesis kimia dari batubara, produk minyak bumi dan gas alam (Komesu dkk., 2017).

Asam laktat digunakan sebagai bahan tambahan dalam industri makanan seperti keju, yogurt, kimchi dan lain sebagainya melalui proses fermentasi dengan bantuan Bakteri Asam Laktat (BAL). Contohnya pada fermentasi keju, peranan utama yang dilakukan oleh BAL yaitu dengan produksi dari proses metabolismenya dimana dapat menurunkan pH susu. Selain itu, BAL berfungsi untuk merombak karbohidrat kompleks menjadi sederhana yang mudah dicerna oleh tubuh (Nugrahadi, et al., 2020)

Survei yang dilakukan di pasar global, asam laktat memiliki berbagai aplikasi dalam kehidupan sehari-hari. Aplikasi baru dan paling banyak digunakan untuk asam laktat yaitu produksi polimer PLA (*Polyactic Acid*) yang merupakan alternatif plastik *biodegradable*, biokompatibel dan ramah lingkungan (Grand View Research, 2021).

#### 1.4.3 Proses Pembuatan Asam Laktat

Terdapat dua jenis proses untuk memproduksi asam laktat, yaitu proses sintesis kimia dan proses fermentasi (Ghafar, et al., 2014).

##### 1) Proses Sintesis Kimia

Proses sintesis kimia untuk membuat asam laktat melibatkan hidrolisis laktonitril yang merupakan produk sampingan dari teknologi akrilonitril, proses ini ditemukan oleh Wislicenus pada tahun 1863. Pabrik

pertama yang memproduksi asam laktat dengan poses sintesis kimia dalam jumlah besar adalah Monsanto di Texas, Amerika Serikat pada tahun 1963 dengan produksi 4.500 ton (Komesu dkk, 2017).

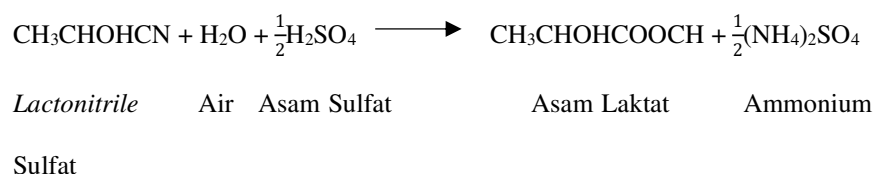
Ada banyak proses yang dapat dilakukan di metode sintesis kimia seperti degradasi gula menggunakan katalis basa, oksidasi propilen glikol, hidrolisis asam kloropropionat, oksidasi asam nitrat propilena dan reaksi asetaldehid. Namun, dari semua proses yang ada, tidak ada satupun proses yang dinilai *feasible* secara teknis maupun ekonomi kecuali proses yang menggunakan laktonitril sebagai bahan bakunya. Kekurangan lain pada metode ini yaitu bahan bakunya mahal, ketergantungan bahan baku dengan industri lain dan produk yang dihasilkan tidak (Komesu, dkk. 2017). Beberapa cara untuk memproduksi asam laktat secara sintesis kimia adalah sebagai berikut:

1. Mengubah *acetaldehid* dan hidrogen sianida kemudian hidrolisis dengan asam sulfat menjadi asam laktat. Reaksi:

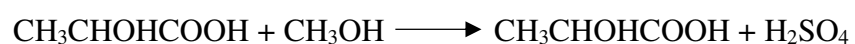
- a. Reaksi *acetaldehid* dengan asam sianida



- b. Hidrolisis dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$



- c. Esterifikasi



Asam Laktat

Metanol

Asam Laktat

Asam Sulfat

d. Hidrolisis dengan H<sub>2</sub>O



Asam Laktat

Air

Asam Laktat

Metanol

Proses ini digunakan di Kota Texas, dimana *Mosanto Company* membuat asam laktat dari laktronitril yang merupakan *by-product* dari sintesis *aerylonitrille*.

2. Mereaksikan karbon monoksida dan *acetaldehid* dengan bantuan asam sulfat pada suhu 200°C dan tekanan 900 atm.
3. Mereaksikan *acetaldehid* dan asam hidrosianik.
4. Mengoksidasi propilen glikol.
5. Menghidrolisis asam kloropropionat.

Produksi asam laktat melalui proses sintesis kimia membutuhkan biaya yang cukup mahal dan bergantung pada produk samping dari industri lain. Untuk itu produksi asam laktat dapat diatasi dengan menggunakan proses bioteknologi secara fermentasi (Pal, et al., 2009).

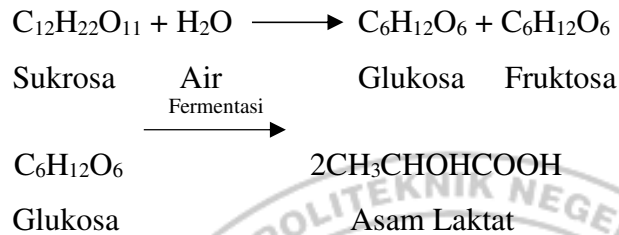
## 2) Proses Fermentasi

Fermentasi adalah proses penguraian senyawa kompleks (sukrosa) menjadi sederhana (monosakarida) dengan bantuan mikroorganisme sehingga menghasilkan energi. Fermentasi asam laktat dapat dilakukan dengan menggunakan jamur atau dapat juga menggunakan bakteri. Fermentasi asam laktat dapat dilakukan oleh jamur *Rhizopus Oryzae* dalam kondisi aerob, namun jamur ini memiliki pertumbuhan yang lambat



dan tingkat produksi yang lebih rendah dibandingkan dengan bakteri asam laktat. Hal tersebut membuat bakteri asam laktat lebih banyak digunakan untuk proses fermentasi (Devi, et al., 2019).

Reaksi:



Produksi asam laktat melalui proses fermentasi banyak menggunakan metode *batch* fermentasi. Kondisi operasi setiap metode berbeda-beda, untuk bakteri *Lactobacillus delbrueckii* pada suhu 40°C dengan pH 6 selama 68 jam (Alsaheb, 2019). Bakteri asam laktat dikategorikan menjadi homofermentatif dan heterofermentatif. Homofermentatif merupakan bakteri yang mampu mengubah glukosa menjadi asam laktat sebagai produk utama, sedangkan yang memproduksi asam laktat dalam jumlah sedikit dan produk yang dihasilkan yaitu etanol, asam asetat dan asam format disebut dengan heterofermentatif (Rahmadi, 2019). Macam-macam bakteri penghasil asam laktat dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 1.7 Bakteri Penghasil Asam Laktat

Homofermentatif	Heterofermentatif
<i>Enterococcus faecium</i>	<i>Lactobacillus brevis</i>
<i>Enterococcus faecalis</i>	<i>Lactobacillus buchneri</i>
<i>Lactobacillus acidophilus</i>	<i>Lactobacillus cellobiosus</i>
<i>Lactobacillus lactis</i>	<i>Lactobacillus confuses</i>
<i>Lactobacillus delbrueckii</i>	<i>Lactobacillus coprophilus</i>

*Lactobacillus leichmannii*                      *Lactobacillus fermentatum*  
*Lactobacillus salivarius*                      *Lactobacillus sanfransisco*

Sumber: (Beuchat, 1995)

Tabel 1.8 Bakteri yang Mampu Mengolah Bahan Baku Menjadi Asam Laktat

Organisme	Morfologi	Substrat	Temperatur Optimum (°C)
<i>L. bulgaricus</i>	Batang	Laktosa, whey	45 – 50
<i>L. delbrueckii</i>	Batang	Glukosa, Molase	40 – 50
<i>L. brevis</i>	Batang	Pentosa, hydrolyzedwood	30
<i>L. plantarum</i>	Batang	Pentosa, sulfiterliquor	30
<i>L. leichmannii</i>	Batang	Sukrosa, glukosa	30
<i>Streptococcus lactis</i>	Coccus	Laktosa, whey	35
<i>Bacillus coagulans</i>	Rod, bentuk spora	Glukosa, laktosa	45 – 50
<i>Rhizopus oryzae</i>	Mold	Glukosa, tepung kanji	30

Sumber: (Wee, 2006)

Pabrik yang telah menggunakan metode ini ada Archer Daniels Midland pada awal 1990-an, Purac (Belanda), Galactic (Belgia), Cargill (AS), CCA (Changzhou) Biochemical Co. Ltd., Henan Jindan Lactic Acid Co. Ltd., Mushahino Chemical Co. Ltd., dan NatureWorks LLC yang paling besar di Amerika Serikat dengan kapasitas produksi 180.000 ton per tahun yang mulai beroperasi pada 2002 (Komesu dkk, 2017).

#### 1.4.4 Pertimbangan Pemilihan Proses

Berdasarkan pada dua proses pembuatan asam laktat yang telah dijelaskan, maka dapat dilihat perbandingan pada kedua proses tersebut pada tabel berikut:

Tabel 1.9 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Laktat

Parameter	Sintesis Kimia	Fermentasi
Suhu operasi	55°C	45°C
Tekanan operasi	Tinggi	Rendah
Konsumsi energi	Tinggi	Rendah
Bahan baku	Tidak dapat diperbarui	Sumber daya terbarukan
Yield	50%	90%
Waktu	6 jam	24 jam
Kemurnian Produk	Mengandung impurities	Produk murni
Biaya Produksi	Mahal	Murah
Kelebihan	Waktu proses lebih cepat	Yield lebih tinggi, biaya produksi relatif rendah, menghasilkan isomer murni asam laktat dan lebih ramah lingkungan
Kekurangan	Yield lebih rendah, biaya produksi lebih mahal dan menghasilkan campuran asam laktat	Waktu proses lebih lama

Sumber: (Agustin & Nopembriani, 2021)

Berdasarkan Tabel kelebihan dan kekurangan diatas pada proses pembuatan asam laktat dari dua proses, maka pada perancangan ini proses yang dipilih yaitu proses fermentasi untuk membuat asam laktat dengan memperhatikan faktor berikut ini:

1. Bahan baku yang mudah diperoleh, mengingat Indonesia dikenal sebagai eksportir molase dunia sehingga bahan baku sangat melimpah.
2. Harga bahan baku yang murah dan terbarukan. Bahan baku yang diambil dari tumbuhan menjadikan lebih ramah lingkungan.
3. Kemurnian produk tinggi dan resiko rendah. Kondisi operasi yang tidak tinggi sehingga tergolong pabrik yang beresiko rendah.

4. Kondisi operasi tidak tinggi sehingga menekan biaya operasional.

## BAB II DESKRIPSI PROSES

### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

#### 2.1.1 Bahan Baku dan Bahan Pendukung

##### 1) Molase

Sifat fisis dari molase dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 2.1 Sifat Fisis Molase

Sifat Fisis	Nilai
Rumus Molekul	$C_6H_{12}NNaO_3S$
Wujud	Cairan kental
Warna	Cokelat kehitaman
Bau	Tidak tajam
pH	5,5 – 5,6
Titik didih awal	150-180°C
Viskositas	5.000-20.000 cps (pada suhu 20°C)
Densitas	1,4-1,44 kg/L (pada suhu 20°C)

Sumber: MSDS Molase

Sifat kimia dari molase yaitu mengandung banyak karbohidrat sehingga dapat digunakan sebagai bahan baku proses fermentasi alkohol maupun fermentasi lain.

##### 2) Asam Sulfat

Sifat fisis dari asam sulfat dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 2.2 Sifat Fisis Asam Sulfat

Sifat Fisis	Nilai
Rumus Molekul	$H_2SO_4$
Wujud	Cairan jernih
Warna	Tidak berwarna
Bau	Tidak berbau
Titik didih	270°C - 340°C

pH	Asam
Densitas	1,83 kg/L
Berat molekul	98 g/mol
Kemurnian (berat)	98% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 2% H <sub>2</sub> O

Sumber: Perry, 2008

Sifat kimia dari asam sulfat yaitu hidroskopis atau mampu melarutkan logam-logam yang ada dalam bijih sulfida.

### 3) Kalsium Hidroksida

Sifat fisis dari kalsium hidroksida dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 2.3 Sifat Fisis Kalsium Hidroksida

Sifat Fisis	Nilai
Rumus Molekul	Ca(OH) <sub>2</sub>
Wujud	Cairan
Warna	Putih
Bau	Tidak berbau
pH	12,5-12,8
Titik didih awal	1384°C
Densitas	2,24 kg/L (pada suhu 25°C)
Berat molekul	74 g/mol

Sumber: MSDS Kalsium Hidroksida

Sifat kimia dari kalsium hidroksida yaitu ketika dipanaskan sampai suhu 510°C akan terdekomposisi menjadi kalsium oksida dan air.

### 4) Air

Sifat fisis dari air dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 2.4 Sifat Fisis Air

Sifat Fisis	Nilai
Rumus Molekul	H <sub>2</sub> O
Wujud	Cair
Warna	Tidak berwarna
Bau	Tidak berbau
Titik Didih	100°C
pH	±7
Densitas	0,997 kg/L
Berat molekul	18 g/mol

Sumber: Perry, 2008

Adapun sifat kimia dari air yaitu merupakan pelarut universal dan merupakan hasil samping dari penetralan.



#### 5) Bakteri *Lactobacillus Delbrueckii*

Sifat fisis dari bakteri *lactobacillus delbrueckii* dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 2.5 Sifat Fisis dari Bakteri *Lactobacillus Delbrueckii*

Sifat Fisis	Nilai
Wujud	Cairan
Jenis	Homofermentatif
Warna	Putih
Sifat	Fakultif anaerob
Bau	Tidak berbau
pH tumbuh	5,5-6,5
Titik didih	333,56°C

Sumber: MSDS Bakteri

Adapun sifat kimia dari bakteri *lactobacillus delbrueckii* ialah bakteri yang dapat mengubah karbohidrat menjadi asam laktat dan bekerja optimal pada suhu 45°C.

#### 6) *Malt Sprouts*

Sifat fisis dari *malt sprouts* dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 2.6 Sifat Fisis dari *Malt Sprouts*

Sifat Fisis	Nilai
Wujud	Bubuk Padatan
Warna	Kuning Kecoklatan
Titik didih awal	1384°C
Densitas	0,481 kg/L
Berat molekul	416,189 g/mol
Kemurnian	100%

Sumber: Lujan et al, 2017

### 2.1.2 Produk

#### 1) Asam Laktat

Sifat fisis dari asam laktat dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 2.7 Sifat Fisis dari Asam Laktat

Sifat Fisis	Nilai
Rumus Molekul	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>
Wujud	Cairan
Warna	Tidak berwarna
Bau	Tidak berbau
pH	2
Titik Didih	122°C
Viskositas	20-40 m.pa.s (pada suhu 20°C)
Densitas	1,21 g/cm <sup>3</sup> (pada suhu 20°C)
Berat Molekul	90 g/mol
Kemurnian	90%

Sumber: Perry, 2008

Adapun sifat kimia dari asam laktat yaitu dapat terjadi reaksi substitusi dengan gugus alkohol.



## 2) Kalsium Sulfat

Sifat fisis dari kalsium sulfat dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 2.8 Sifat Fisis dari Kalsium Sulfat

Sifat Fisis	Nilai
Rumus Molekul	CaSO <sub>4</sub>
Wujud	Padatan
Warna	Putih
Titik Leleh	1450°C
Berat Molekul	136 g/mol
Kemurnian	98% CaSO <sub>4</sub> , 2% H <sub>2</sub> O

Sumber: Perry, 2008

## 3) Kalsium Laktat

Sifat fisis dari kalsium laktat dapat dilihat sebagai berikut:

Tabel 2.9 Sifat Fisis dari Kalsium Laktat

Sifat Fisis	Nilai
Rumus Molekul	(CH <sub>3</sub> CHOHCOOH) <sub>2</sub> Ca
Wujud	Bubuk Padatan
Warna	Putih
Titik Leleh	240°C

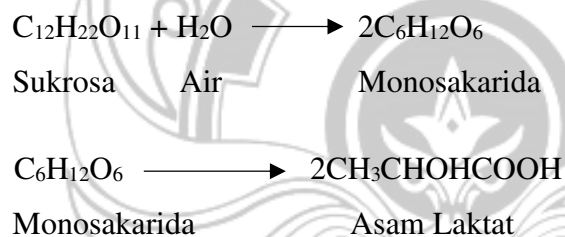
Titik Didih	120°C
Berat Molekul	218 g/mol

Sumber: Ashford, R.D, 1996

## 2.2 Konsep Proses

### 2.2.1 Dasar Reaksi

Metode yang dipilih pada prarancangan pabrik ini adalah metode fermentasi. Pada proses ini, molase bereaksi dengan kalsium hidroksida dan asam sulfat. Reaksi pembentukan asam laktat dari molase sebagai berikut:



### 2.2.2 Kondisi Operasi

Proses ini molase bereaksi dengan kalsium hidroksida dan asam sulfat kemudian melalui fermentasi dengan bantuan bakteri *lactobacillus delbrueckii* untuk menghasilkan asam laktat. Reaksi berlangsung di dalam fermentor pada tekanan 1 atm dengan suhu 40°C.

Difermentor juga ditambahkan  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  untuk menjaga pH 5-6 agar terbentuk kalsium laktat. Fermentasi berlangsung selama 5 hari. Kalsium laktat yang terbentuk kemudian ditambahkan asam sulfat sehingga menghasilkan asam laktat sebagai produk utama dan kalsium sulfat



sebagai produk samping. Kemudian larutan asam laktat dipekatkan dengan evaporator (Prescott & Dunn, 1949).

## 2.3 Langkah Proses

Pembuatan asam laktat dengan proses fermentasi dari molase pada dasarnya terdiri dari beberapa tahap, yaitu:

### 2.3.1 Tahap Persiapan Media

Molase yang merupakan produk samping dari industri gula diangkut ke pabrik asam laktat menggunakan truk tangki molase. Molase yang berasal dari truk tangki tersebut dialirkan menuju tangki penyimpanan bahan baku kemudian dipompa menuju tangki hidrolisis untuk dilakukan hidrolisa dengan cara menambahkan enzim dan air ( $H_2O$ ) hingga konsentrasi sukrosa sebesar 12%. Dari tangki hidrolisa, molase dipompa menuju *rotary drum vacuum filter* untuk menyaring pengotor dan biomassa.

Setelah dari *rotary drum vacuum filter*, molase dipompa menuju tangki penampungan molase encer yang kemudian akan displit menuju fermentor sebanyak 90% dan menuju *culture tank* sebanyak 10% untuk proses adaptasi dan pertumbuhan bakteri (starter).

### 2.3.2 Tahap Persiapan Starter

Persiapan starter digunakan *culture tank* yang suhunya dijaga pada  $40^{\circ}C$ . Komposisi starter adalah sebagai berikut:

- Konsentrasi gula : 12%

- pH : 6,0 (6,3 kecepatan maksimum fermentasi dan 5,7 produksi maksimum asam laktat)
- Temperatur : 40°C
- Nutrient : Malt Sprouts 3%
- *Lactobacillus Delbrueckii* : 5%
- Ca(OH)<sub>2</sub> : 52%
- Masa Inkubasi : 24 jam

3% malt sprouts berfungsi sebagai sumber nutrisi dan nitrogen untuk mempercepat proses pembiakan bakteri. Kalsium hidroksida (Ca(OH)<sub>2</sub>) berfungsi untuk mempertahankan pH optimum. Proses ini dilakukan selama 24 jam

### 2.3.3 Tahap Fermentasi

Larutan molase sebanyak 90% tangki penampungan molase encer dialirkan menuju fermentor. Proses fermentasi dilakukan dengan bantuan starter yang telah dibuat dalam *culture tank*. Kondisi optimum dari fermentor adalah sebagai berikut:

- pH : 6
- Suhu : 40°C
- Tekanan : 1 atm

Fermentasi terjadi sempurna dalam waktu kurang lebih 5 hari. Asam laktat (C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub>) yang terbentuk dapat mengakibatkan suasana asam yang akan membuat pH menurun sehingga dapat mengganggu aktivitas

*lactobacillus delbrueckii*. Oleh karena itu, selama proses fermentasi berlangsung pH harus selalu dijaga dengan penambahan kalsium hidroksida. Asam laktat yang ditambahkan kalsium hidroksida akan membentuk kalsium laktat  $((\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca})$  dan air.

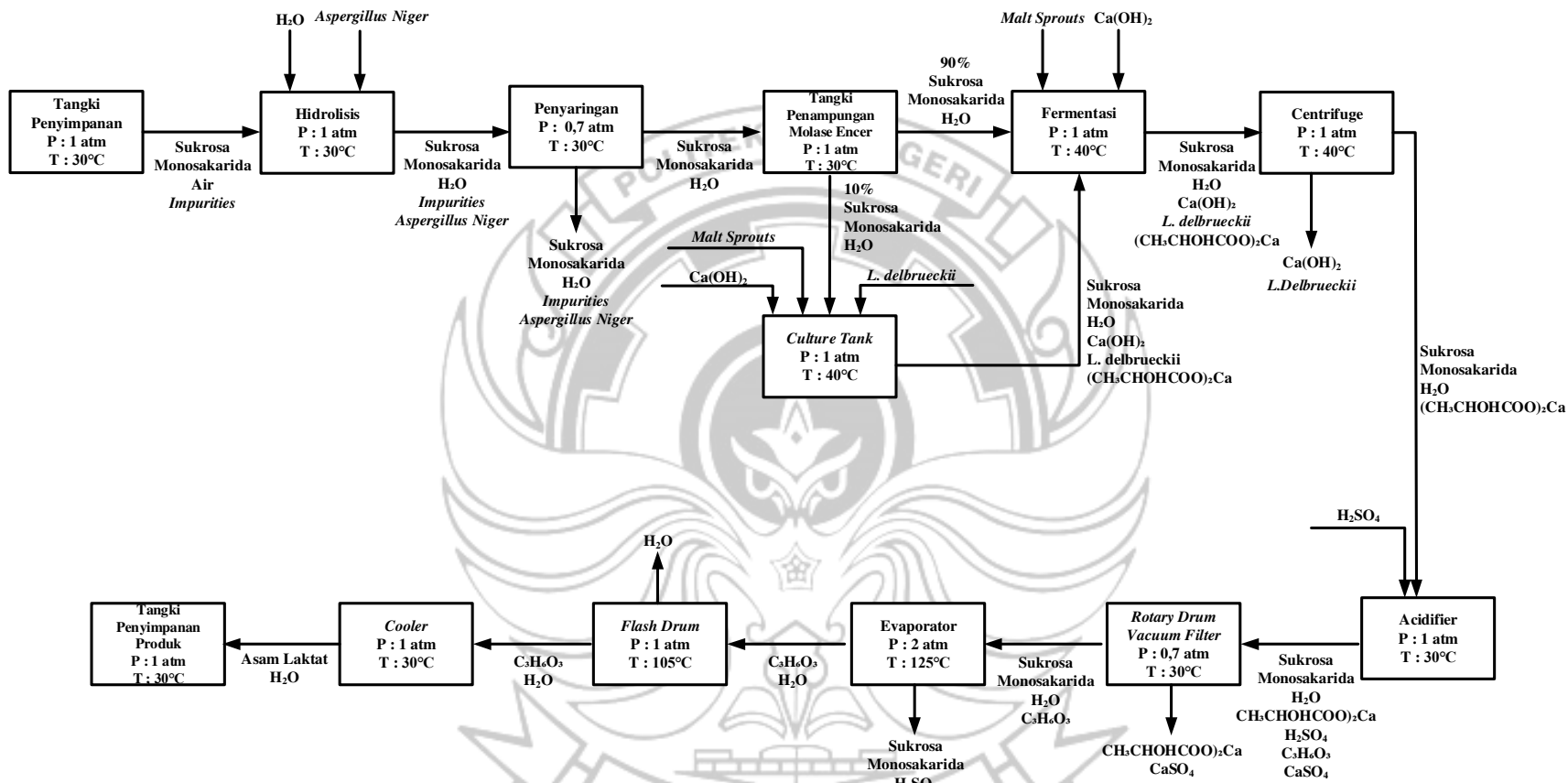
#### 2.3.4 Tahap Pemurnian

Produk hasil fermentasi akan dialirkan menuju centrifuge yang berfungsi untuk memisahkan biomassa, sisa nutrisi dan kotoran lain yang masih terkandung di dalam larutan. Setelah dari centrifuge, larutan kemudian masuk ke dalam acidifier. Dalam tangki ini terjadi reaksi kimia antara kalsium laktat yang terbentuk dari hasil fermentasi dengan asam sulfat yang ditambahkan, sehingga akan terbentuk asam laktat dan endapan kalsium sulfat ( $\text{CaSO}_4$ ). Larutan asam laktat dan endapan kalsium sulfat akan dimurnikan. Kalsium sulfat akan dialirkan menuju silo yang berfungsi sebagai tempat penyimpanan produk samping.

Larutan asam laktat yang berasal *rotary drum vacuum filter* dipompa menuju evaporator untuk menguapkan asam laktat dan air agar terpisah dari sisa-sisa senyawa lain yang masih terikut. Setelah dari evaporator, larutan asam laktat dipompa menuju *flash drum* untuk mengubah fasenya dari uap menjadi cair dengan cara menurunkan tekanan dan juga menguapkan air yang masih tersisa. Larutan asam laktat yang sudah berubah fase, dipompa menuju *cooler* untuk didinginkan sebelum masuk ke tangki penyimpanan produk.

## 2.4 Diagram Alir Proses

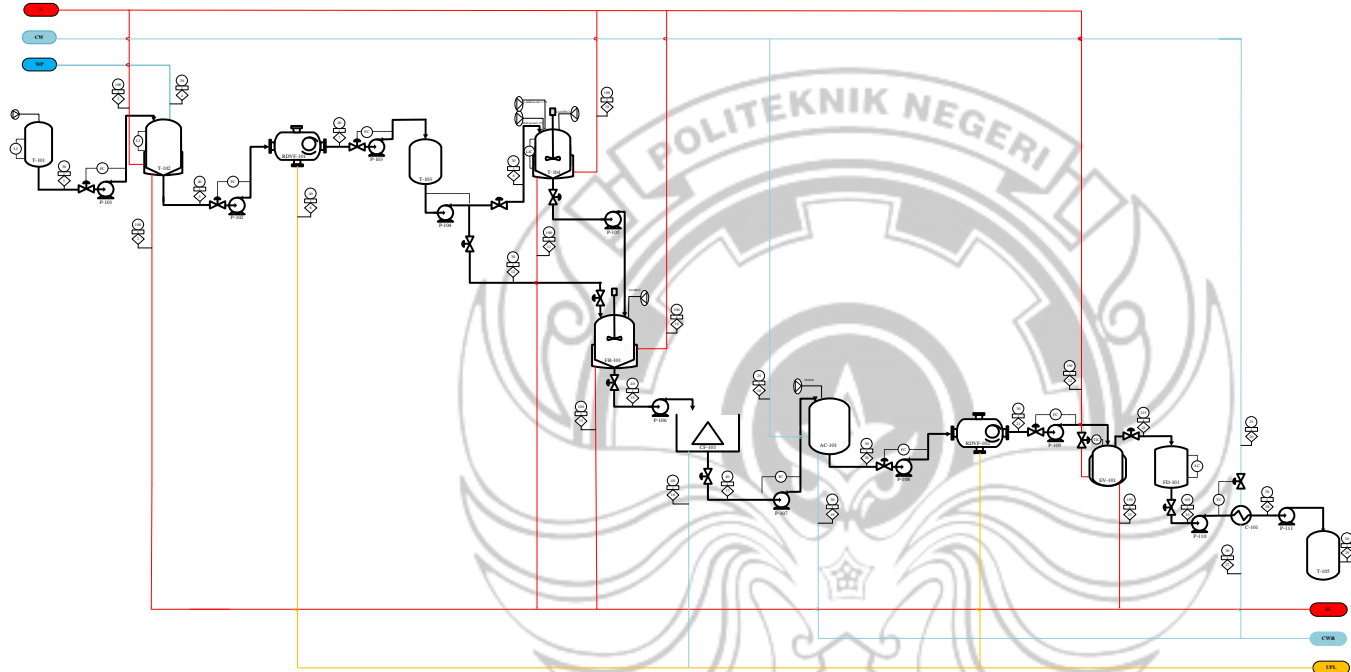




Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM LAKTAT DARI MOLASE**

## KAPASITAS 14.000 TON/TAHUN



Komponen	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	F14	F15	F16	F17	F18	F19	F20	F21	F22	F23	F24	F25	F26
Sukrosa	1180,6541																									
Monsakarida	674,6995			108,1527	2,1631	105,9097	10,5990	95,3907							105,9897	2,1708	107,3699		103,8699	2,0774	101,7925	100,7925				
Ar	674,6995	3833,3333		445,0671	89,0143	4363,0258	436,3026	3926,7232							467,9342	4679,5417	4585,7548		4586,5987	91,7320	4404,8667	89,8973	4403,9694	4051,4340	353,5354	353,5354
Impurities	843,3244			843,3244	843,3244																					
A. Niqer			337,3298	347,2424	347,2424					41,5088																
Mula Sprems																										
Ca(OH) <sub>2</sub>											719,4866	654,4661		6475,3790	6544,6607	6544,6607										
L. delbrueckii (C <sub>4</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub> COO <sub>2</sub> C <sub>4</sub> )											31,1316	30,9646		529,4610	529,4610											
H <sub>2</sub> O												1915,8984	58,3094	1877,1591					845,8605	41,5492	60,8270	40,5222	40,5222	1414,1414	1414,1414	1414,1414
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> O <sub>2</sub>																										
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>																										
Subtotal	3373,2975	3833,3333	337,3298	7543,9606	1317,6347	6226,3260	622,6326	5603,6934	41,5088	719,4866	31,1316	1414,7596	373,5796	6475,3790	13867,4115	7209,9875	6657,4240	843,8605	7501,2845	1332,2742	6169,0103	349,8995	5819,1108	4051,4340	1767,6768	1767,6768
Total																										

Keterangan		Keterangan	
Aliran Proses		Aliran Proses	
	Steam		Tekanan
	Cooling Water		Temperatur
	Water Process		Bahan
	Steam Condensate		Produk
	Cooling Water Return		Akur
	Unit Pengolahan Limbah		
	Temperatur Indicator Control		Temperatur Control
	Level Indicator		pH Indicator Control
	Level Control		Flow Control
	Level Indicator Control		

24	T-105	Tangki Penyimpanan Produk	1
23	P-111	Pompa Cooler	1
22	C-101	Cooler	1
21	P-110	Pompa Flash Drum	1
20	FD-101	Flash Drum	1
19	EV-101	Evaporator	1
18	P-109	Pompa Reaksi Drum Vacuum Filter	1
17	RDVF-102	Reaksi Drum Vacuum Filter	1
16	P-108	Pompa Asidifier	1
15	AC-101	Asidifier	1
14	P-107	Pompa Centrifuge	1
13	C-101	Centrifuge	1
12	P-106	Pompa Fermentor	5
11	F-101	Fermentor	5
10	P-105	Pompa Culture Tank	1
9	T-104	Culture Tank	1
8	P-104	Pompa Tangki Penyimpanan Molase Inocor	1
7	T-103	Tangki Penyimpanan Molase Inocor	1
6	P-103	Pompa Reaksi Drum Vacuum Filter	1
5	RDVF-101	Reaksi Drum Vacuum Filter	1
4	P-102	Pompa Tangki Hidrolisis	1
3	T-102	Tangki Hidrolisis	1
2	P-101	Pompa Tangki Penyimpanan Molase	1
1	T-101	Tangki Penyimpanan Molase	1
NSA	KADBE	Nama Alat	Jumlah
Digambar		1. Sidi Nurhidzra 2. Aqilul Anasyah	1. 2.
Diperiksa		1. T.G Hartono, LRSC, in Chem.Eng 2. D.R Rishawati Thahir, S.T., M.T	1. 2.

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM LAKTAT DARI MOLASE  
KAPASITAS 14.000 TON/TAHUN

JURUSAN TEKNIK KIMIA  
TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN  
POLITEKNIK NEGERI UNGGUP PANDANG

### BAB III NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 14.000 ton/tahun

Waktu Operasi = 24 jam/hari

Jam Kerja = 330 hari/tahun

Satuan Massa = kg/jam

Laju Produksi =  $14.000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$   
 = 1.767,6768 kg/jam

Faktor pengali =  $\frac{524,0204 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/jam}} = 3,37$

#### 3.1 Tangki Hidrolisis

Tabel 3.1 Neraca Massa Tangki Hidrolisis

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	F1	F2	F3	F4
Sukrosa	1.180,65	-	-	108,15
Monosakarida	674,66	-	-	1.793,17
H <sub>2</sub> O	674,66	3.833,33	-	4.452,07
Impurities	843,32	-	-	843,32
A. Niger	-	-	337,33	347,24
<b>Subtotal</b>	<b>3.373,30</b>	<b>3.833,33</b>	<b>337,33</b>	<b>7.543,96</b>
<b>Total</b>		<b>7.543,96</b>		<b>7.543,96</b>

#### 3.2 Rotary Drum Vacuum Filter I

Tabel 3.2 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter I

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	F4	F5	F6
Sukrosa	108,15	2,16	105,99
Monosakarida	1.793,17	35,86	1.757,31
H <sub>2</sub> O	4.452,07	89,04	4.363,03
Impurities	843,32	843,32	-
A.Niger	347,24	347,24	-
<b>Subtotal</b>	<b>7.543,96</b>	<b>1.317,63</b>	<b>6.226,33</b>
<b>Total</b>	<b>7.543,96</b>	<b>7.543,96</b>	

### 3.3 Tangki Penampungan Molase Encer

Tabel 3.3 Neraca Massa Tangki Penampungan Molase Encer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F6	F7	F7	F8
Sukrosa	105,99		10,60	95,39
Monosakarida	1757,31		175,73	1.581,58
H <sub>2</sub> O	4363,03		436,30	3.926,72
<b>Subtotal</b>	<b>6226,33</b>		<b>622,63</b>	<b>5.603,69</b>
<b>Total</b>	<b>6226,33</b>		<b>6226,33</b>	

### 3.4 Culture Tank

Tabel 3.4 Neraca Massa Culture Tank

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)
	F7	F9	F10	F11	F12
Sukrosa	10,60	-	-	-	10,60
Monosakarida	175,73	-	-	-	9,25
H <sub>2</sub> O	436,30	-	-	-	467,93
Malt sprout	-	41,51	-	-	-
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	719,49	-	654,47
<i>L. delbrueckii</i>	-	-	-	31,13	80,96
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	-	-	-	-	191,55
<b>Subtotal</b>	<b>622,63</b>	<b>41,51</b>	<b>719,49</b>	<b>31,13</b>	<b>1.414,76</b>
<b>Total</b>		<b>1.414,76</b>			<b>1.414,76</b>

### 3.5 Fermentor

Tabel 3.5 Neraca Massa Fermentor

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)
	F8	F12	F13	F14	F15
Sukrosa	95,39	10,60	-	-	105,99
Monosakarida	1.581,58	9,25	-	-	92,49
H <sub>2</sub> O	3.926,72	467,93	-	-	4679,34
Malt sprout	-	-	373,58	-	-
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	654,47	-	6.475,38	6.544,66
<i>L. delbrueckii</i>	-	80,96	-	-	529,46
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	-	191,55	-	-	1.915,47
<b>Subtotal</b>	<b>5.603,69</b>	<b>1.414,76</b>	<b>373,58</b>	<b>6475,38</b>	<b>13.867,41</b>
<b>Total</b>		<b>13.867,41</b>			<b>13.867,41</b>



### 3.6 Centrifuge

Tabel 3.6 Neraca Massa *Centrifuge*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F15	F16	F17	
Sukrosa	105,99	2,12	103,87	
Monosakarida	92,49	1,85	90,64	
H <sub>2</sub> O	4.679,34	93,59	4.585,75	
Ca(OH) <sub>2</sub>	6.544,66	6.544,66	-	
L. delbrueckii	529,46	529,46	-	
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	1.915,47	38,31	1.877,16	
<b>Subtotal</b>	<b>13.867,41</b>	<b>7.209,99</b>	<b>6.657,42</b>	
<b>Total</b>	<b>13.867,41</b>	<b>13.867,41</b>		

### 3.7 Acidifier

Tabel 3.7 Neraca Massa *Acidifier*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F17	F18	F19	
Sukrosa	103,87	-	103,87	
Monosakarida	90,64	-	90,64	
H <sub>2</sub> O	4.585,75	-	4.586,60	
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	1877,16	-	93,86	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	843,86	41,35	
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	-	-	1.472,45	
CaSO <sub>4</sub>	-	-	1.112,52	
<b>Subtotal</b>	<b>6.657,42</b>	<b>843,86</b>	<b>7.501,28</b>	
<b>Total</b>	<b>7.501,28</b>		<b>7.501,28</b>	

### 3.8 Rotary Drum Vacuum Filter II

Tabel 3.8 Neraca Massa *Rotary Drum Vacuum Filter II*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F19	F20	F21	
Sukrosa	103,87	2,08	101,79	
Monosakarida	90,64	1,81	88,83	
H <sub>2</sub> O	4.586,60	91,73	4.494,87	
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	93,86	93,86	-	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	41,35	0,83	40,52	

C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1.472,45	29,45	1.443,00
CaSO <sub>4</sub>	1.112,52	1.112,52	-
<b>Subtotal</b>	<b>7.501,28</b>	<b>1.332,27</b>	<b>6.169,01</b>
<b>Total</b>	<b>7.501,28</b>	<b>7.501,28</b>	

### 3.9 Evaporator

Tabel 3.9 Neraca Massa Evaporator

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F21	F22	F22	F23
Sukrosa	101,79	101,79	-	-
Monosakarida	88,83	88,83	-	-
H <sub>2</sub> O	4.494,87	89,90	4.404,97	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	40,52	40,52	-	-
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1.443,00	28,86	1.414,14	
<b>Subtotal</b>	<b>6.169,01</b>	<b>349,90</b>	<b>5.819,11</b>	
<b>Total</b>	<b>6.169,01</b>	<b>6.169,01</b>		

### 3.10 Flush Drum

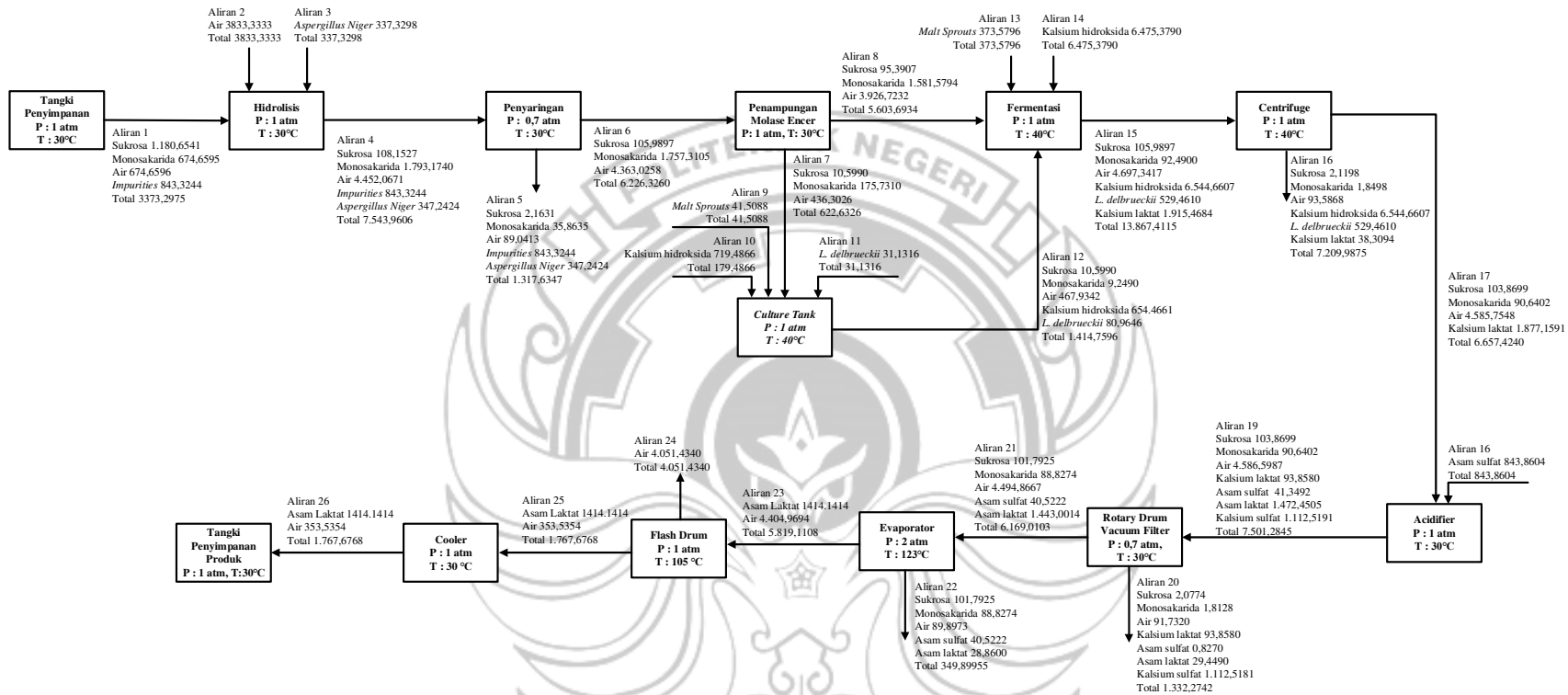
Tabel 3.10 Neraca Massa Flush Drum

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F21	F22	F22	F23
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1.414,14	-	1.414,14	
H <sub>2</sub> O	4.404,97	4051,43	353,54	
<b>Subtotal</b>	<b>5.819,11</b>	<b>4.051,43</b>	<b>1.767,68</b>	
<b>Total</b>	<b>5.819,11</b>	<b>5.819,11</b>		

### 3.11 Cooler

Tabel 3.11 Neraca Massa Cooler

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F25	F26	F25	F26
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1.414,14	1.414,14		
H <sub>2</sub> O	353,54	353,54		
<b>Subtotal</b>	<b>1.767,68</b>	<b>1.767,68</b>		
<b>Total</b>	<b>1.767,68</b>	<b>1.767,68</b>		



Gambar 3.1 Diagram Kuantitatif



Tabel 3.12 Neraca Massa Overall

Komponen	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	F14	F15	F16	F17	F18	F19	F20	F21	F22	F23	F24	F25	F26				
Sukrosa	1180,6541			108,1527	2,1631	105,9897	10,5990	95,3907				10,5990			105,9897	2,1198	103,8699		103,8699	2,0774	101,7925	101,7925								
Monosakarida	674,6595			1793,1740	35,8635	1757,3105	175,7310	1581,5794				9,2490			92,4900	1,8498	90,6402		90,6402	1,8128	88,8274	88,8274								
Air	674,6595	3833,3333		4452,0671	89,0413	4363,0258	436,3026	3926,7232				467,9342			4679,3417	93,5868	4585,7548		4586,5987	91,7320	4494,8667	89,8973	4404,9694	4051,4340	353,5354	353,5354				
Impurities	843,3244			843,3244	843,3244																									
A. Niger			337,3298	347,2424	347,2424																									
Malt Sprouts									41,5088				373,5796																	
Ca(OH) <sub>2</sub>									719,4866			654,4661		6475,3790	6544,6607	6544,6607														
L. delbrueckii											31,1316	80,9646			529,4610	529,4610														
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca												191,5468			1915,4684	38,3094	1877,1591			93,8580	93,8580									
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>																		843,8605		41,3492	0,8270	40,5222	40,5222							
CH <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>																				1472,4505	29,4490	1443,0014	28,8600	1414,1414		1414,1414	1414,1414			
CaSO <sub>4</sub>																				1112,5181	1112,5181									
Subtotal	3373,2975	3833,3333	337,3298	7543,9606	1317,6347	6226,3260	622,6326	5603,6934	41,5088	719,4866	31,1316	1414,7596	373,5796	6475,3790	13867,4115	7209,9875	6657,4240	843,8605	7501,2845	1332,2742	6169,0103	349,8995	5819,1108	4051,4340	1767,6768	1767,6768				
TOTAL	7543,9606																													
	7543,9606																													
										1414,7596										1414,7596										
													13867,4115			13867,4115			13867,4115			13867,4115								
															7501,2845			7501,2845			7501,2845			7501,2845						
																		7501,2845			7501,2845			7501,2845						
																				6169,0103			6169,0103			6169,0103				
																						5819,1108			5819,1108			5819,1108		
																								1767,6768		1767,6768				
															16028,9067															
															16028,9067															



## BAB IV NERACA PANAS

Produk = Asam Laktat  
 Kapasitas Produksi = 14.000 ton/tahun  
 Basis Operasi = 1 jam  
 Satuan Panas = Kcal/jam  
 Satuan Cp = Kj/kmol K  
 Suhu Referensi = 25 °C = 278,15 K

### 4.1 Culture Tank

Tabel 4.1 Neraca Panas

Culture Tank

Komponen	Masuk					Keluar
	Q6	Q7	Q8	Q9	Qsteam	Q10
Sukrosa	0,01	-	-	-	-	0,06
Monosakarida	0,32	-	-	-	-	4,64
H <sub>2</sub> O	2.186,8	-	-	-	-	2.345,37
Malt sprouts	-	83,02	-	-	-	58.451,9
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	2.181,5	-	-	58.451,9
<i>L.delbruecki</i> (CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> C	-	-	7	-	-	5
a	-	-	-	0,59	-	0,59
QSupply	-	-	-	-	56.351,43	-
<b>Total</b>			<b>60.803,76</b>			<b>60.803,76</b>

### 4.2 Fermentor

Tabel 4.2 Neraca Panas Fermentor

Komponen	Masuk			Keluar	
	Q6	Q10	Q11	Q12	Q13
Sukrosa	0,10	0,03	-	-	0,33
Monosakarida	2,89	0,05	-	-	0,51

H <sub>2</sub> O	19.681,44	7.027,00	-	-	70.270,02
Malt sprouts	-		747,14	-	-
L.delbruckii	-	0,59	-		0,59
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	6.384,98	-	944.523,39	63.849,78
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	-	1,15	-	-	1,15
Qsteam	-	-	-	-	-
ΔHf	-	-	68,17	-	-
<b>Total</b>		<b>978.436,94</b>		<b>978.436,94</b>	

### 4.3 Acidifier

Tabel 4.3 Neraca Panas Acidifier

Komponen	Masuk		Keluar
	Q13	Q14	Q15
Sukrosa	0,62	-	0,11
Monosakarida	0,50	-	0,17
H <sub>2</sub> O	68.864,62	-	22.988,86
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	1,15	-	1,15
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	1.444,00	70,76
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	-	-	1,55
CaSO <sub>4</sub>	-	-	3.595,93
ΔHf25 °C	-349,70	-	-
Q Pendingin	-	-	43.302,67
<b>Total</b>	<b>69.961,19</b>		<b>69.961,19</b>

### 4.4 Evaporator

Tabel 4.4 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Masuk		Keluar
	Q17	Q18	Q19
Sukrosa	0,11		2,10
Monosakarida	0,16	11.391,63	3,18
H <sub>2</sub> O	22,52	26.695,59	44.098,68
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1,55		1,55
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,14		
Q steam in	98.582,13		
Q steam out			18.821,88
<b>Total</b>	<b>101.150,07</b>		<b>101.150,07</b>

#### 4.5 Cooler

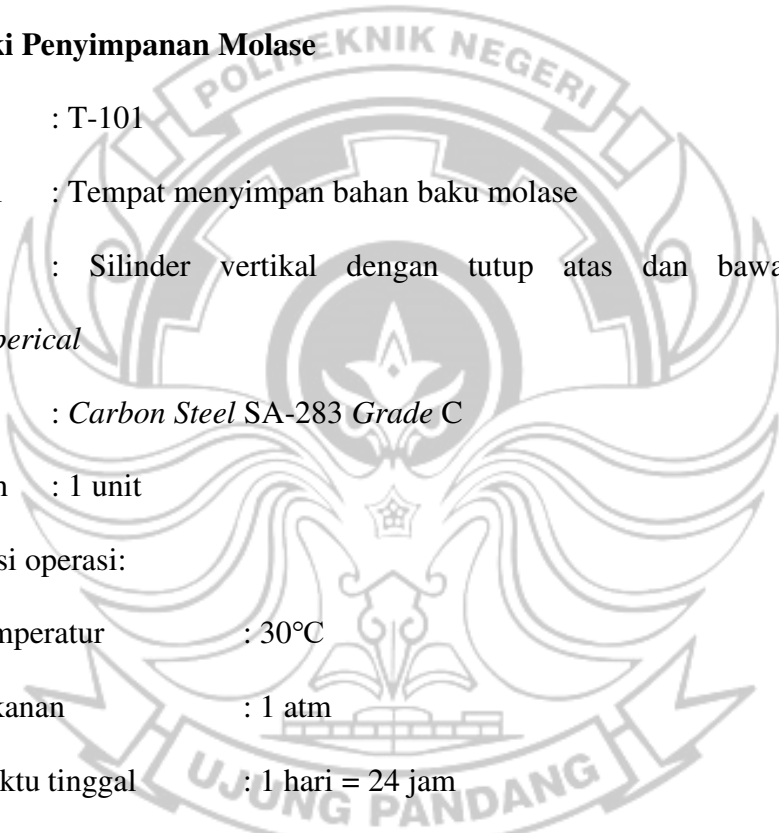
Tabel 4.5 Neraca Panas Cooler

Komponen	Masuk	Keluar
	Q21	Q22
$C_3H_6O_3$	1,55	1,55
$H_2O$	28.263,97	1.771,98
Air serap		26.491,99
<b>Total</b>	<b>28.265,52</b>	<b>28.265,52</b>



## BAB V SPESIFIKASI ALAT

### 5.1 Tangki Penyimpanan Molase



Kode	: T-101
Fungsi	: Tempat menyimpan bahan baku molase
Jenis	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah bentuk <i>thorispherical</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi:	
Temperatur	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Waktu tinggal	: 1 hari = 24 jam
Laju alir	: 3.373,30 kg/jam
Dimensi:	
Volume tangki	: 62,00 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	: 4,29 m
Tinggi tangki	: 5,92 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,375 in



## 5.2 Tangki *Aspergillus Niger*

Fungsi : Menyimpan enzim *Aspergillus Niger*

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah bentuk *torispherical*.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Laju alir : 337,33 kg/jam

Dimensi:

Volume tangki : 72,58 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 4,52 m

Tinggi tangki : 6,27 m

Tebal *shell* : 0,375 in

## 5.3 Tangki Hidrolisis

Kode : T-102

Fungsi : Menghidrolisa sukrosa menjadi monosakarida

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah bentuk *torispherical*.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C  
Tekanan : 1 atm  
Waktu tinggal : 24 jam  
Laju alir : 7.543,96 kg/jam

Dimensi:

Volume tangki : 173,93 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 6,05 m  
Tinggi tangki : 8,84 m  
Tebal *shell* : 0,50 in

#### **5.4 Rotary Drum Vacuum Filter I**

Kode : RDVF-101  
Fungsi : Memisahkan pengotor dan biomassa dari larutan.  
Jenis : *Rotary Drum Vacuum Filter*  
Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*  
Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C  
Tekanan : 0,7 atm  
Laju Alir : 7.543,96 kg/jam

Spesifikasi:

Luas *drum* : 5,54 m<sup>2</sup>

Diameter *drum* : 2 m

Power motor : 12,11 Hp

### 5.5 Tangki Penyimpanan Molase Encer

Kode : T-103

Fungsi : Menampung molase sebelum masuk ke *culture tank* dan fermentor.

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah bentuk *torispherical*.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 1 jam

Laju alir : 6.226,33 kg/jam

Dimensi:

Volume tangki : 6,41 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 2,01 m

Tinggi tangki : 2,81 m

Tebal *shell* : 0,25 in

### 5.6 Tangki Penyimpanan *Lactobacillus Delbrueckii*

Fungsi : Menyimpan bakteri *lactobacillus delbrueckii*

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah bentuk *torispherical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 5 hari = 120 jam

Laju alir : 31,13 kg/jam

Dimensi:

Volume tangki : 4,74 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 1,82 m

Tinggi tangki : 2,53 m

Tebal *shell* : 0,25 in

### **5.7 Tangki Penyimpanan Ca(OH)<sub>2</sub> (Kalsium Hidroksida)**

Fungsi : Menyimpanan larutan Ca(OH)<sub>2</sub>

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah bentuk *torispherical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 5 hari = 120 jam

Laju alir : 7.194,87 kg/jam

Dimensi:

Volume tangki : 468,81 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 8,42 m

Tinggi tangki : 14,34 m

Tebal *shell* : 0,875 in

### 5.8 Silo Penyimpanan *Malt Sprouts*

Fungsi : Menyimpanan *malt sprouts*

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah bentuk *torispherical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Laju alir : 415,09 kg/jam

Dimensi:

Volume silo : 121,45 m<sup>3</sup>

Diameter silo : 4,53 m

Tinggi silo : 9,91 m

Tebal silo : 0,375 in

### 5.9 Culture Tank

Kode : T-104

Fungsi : Tempat terjadinya proses pertumbuhan bakteri (pembuatan starter)

Jenis : Silinder tegak dengan tutup berbentuk *torispherical* dan tutup bawah berbentuk konis dilengkapi dengan pengaduk dan jaket pemanas

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 40°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 1 hari = 24 jam

Laju alir : 1.414,76 kg/jam

Dimensi:

Volume tangki : 24,28 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 2,65 m

Tinggi tangki : 5,80 m

Tebal *shell* : 0,3125 in

Pengaduk

Jenis pengaduk : *Flat Six-Blade Turbin*

Kecepatan pengaduk : 1,93 rps

Daya motor : 53,26 Hp

Jaket pemanas

Tinggi : 4,79 m  
ID : 104,86 in  
OD : 114,86 in  
Luas area : 88,31 m<sup>2</sup>  
Tebal dinding : 0,1875 in

### 5.10 Fermentor

Kode : FR-101

Fungsi : Tempat proses fermentasi molase menjadi asam laktat

Jenis : Silinder tegak dengan tutup berbentuk *torispherical* dan tutup bawah berbentuk konis dilengkapi dengan pengaduk dan jaket pemanas

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah: 5 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 40°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 5 hari = 120 jam

Laju alir : 13.867,41 kg/jam

Dimensi:

Volume tangki : 236,61 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 5,66 m

Tinggi tangki : 10,82 m

Tebal *shell* : 0,625 in

## Pengaduk

Jenis pengaduk : *Flat Six-Blade Turbin*

Kecepatan pengaduk : 1,26 rps

Daya motor : 79,85 Hp

## Jaket pemanas

Tinggi : 10,23 m

ID : 223,89 in

OD : 233,89 in

Luas area : 3.593,51 in<sup>2</sup>

Tebal : 0,50 in

## 5.11 *Centrifuge*

Kode : CF-101

Fungsi : Memisahkan biomassa dari cairan

Jenis : *Disk bowl centrifuge*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 40°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 1 jam

Laju alir : 13.867 kg/jam

*Bowl* diameter : 13 in

*Speed* : 7.500 rpm



<i>Max centrifuge force</i>	: 10.400
<i>Throughput cairan</i>	: 5-50 gal/min
Power	: 6 Hp

### 5.12 Tangki Penyimpanan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Fungsi : Menyimpan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah bentuk *torispherical*.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Laju alir : 792,54 kg/jam

Dimensi:

Volume tangki : 93,82 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 4,93 m

Tinggi tangki : 6,96 m

Tebal *shell* : 0,4148 in

### 5.13 Acidifier

Kode : AC-101

Fungsi : Tempat mereaksikan kalsium laktat dengan asam sulfat menjadi

asam laktat

Jenis : Silinder vertikal tegak dengan tutup berbentuk *torispherical* dan tutup bawah berbentuk konis dilengkapi dengan pengaduk dan jaket pemanas

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 5 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 1 jam

Laju alir : 7.501,28 kg/jam

Dimensi:

Volume tangki : 7,32 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 2,12 m

Tinggi tangki : 2,92 m

Tebal *shell* : 0,25 in

Pengaduk

Jenis pengaduk : *Flat Six-Blade Turbin*

Kecepatan pengaduk : 2,01 rps

Daya motor : 8,42 Hp

Jaket pendingin

Tinggi : 1,84 m

ID : 83,38 in

OD : 93,38 in  
Luas area : 1.387,54 in<sup>2</sup>  
Tebal : 0,1875 in

#### 5.14 *Rotary Drum Vacuum Filter II*

Kode : RDVF-102

Fungsi : Memisahkan kalsium sulfat dari larutan

Jenis : *Rotary Drum Vacuum Filter*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah: 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Laju Alir : 7.501,28 kg/jam

Spesifikasi:

Luas *drum* : 5,55 m<sup>2</sup>

Diameter *drum*: 2 m

Power motor : 12,13 Hp

#### 5.15 *Evaporator*

Kode : EV-101

Fungsi : Menguapkan asam laktat dan air

Tipe : *Long tube vertical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

Temperatur : 125 °C  
Tekanan : 2 atm  
Laju alir : 6.169,01 kg/jam

Dimensi:

Volume tangki : 9,95 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 2,33 m  
Tinggi tangki : 3,26 m  
Tebal *shell* : 0,31 in

Jaket pemanas

Tinggi : 2,13 m  
ID : 92,42 in  
OD : 102,42 m  
Luas area : 1.529,56 in<sup>2</sup>  
Tebal : 0,3125 in

**5.16 Flush Drum**

Kode : FD-101

Fungsi : Tempat mengubah fase asam laktat dan air menjadi cair serta  
menguapkan air

Jenis : Silinder vertikal tegak dengan tutup dan alas berbentuk  
*thorispherical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 105°C  
Tekanan : 1 atm  
Waktu tinggal : 1 jam  
Laju alir : 5.819,11 kg/jam

Dimensi:

Volume tangki : 6,66 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki : 2,04 m  
Tinggi tangki : 2,82 m  
Tebal *shell* : 0,25 in

#### 5.17 Cooler

Kode : C-101  
Fungsi : Mendinginkan larutan asam laktat  
Jenis : *Double Pipe*  
Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Tekanan : 1 atm  
Suhu : 30 °C

Panjang hairpin : 20 ft

Jumlah hairpin : 4 buah

Koefisien panas bersih keseluruhan,  $U_c$  : 51,95 btu/h.ft<sup>2</sup>.°F

Faktor pengotor,  $R_d$  : 0,008 h.ft<sup>2</sup>.°F

*Pressure drop*,  $\Delta P$ :

*Annulus* : 1,70 psi

*Inner pipe* : 0,18 psi

### 5.18 Tangki Penyimpanan Produk

Kode : T-105

Fungsi : Menyimpanan produk

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah bentuk  
*torispherical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 5 hari = 120 jam

Laju alir : 1.767,68 kg/jam

Dimensi:

Volume : 218,64 m<sup>3</sup>

Diameter tangki : 6,53 m

Tinggi : 9,74 m

Tebal : 0,50 in

### 5.19 Pompa

Dalam proses ini digunakan beberapa pompa dengan jenis *centrifugal pump*, sebagai berikut:

- P-101 : Memompa molase ke tangki hidrolisis
- P-102 : Memompa molase ke *rotary drum vacuum filter*
- P-103 : Memompa molase ke tangki penyimpanan molase encer
- P-104 : Memompa molase ke *culture tank* dan fermentor
- P-105 : Memompa starter dari *cultur tank* ke fermentor
- P-106 : Memompa hasil fermentasi ke *centrifuge*
- P-107 : Memompa larutan dari *centrifuge* ke *acidifier*
- P-108 : Memompa asam laktat dari *acidifier* ke *rotary drum vacuum filter*
- P-109 : Memompa keluaran *rotary drum vacuum filter* ke evaporator
- P-110 : Memompa keluaran *flash drum* ke *cooler*
- P-111 : Memompa produk dari *coleer* ke tangki penyimpanan produk
- P-112 : Memompa bakteri ke *culture tank*
- P-113 : Memompa  $\text{Ca(OH)}_2$  ke *culture tank* dan fermentor
- P-114 : Memompa enzim *Aspergillus Niger* ke *culture tank*
- P-115 : Memompa  $\text{H}_2\text{SO}_4$  ke *acidifier*

Tabel 5.1 Analog Perhitungan Pompa

Pompa	Laju Alir, $Q_f$ (ft <sup>3</sup> /jam)	A (ft <sup>2</sup> )	ID (in)	V (ft/s)	L (ft)	Daya (HP)	P Standar (HP)
P-101	76,03	0,01	1,61	1,49	26,25	5,80	6,00
P-102	213,36	0,05	3,07	1,16	26,25	2,55	3,00
P-103	188,59	0,05	3,07	1,02	26,25	3,05	5,00
P-104	188,59	0,05	3,07	1,02	26,25	3,05	4,00
P-105	29,77	0,01	1,05	1,38	26,25	8,00	8,00

P-106	297,91	0,05	3,07	1,61	26,25	0,50	1,00
P-107	215,54	0,05	3,07	1,17	26,25	0,36	1,00
P-108	210,25	0,05	3,07	1,14	26,25	0,36	1,00
P-109	203,76	0,05	3,07	1,10	26,25	0,33	1,00
P-110	53,62	0,01	1,05	2,48	26,25	0,64	1,00
P-111	53,62	0,01	1,05	2,48	26,25	0,64	1,00
P-112	1,16	0,00	0,36	2,48	26,25	0,01	1,00
P-113	114,97	0,02	2,07	1,37	26,25	0,01	1,00
P-114	31,80	0,01	1,05	1,47	26,25	0,00	1,00
P-115	16,43	0,0037	1,05	1,23	26,25	0,01	1,00



## BAB VI UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang kelancaran proses produksi. Unit ini bertujuan untuk memenuhi, menyediakan dan mendistribusikan kebutuhan unit proses demi kelancaran proses agar sesuai dengan standar yang ditetapkan. Berdasarkan kebutuhannya, utilitas yang diperlukan pada pabrik asam laktat antara lain:

### 6.1 Unit Penyedia Steam



Kebutuhan steam pada pabrik ini bertujuan untuk memanaskan. Adapun steam yang diproduksi pada pabrik ini akan digunakan sebagai media pemanas pada:

Tabel 6.1 Kebutuhan *Steam*

No	Nama Alat	Jumlah <i>steam</i> (kg/jam)
1	<i>Culture Tank</i>	10.461,34
2	Fermentor	1.565,73
3	Evaporator	1.521,50
	Total	13.548,56

Penyediaan air panas untuk pabrik asam laktat ini dihasilkan dari boiler. Air umpan boiler terlebih dahulu diolah untuk memenuhi syarat sebagai air ketel, sehingga pembentukan kerak dan korosi pada boiler dapat dihindari. Dengan mempertimbangkan kemungkinan kebocoran pada saat distribusi, maka jumlah air panas yang disediakan sebesar 20% lebih banyak dari jumlah kebutuhan sehingga jumlah air panas yang diproduksi sebesar. Kebutuhan *overdesign* tersebut untuk kebutuhan saat *start up* pabrik, sementara untuk kebutuhan selanjutnya digunakan *make up water* dari umpan boiler *overdesign*.


## 6.2 Unit Penyedia Air

Kebutuhan air untuk pabrik ini diperoleh dari air sungai sekitar lokasi pendirian pabrik yang terlebih dahulu akan diproses agar memenuhi syarat untuk digunakan.

### 6.2.1 Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai media pemanas. Berdasarkan perhitungan pada lampiran D, kebutuhan air umpan boiler sebanyak 37.060,474 kg/jam.

Syarat kandungan bahan maksimal di dalam air umpan boiler agar boiler yang digunakan tidak mudah terjadi kerak adalah sebagai berikut (Perry, 6<sup>th</sup> Edition):

- 
- Total padatan (total dissolved solid)  $\leq 3500$  ppm
  - Alkalinitas  $\leq 700$  ppm
  - Padatan terlarut  $\leq 300$  ppm
  - Silika 60 – 100 ppm
  - Besi  $\leq 0,1$  ppm
  - Tembaga  $\leq 0,5$  ppm
  - Oksigen  $\leq 0,007$  ppm
  - Kesadahan  $\leq 0$
  - Kekeruhan  $\leq 175$  ppm
  - Minyak  $\leq 7$  ppm
  - Residu fosfat  $\leq 140$  ppm

Berdasarkan buku Perry, 6<sup>th</sup> Edition untuk memenuhi persyaratan tersebut, air umpan boiler harus diolah terlebih dahulu melalui demineralisasi dan dearasi. Demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion pengganggu sedangkan dearasi berfungsi untuk menghilangkan gas-gas terlarut.

### 6.2.2 Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan yang lain. Berdasarkan perhitungan pada lampiran D, kebutuhan air sanitasi sebanyak 247,9166 kg/jam. Air

sanitasi yang digunakan harus memenuhi syarat kualitas air sebagai berikut:

1. Syarat fisik:

- Berada di bawah suhu udara
- Warna jernih
- pH netral
- Tidak berbusa
- Kekeruhan kurang dari 1 ppm  $\text{SiO}_2$
- Tidak berasa
- Tidak berbau

2. Syarat kimia:

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

3. Syarat mikrobiologis

Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri pathogen yang dapat merubah sifat air.

### 6.2.3 Air Pendingin

Air pendingin digunakan untuk peralatan-peralatan yang memerlukan pendingin seperti *cooler* dan *acidifier*. Berdasarkan perhitungan pada lampiran D, kebutuhan air pendingin sebanyak 3,493.575 kg/jam. Syarat kualitas air pendingin yaitu tidak menimbulkan kerak, korosi dan memperkecil laju pertumbuhan bakteri. Syarat air pendingin adalah sebagai berikut:

- pH : 7,3 – 7,8
- Konduktivitas : < 3000 mhos/cm
- Ca – H : 400 – 600
- *Free chlorine* : 0,2 – 0,5 ppm
- PO<sub>4</sub> : 5 – 7 ppm

#### 6.2.4 Air Proses

Air proses digunakan pada proses yang membutuhkan tambahan air seperti pengenceran. Berdasarkan perhitungan pada lampiran D, kebutuhan air proses sebanyak 3,833.3333kg/jam.

#### 6.2.5 Sistem Pengolahan Air

Air yang digunakan adalah air sungai yang berarti belum layak dipergunakan untuk proses dan untuk sanitasi karena masih mengandung zat pengotor. Oleh sebab itu, air sungai perlu diproses terlebih dahulu sebelum digunakan.

Proses pengolahan air dimulai dari air dari sungai dipompa menuju bak penampungan awal. Bak ini digunakan sebagai pengendapan lumpur atau partikel padat yang berukuran besar secara gravitasi. Kemudian dipompa ke tangki clarifier untuk mengendapkan bahan tersuspensi dengan menambahkan koagulan yaitu larutan alum PAC. Setelah pencampuran yang disertai pengadukan, maka akan terbentuk flok-flok dan akan mengendap ke dasar clarifier, sedangkan air jernih atau yang masih mengandung flok ringan akan keluar secara *overflow* dari clarifier dialirkan menuju proses filtrasi. Filtrasi menggunakan *sand filter* berfungsi

untuk menyaring flok yang masih terikat bersama air. Dari penyaringan kemudian menuju ke bak penampungan air bersih. Selanjutnya dari bak penampungan air bersih diolah lebih lanjut sesuai dengan fungsinya masing masing yaitu:

a. Air Sanitasi

Air dari bak air bersih dipompa menuju bak sanitasi dengan penambahan disinfektan kaporit yang diinjeksikan langsung ke dalam bak. Selanjutnya, air dialirkan dengan menggunakan pompa untuk kebutuhan air sanitasi.

b. Air Umpan Boiler

Pelunakan air umpan boiler perlu dilakukan dengan proses demineralisasi untuk penghilangan ion-ion mineral yang terdiri dari dua tangki, yaitu kation dan anion *exchanger*. Proses demineralisasi dimulai dari bak air bersih dialirkan dengan pompa menuju kation *exchanger* untuk penghilangan ion-ion yang dapat menyebabkan kesadahan (ion bikarbonat, sulfat dan klor). Kemudian, air lunak dialirkan menuju anion *exchanger* untuk menghilangkan anion yang dapat mengganggu proses. Selanjutnya air lunak ditampung di tangki umpan boiler. Untuk menghemat penggunaan, *steam* kondensat di-*recycle* dan dicampur menjadi air lunak yang terlebih dahulu di pompa ke deaerator untuk menghilangkan gas *gas impurities*. Campuran air lunak dan kondensat dialirkan ke tangki umpan air boiler.

c. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin dari air lunak langsung dipompa ke bak air pendingin kemudian dialirkan ke peralatan dengan pompa. Untuk menghemat kebutuhan air pendingin maka setelah digunakan, air pendingin di-*recycle* dengan terlebih dahulu didinginkan dalam *cooling tower* dan dialirkan kembali ke bak air pendingin.

d. Air Proses

Untuk kebutuhan air proses diperoleh dari air lunak kemudian dipompa menuju bak air proses dan dialirkan ke proses.

### **6.3 Unit Penyediaan Listrik**

Kebutuhan listrik pada pabrik ini yaitu sebesar 552.3586 kW dipenuhi oleh PT Perusahaan Listrik Negara (PLN) sebagai sumber listrik utama dan generator pabrik sebagai pemasok listrik cadangan apabila terjadi pemutusan atau gangguan listrik oleh pihak PT PLN. Kebutuhan listrik dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan sebagai berikut:

- Pabrikasi/proses
- Penerangan
- Alat kontrol
- Bengkel dan lainnya

### **6.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Generator disediakan hanya untuk menyuplai kebutuhan listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan listrik dari PLN. Bahan bakar yang

digunakan untuk generator adalah minyak solar sebanyak 203,321.88 per tahun.

## 6.5 Unit Pengolahan Limbah

Limbah merupakan buangan hasil dari suatu proses produksi. Limbah dengan konsentrasi yang melebihi standar yang telah ditetapkan harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer. Hal ini dikarenakan limbah tersebut mengandung bermacam-macam zat yang dapat menyebabkan kerusakan lingkungan dan kesehatan manusia. Demi kelestarian lingkungan hidup, setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah. Sumber limbah pabrik asam laktat yaitu limbah padat pertama yang dihasilkan berupa pengotor yang ada pada molase dari alat *rotary drum vacuum filter* I sebanyak 1.317,6347 kg/jam. Kemudian yang kedua berupa sisa biomassa dari alat *centrifuge* yang dihasilkan dari proses fermentasi sebanyak 7,209.987 kg/jam. Terakhir, limbah dari alat *rotary drum vacuum filter* II berupa padatan kalsium sulfat ( $\text{CaSO}_4$ ) sebanyak 1.332.274 kg/jam

## 6.6 Spesifikasi Alat Utilitas

### 6.6.1 Boiler

Fungsi	: Menghasilkan <i>saturated steam</i> yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan steam pada alat proses
Jenis	: <i>Water tube</i>
Jumlah	: 1 unit
<i>Power boiler</i>	: 455,77 Hp

*Heating surface* : 423,41 m<sup>2</sup>

#### 6.6.2 Tangki Bahan Bakar Boiler

Fungsi : Menyimpan bahan bakar *fuel oil* untuk boiler

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi:

Temperatur : 30°C

Tekanan P : 1 atm

Waktu tinggal : 24 jam

Dimensi:

Volume : 6,62 m<sup>3</sup>

Diameter : 4,02 m

Tinggi : 4,02 m

Tebal : 0,01 m

#### 6.6.3 *Screen*

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

Bentuk : *Bar Screen*

Jumlah : 1 unit

Jumlah buah : 43 buah



Lebar : 2 m

Tinggi : 1 m

#### 6.6.4 Bak Penampungan Awal

Fungsi : Menampung air sungai dan mengendapkan partikel berat dalam air yang berasal dari sungai

Bentuk : Bak balok

Bahan : Beton

Jumlah : 1 unit

Panjang : 5,92 m

Lebar : 2,96 m

Tinggi : 2,96 m

#### 6.6.5 Clarifier

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang tersuspensi dalam air dengan penambahan koagulan

Bentuk : Silinder tegak dengan dasar konis

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Dimensi:

Volume : 62,27 m<sup>3</sup>

Diameter : 4,08 m

Tinggi : 4,08 m

Pengaduk:

Jenis pengaduk : *Flat six-blade turbin*

Daya motor : 346 HP

#### 6.6.6 Bak Sand Filter

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus yang masih tersisa

Bentuk : *Gravity sand filter*

Bahan : Beton

Jumlah : 1 unit

Panjang : 5.84 m

Lebar : 2,91 m

Tinggi : 2,91 m

#### 6.6.7 Bak Air Bersih

Fungsi : Menampung air bersih dari sand filter

Bentuk : Balok

Bahan : Beton

Jumlah : 1 unit

Panjang : 7,33 m

Lebar : 3,67 m

Tinggi : 3,67 m

#### 6.6.8 Bak Air Sanitasi

Fungsi : Menampung air bersih dari sand filter

Bentuk : Balok  
Bahan : Beton  
Jumlah : 1 unit  
Panjang : 2,23 m  
Lebar : 1,12 m  
Tinggi : 1,12 m

#### 6.6.9 Tangki Kation *Exchanger*

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air melalui pertukaran kation  
Bentuk : Silinder tegak *bed resin*  
Bahan : *Carbon Steel*  
Jumlah : 1 unit  
Diameter : 7,94 m  
Tinggi : 11,92 m

#### 6.6.10 Tangki Anion *Exchanger*

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air melalui pertukaran anion  
Bentuk : Silinder tegak *bed resin*  
Bahan : *Carbon Steel*  
Jumlah : 1 unit  
Diameter : 7,94 m  
Tinggi : 11,92 m

#### 6.6.11 Tangki H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Fungsi	: Melarutkan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> untuk regenerasi penukar kation
Bentuk	: Silinder tegak
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 1 unit
Diameter	: 1,32 m
Tinggi	: 1,32 m

#### 6.6.12 Tangki NaOH

Fungsi	: Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion
Bentuk	: Silinder tegak
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 1 unit
Diameter	: 1,78 m
Tinggi	: 1,78 m

#### 6.6.13 Tangki Umpan Boiler

Fungsi	: Menampung air untuk kebutuhan umpan boiler
Bentuk	: Tangki silinder horizontal
Volume tangki	: 89,21 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	: 4,47 m
Tinggi tangki	: 4,47 m

#### 6.6.14 Daerator

Fungsi : Penghilangan gas-gas *impurities*  
Bentuk : Silinder horizontal dengan alas dan tutup *torispherical*  
Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*  
Jumlah : 1 unit

#### Dimensi:

Volume : 44,61 m<sup>3</sup>  
Diameter : 5,84 m  
Panjang : 5,84 m

#### 6.6.15 Bak Air Proses

Fungsi : Menampung kebutuhan air proses  
Bentuk : Balok  
Bahan : Beton  
Jumlah : 1 unit  
Panjang : 3,44 m  
Lebar : 1,72 m  
Tinggi : 1,72 m

#### 6.6.16 Bak Air Pendingin

Fungsi : Menampung kebutuhan air proses  
Bentuk : Balok  
Bahan : Beton

Jumlah	:	1 unit
Panjang	:	3,33 m
Lebar	:	1,67 m
Tinggi	:	1.67 m

#### 6.6.17 *Cooling Tower*

Fungsi : Mendinginkan kembali air yang sudah digunakan sebagai fluida pendingin pada alat-alat pendingin dan reaktor

Jenis alat : *Cooling tower induced draft*

Luas menara : 0,69 m<sup>2</sup>

Volume : 7,00 m<sup>3</sup>

Daya fan : 1 Hp

#### 6.6.18 Pompa

Dalam proses utilitas ini, digunakan beberapa pompa yaitu:

- P-201 : Mengalirkan air sungai menuju bak penampungan awal
- P-202 : Mengalirkan air dari bak penampungan awal menuju tangki pengendapan
- P-203 : Mengalirkan air dari bak penampungan air sanitasi ke bak air bersih
- P-204 : Mengalirkan air dari bak air bersih menuju tangki kation *exchanger*

- P-205 : Mengalirkan air dari tangki umpan boiler menuju boiler
- P-206 : Mengalirkan air umpan menuju peralatan proses
- P-207 : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju peralatan Proses
- P-208 : Mengalirkan bahan bakar boiler dari tangki penyimpanan menuju boiler

Tabel 6.2 Tabel Analog Pompa

Pompa	Laju Alir, Qf (kg/jam)	A (ft <sup>2</sup> )	ID (in)	V (ft/s)	Lt (ft)	Daya (Hp)	Daya Standar (Hp)
P-201	45.583,68	0,0233	2,07	17,88	1.658,15	66,25	9
P-202	45.583,68	0,0230	2,07	19,48	46,33	4,27	1
P-203	463,60	0,0060	1,05	1,72	688,78	0,0010	0,5
P-204	37.060,47	0,0060	1,05	60,71	688,78	0,0016	0,5
P-205	37.060,47	0,0060	1,05	1,26	52,30	78,33	0,5
P-206	4.216,67	0,0330	2,47	1,26	525,57	0,0119	0,5
P-207	3.842,93	0,0060	1,05	0,18	1.018,70	0,00001	0,5
P-208	37.930,68	0,0060	1,05	1,76	98,23	0,0044	0,5

## BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

### 7.1 Instrumentasi

Suatu proses industri, kondisi operasi suatu proses sangat mempengaruhi produk yang dihasilkan. Oleh karena itu untuk menjaga kualitas maupun kuantitas dari produk maka diperlukan alat instrumentasi. Alat instrumentasi yaitu sarana untuk mengatur, mengendalikan dan mengawasi kondisi operasi seperti penunjuk (*indicator*), perekam (*recorder*) dan pengontrol (*controller*).

#### 1) Penunjuk (*Indicator*)

*Indicator* adalah suatu alat yang memberikan besaran (variabel) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat. *Indicator* biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan.

#### 2) Perekam (*Recorder*)

*Recorder* berkerja untuk mencatat besaran yang diperoleh dari pengukuran secara kontinyu atau secara periodik.

#### 3) Pengatur (*Controller*)

*Controller* adalah suatu alat yang membandingkan besaran yang diukur dengan besaran sebenarnya yang diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk pengoreksian kesalahan, jika terjadi perbedaan antara besaran yang diukur dengan besaran yang sebenarnya.

Alat instrumentasi juga dapat memberikan sinyal apabila terjadi penyimpangan selama proses produksi berlangsung. Pengontrolan atau pengendalian proses dipasang pada unit pabrik yang benar-benar memerlukan



pengendalian secara cermat dan akurat agar kapasitas produksi sesuai dengan yang diharapkan. Adapun instrumen yang digunakan pada prarancangan pabrik asam laktat yaitu:

- 1) *Level Indicator* (LI), berfungsi menunjukkan tinggi (*level*) permukaan fluida dalam suatu alat.
- 2) *Level Controller* (LC), berfungsi mengatur ketinggian (*level*) cairan dalam suatu alat. Pengontrolan tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah *control valve*, yaitu dengan mengatur *rate* cairan masuk atau keluar proses.
- 3) *Temperature Indicator*, berfungsi menunjukkan suhu dari suatu alat.
- 4) *Temperature Controller*, berfungsi mengontrol suhu pada suatu aliran/alat.
- 5) *Flow Indicator*, berfungsi menunjukkan laju alir cairan suatu alat.
- 6) *Flow Controller* (FC), berfungsi mengendalikan kecepatan aliran fluida dalam suatu alat.
- 7) *Pressure Indicator*, berfungsi menunjukkan tekanan pada suatu aliran/alat.
- 8) *Pressure Controller* (PC), berfungsi untuk mengontrol tekanan pada suatu aliran/alat.

Hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan alat instrument dalam suatu industri yaitu:

- Level yang diperlukan untuk pengukuran
- *Range* yang diperlukan
- Ketelitian

- Bahan konstruksi serta pengaruh-pengaruh pemasangan instrumen pada kondisi operasi
- Faktor ekonomi

Tabel 7.1 Instrumentasi pada Alat Proses Pabrik

No.	Nama Alat	Kode	Instrumentasi
1.	Tangki Bahan Baku	T-101	LI
2.	Tangki Hidrolisis	T-02	LI
3.	<i>Culture Tank</i>	T-104	LIC
4.	Evaporator	EV-101	TIC
5.	<i>Flash Drum</i>	FD-101	LC

## 7.2 Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)

Keselamatan dan kesehatan kerja adalah hal yang harus memperoleh perhatian yang cukup besar dalam suatu industri. Oleh sebab itu proses operasi suatu pabrik dapat berjalan lancar apabila karyawan-karyawannya dalam keadaan selamat dan sehat dalam melaksanakan tugasnya.

Keselamatan dan kesehatan kerja harus mendapat perhatian yang besar dan tidak boleh diabaikan karena menyangkut keselamatan manusia dan kelancaran kerja. Keselamatan dan kesehatan kerja menjadi salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam suatu pabrik untuk menghindari hal-hal yang tidak diinginkan.

Secara umum ruang lingkup dari usaha-usaha yang dilakukan untuk menangani masalah-masalah keselamatan kerja antara lain meliputi:

1. Sistem penerangan yang baik pada semua bagian pabrik
2. Memasang pipa-pipa air disekeliling bangunan pabrik dengan maksud untuk memudahkan penyemprotan jika terjadi kebakaran.
3. Menyediakan alat-alat pemadam kebakaran yang diletakkan dalam pabrik

4. Pipa/kabel listrik diletakkan pada dinding untuk menghindari terjadinya bahaya yang disebabkan oleh listrik agar perpipaan mudah diinvestasikan tingkatannya.
5. Pemakaian alat pelindung diri
6. Mendidik para operator untuk mempergunakan alat-alat tersebut untuk dapat digunakan bila diperlukan
7. Mencegah dan mengurangi kecelakaan, kebakaran dan penyakit akibat kerja
8. Mengamankan instalasi, alat-alat produksi dan bahan produksi
9. Menciptakan lingkungan kerja yang aman dan nyaman
10. Memasang tanda-tanda khusus pada lokasi yang rawan akan bahaya kebakaran

Pada umumnya potensi bahaya dalam suatu pabrik kimia disebabkan oleh:

1. Bahaya Bahan Kimia

Potensi bahaya terhadap kesehatan individu akibat bahan yang digunakan dalam proses kimia disebabkan oleh toksisitas yang terdapat pada bahan tersebut serta frekuensi dan durasi paparannya. Potensi bahaya juga disebabkan karena adanya tumpahan bahan kimia, percikan dan inhalasi. Dampak yang ditimbulkan dari paparan bahan kimia dibedakan menjadi dua yaitu efek jangka pendek (akut) dan efek jangka panjang (kronis). Efek jangka pendek yaitu apabila terpapar atau berkontak langsung dapat menyebabkan gangguan kesehatan dalam waktu yang

singkat. Sedangkan efek jangka panjang, efek yang ditimbulkan akan terlihat setelah paparan jangka panjang. Pencegahan dapat dilakukan dengan:

- Mengidentifikasi bahaya bahan kimia yang digunakan dengan melakukan peninjauan pada MSDS (*Material Safety Data Sheet*) dan label produk
- Mengidentifikasi seluruh aktivitas yang dapat mengakibatkan luka pada kulit akibat paparan dan bahan kimia yang kemungkinan terhirup
- Menggunakan alat pelindung diri sesuai standar saat bekerja

## 2. Bahaya Kebakaran dan Ledakan

Proses produksi bioetanol menggunakan beberapa peralatan yang beroperasi pada suhu yang tinggi. Potensi bahaya yang dapat ditimbulkan oleh peralatan tersebut yaitu kebakaran dan ledakan. Upaya pencegahan dan penanganan terhadap kebakaran dan ledakan yaitu:

- Perencanaan tata letak peralatan dan ruangan serta pemilihan bahan konstruksi yang baik dan kondisi operasi yang sesuai dengan yang direncanakan.
- Menyediakan alat-alat untuk pemadam kebakaran, memasang alarm atau tanda bahaya disekitar alat
- Memberikan tanda *hazard* pada peralatan yang mudah meledak

## 3. Listrik

Potensi gangguan listrik umumnya disebabkan karena terjadinya hubungan singkat, kelebihan beban arus dan kurang terpeliharanya mesin-

mesin pembangkit yang digunakan. Upaya pencegahan dapat dilakukan dengan cara:

- Memasang tanda bahaya pada daerah yang bertegangan tinggi
- Pengontrolan dan pengisolasian yang baik terhadap peralatan dan kabel-kabel listrik.
- Menjauhkan dari tempat-tempat yang mudah terbakar seperti pengelasan dan sebagainya
- Menyediakan poliklinik yang memadai sebagai sarana untuk pertolongan pertama pada kecelakaan

#### 4. Bahaya Bangunan Pabrik

Bangunan, lokasi dan tata letak pabrik yang direncanakan harus diatur sedemikian rupa untuk mencegah potensi bahaya. Selain itu, hal-hal yang perlu diperhatikan adalah memasang pagar pengaman untuk peralatan yang berputar dan penerangan yang cukup bagi daerah-daerah yang dianggap berbahaya.

#### 5. Bahaya dari limbah pabrik

Limbah yang dihasilkan dari pabrik asam laktat mengandung zat organik dan memiliki beban polusi apabila langsung dibuang ke lingkungan sehingga dapat membahayakan makhluk hidup dan lingkungan. Oleh karena itu perlu dilakukan pengolahan limbah (cair maupun padat) untuk mencegah pencemaran lingkungan.

## **BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI**

### **8.1 Umum**

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lokasi : Desa Pa'rappunganta, KeC. Polongbangkeng  
Utara,  
Kab. Takalar, Sulawesi Selatan.

Lapangan Usaha : Memproduksi larutan asam laktat 80%

Kapasitas Produksi : 14.000 ton/tahun

### **8.2 Bentuk Perusahaan**

Pabrik asam laktat dari molase ini diperlukan manajemen yang baik, maka dari itu diperlukan suatu struktur organisasi yang baik dan terstruktur sehingga tanggung jawab dan pembagian tugas jelas dan berjalan dengan baik. Pabrik dengan kapasitas 14.000 ton/tahun yang akan didirikan ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam perseroan terbatas, pemegang saham bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham. Berikut merupakan alasan dipilihnya Perseroan Terbatas (PT) sebagai bentuk perusahaan:

1. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pemimpin perusahaan

3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan
4. Efisiensi dari manajemen para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman
5. Lapangan usaha lebih luas karena suatu perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha
6. Pemilik dan pengurus perusahaan merupakan orang-orang yang berbeda satu sama lain, pemilik perusahaan yaitu para pemegang saham dan pengurus perusahaan yaitu direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.

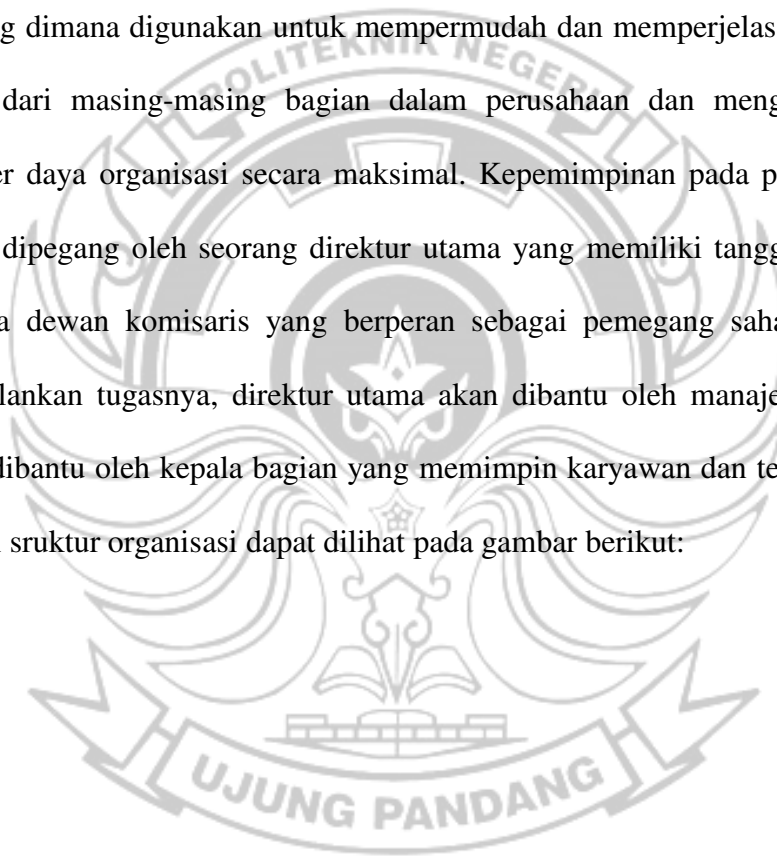
Adapun ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) adalah sebagai berikut:

1. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab undang-undang hukum dagang
2. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham
3. Biasanya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang-undang perburuhan

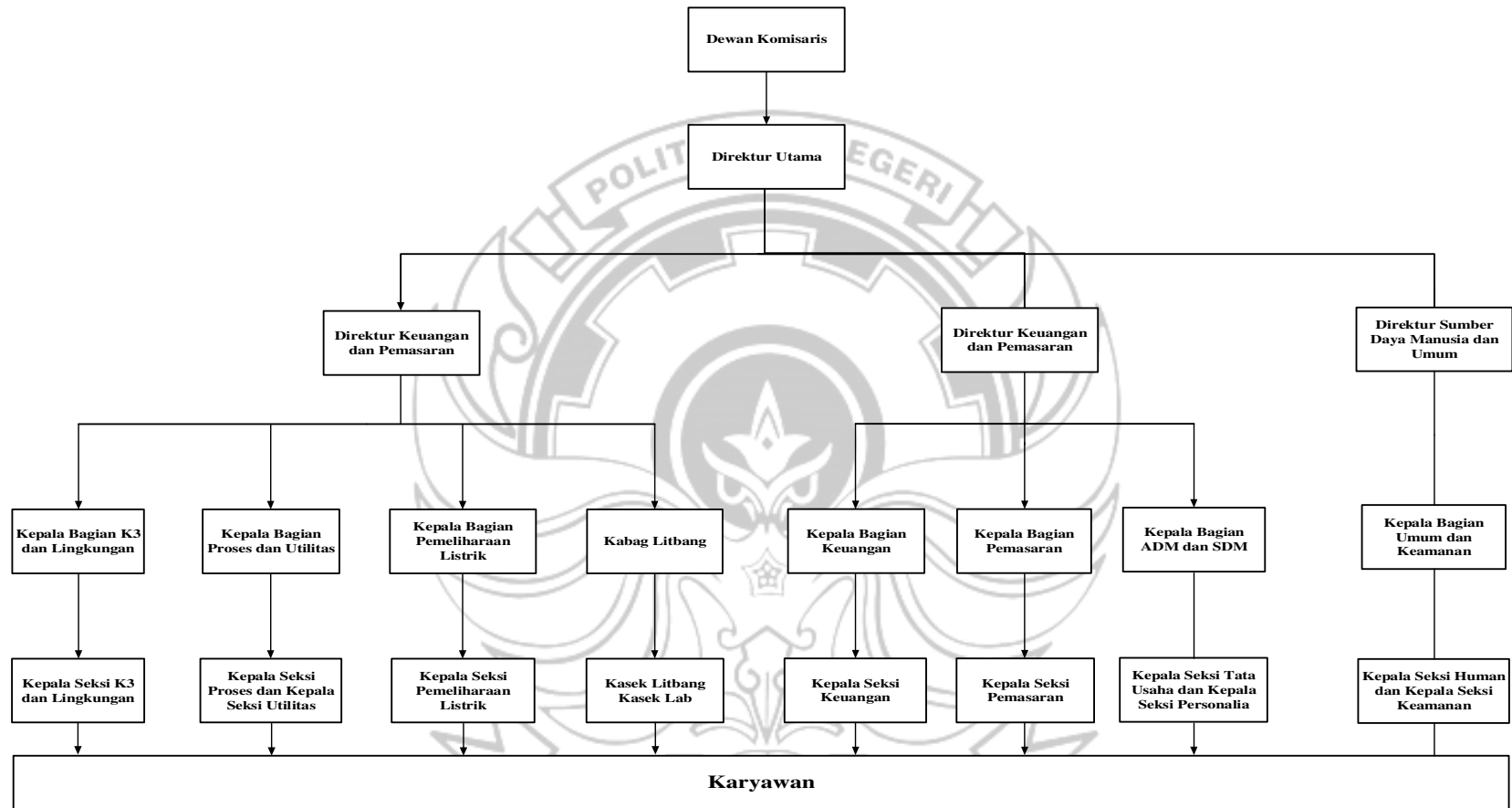
### 8.3 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan susunan bagian dan posisi dalam perusahaan yang menjelaskan pembagian aktivitas kerja, memperhatikan hubungan fungsi dan aktivitas sampai batas-batas tertentu, serta memperhatikan tingkat spesialisasi aktivitas tersebut (Umar, 2003).

Struktur organisasi dalam sebuah perusahaan merupakan aspek yang penting dimana digunakan untuk mempermudah dan memperjelas koordinasi kerja dari masing-masing bagian dalam perusahaan dan mengalokasikan sumber daya organisasi secara maksimal. Kepemimpinan pada pabrik asam laktat dipegang oleh seorang direktur utama yang memiliki tanggung jawab kepada dewan komisaris yang berperan sebagai pemegang saham. Dalam menjalankan tugasnya, direktur utama akan dibantu oleh manajer. Manajer akan dibantu oleh kepala bagian yang memimpin karyawan dan tenaga kerja. Bagan struktur organisasi dapat dilihat pada gambar berikut:







Gambar 8.1 Struktur Organisasi

## 8.4 Pembagian Tugas dan Wewenang

### 8.4.1 Dewan Komisaris

Dewan komisaris atau pemilik saham memegang kekuasaan tertinggi dalam suatu perusahaan. Dewan komisaris terdiri dari beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk usaha dalam menjalankan pabrik. Tugas dan wewenang pemegang saham antara lain:

1. Mengangkat dan memberhentikan direktur
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

### 8.4.2 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris terhadap segala kebijakan perusahaan yang telah diambil. Direktur utama membawahi direktur operasi, produksi, direktur administrasi dan direktur umum. Tugas dan wewenang direktur utama, antara lain:

1. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan sehingga komunikasi antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen dapat berlangsung dengan baik
2. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
3. Mengkoordinasikan kerja sama antara bagian produksi dan bagian umum

### 8.4.3 Kepala Bagian

Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur utama. Tugas utama kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja sesuai bidangnya. Berdasarkan bidangnya, kepala bagian terdiri dari:

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Mengatur dan menjaga kelancaran unit proses dan unit utilitas agar *rate production* pabrik tercapai dengan mengatur jalannya proses produksi. Dalam pelaksanaannya, kepala bagian proses dan utilitas membawahi seksi proses dan seksi utilitas.

2. Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian Pemeliharaan

Mengatur dan menjaga jumlah pasokan listrik agar selalu mencukupi kebutuhan pabrik serta secara rutin melakukan uji kelayakan terhadap setiap instrumen dalam area pabrik. Kepala bagian perencanaan dan pengendalian pemeliharaan membawahi seksi pemeliharaan dan bengkel, seksi listrik dan instrumentasi.

3. Kepala Bagian Teknologi

Bertanggung jawab atas penyediaan mesin untuk keberlangsungan proses terkait peralatan dan kebutuhan listrik untuk kelancaran produksi. Melakukan pengecekan terkait perawatan mesin proses.

#### 4. Kepala Bagian Administrasi Keuangan

Mencatat dan menghitung aliran dana keluar dan masuk perusahaan. Kepala bagian administrasi keuangan membawahi seksi keuangan, pelapor keuangan dan manajemen dan seksi akuntansi biaya.

#### 5. Kepala Bagian Pengembangan Sumber Daya Manusia

Menjaga kualitas SDM dalam perusahaan melalui pelatihan kerja dan lain-lain sehingga dapat tetap menjaga etos dari setiap pegawai.

#### 6. Kepala Bagian Umum

Mengatur kegiatan-kegiatan penunjang dalam pabrik seperti menjaga kebersihan kantor, keamanan dan lain-lain. Kepala bagian umum membawahi seksi pelayanan umum dan seksi keamanan.

#### 7. Kepala Bagian IT

Mengatur dan menjaga aliran informasi dan menjaga kualitas dan peralatan penunjang dalam pabrik seperti komputer, alat kontrol dan lain-lain.

#### 8.4.4 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya. Berikut adalah rincian kepala bagian dan tugasnya:

1. Kepala Seksi Proses

Kepala seksi proses bertugas memimpin secara langsung dan memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Kepala seksi bahan baku dan produk memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku, menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3. Kepala Seksi Utilitas

Kepala seksi utilitas memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan air, bahan bakar, *steam*, udara tekan untuk proses dan instrumentasi.

4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Kepala seksi pemeliharaan dan bengkel bertanggung jawab atas kegiatan perawatan, penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Kepala seksi listrik dan instrumentasi memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

6. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Kepala seksi penelitian dan pengembangan bertugas untuk mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi seluruh proses.

7. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu memiliki tugas melakukan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

8. Kepala Seksi Keuangan

Kepala seksi keuangan memiliki tanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

9. Kepala Seksi Pemasaran

Kepala seksi pemasaran mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10. Kepala Seksi Tata Usaha

Kepala seksi tata usaha memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan dan tata usaha kantor.

11. Kepala Seksi Personalia dan Humas

Kepala seksi personalia memiliki tugas mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian serta bertugas mengadakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

12. Kepala Seksi Keamanan

Kepala seksi keamanan memiliki tugas mengawasi masalah keamanan perusahaan.

### 13. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Kepala seksi kesehatan dan keselamatan kerja memiliki tugas mengatur dan mengawasi kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

## 8.5 Sistem Kerja

Pabrik ini akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan yaitu karyawan *non-shift* (harian) dan karyawan *shift*.

### 8.5.1 Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Para karyawan yang termasuk *non-shift* adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta seluruh yang tugasnya berada di kantor. Karyawan *non-shift* dalam satu minggu bekerja selama 5 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

#### 1. Jam kerja

Hari Senin – Kamis : Jam 08-00 – 16.00 WITA

Hari Jumat : Jam 08.00 – 16.00 WITA

#### 2. Jam istirahat

Hari Senin – Kamis : Jam 12.00 – 13.00 WITA

Hari Jumat : Jam 11.30 – 13.30 WITA

### 8.5.2 Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi sehingga tidak dapat ditinggalkan. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian utilitas, pengendalian, laboratorium dan termasuk petugas keamanan selama proses produksi berlangsung. Para karyawan *shift* dibagi dalam 3 *shift* dengan jam kerja sebagai berikut:

1. *Shift* pagi : Jam 08.00 – 16.00 WITA
2. *Shift* sore : Jam 16.00 – 00.00 WITA
3. *Shift* malam : Jam 00.00 – 08.00 WITA

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali *shift*. Setiap kelompok mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap *shift* dan masuk lagi *shift* selanjutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Berikut adalah jadwal karyawan *shift*:

Tabel 8.1 Jadwal Shift Kerja Karyawan

Hari/Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	L	L	P	P	P	P	P	L	S	S	S	S	S	L	L



B	P	P	L	S	S	S	S	S	L	L	M	M	M	M	M
C	S	S	S	L	L	M	M	M	M	M	L	L	P	P	P
D	M	M	M	M	M	L	L	P	P	P	P	P	L	S	S
Hari/Regu	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	P	P	P	P	P	L	L	S	S	S	S	S	L	M	M
B	L	L	S	S	S	S	S	L	M	M	M	M	M	L	L
C	S	S	L	M	M	M	M	M	L	L	P	P	P	P	P
D	M	M	M	L	L	P	P	P	P	P	L	L	S	S	S

Keterangan:

P = Pagi

S = Siang

M = Malam

L = Libur

## 8.6 Kualifikasi dan Gaji Karyawan

### 8.5.1 Jumlah Pekerja

Tabel 8.2 Jumlah Pekerja

No	Jabatan	Jumlah
1	Dewan komisaris	2
2	Direktur utama	1
3	Direktur operasi dan Produksi	1
4	Direktur Adiminitrasi dan Umum	1
5	Kapala Bagian Proses dan utilitas	1
6	Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian	1
7	Kepala Bagian Teknologi	1
8	Kepala Bagian Adiminitrasi Keuangan	1
9	Kepala Bagian PSDM	1
10	Kepala Bagian Umum	1

11	Kepala Bagian IT	1
12	Kepala Seksi Proses	1
13	Kepala Seksi Utilitas	1
14	Kepala Seksi Bengkel dan Pemeliharaan	1
15	Kepala Seksi Bengkel dan Pemeliharaan	1
16	Kepala Seksi Administrasi Pemasaran	1
17	Kepala Seksi Adimintrasi Penjualan	1
18	Kepala Seksi Pengolahan Energi	1
19	Kepala Seksi Pengendalian Kualitas	1
20	Kepala Seksi Keamanan	1
21	Kepala Seksi Pelayanan Umum	1
22	Kepala Seksi Akuntansi Biaya	1
23	Kepala Seksi Pelapor Keuangan dan Manajemen	1
24	Kepala Seksi Keuangan	1
25	Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1
26	Karyawan Pemasaran	5
27	Karyawan K3	6
28	Karyawan Kas/Anggaran	4
29	Karyawan Proses dan Utilitas	18
30	Karyawan Pemeliharaan	5
31	Perawat	2
32	Satpam	6
33	Supir	4
35	<i>Cleaning Service</i>	10
Total		86

### 8.5.2 Penggolongan Jabatan

Dalam mendirikan suatu pabrik harus adanya penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pemasaran. Berikut ini rincian penggolongan jabatan:

Tabel 8.3 Jumlah Penggolongan Jabatan

Jabatan	Penggolongan
Dewan Komisaris	S-2
Direktur Utama	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Perawat	D-3/D-4/S-1
Karyawan	D-3/S-1
Satpam	SLTA
Supir	SLTA
<i>Cleaning Service</i>	SLTA

### 8.5.3 Sistem Gaji Karyawan

#### 1. Gaji Harian

Gaji harian adalah gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap.

#### 2. Gaji Bulanan

Gaji bulanan adalah gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

#### 3. Gaji Lembur

Gaji lembur adalah gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok yang sudah ditentukan.

Perincian gaji sesuai dengan jabatan adalah sebagai berikut:

Tabel 8.4 Rincian Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan
1	Dewan komisaris	2	Rp 70.000.000
2	Direktur utama	1	Rp 50.000.000
3	Direktur operasi dan Produksi	1	Rp 25.000.000
4	Direktur Adiministrasi dan Umum	1	Rp 25.000.000
5	Kapala Bagian Proses dan utilitas	1	Rp 8.000.000
6	Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian	1	Rp 8.000.000
7	Kepala Bagian Teknologi	1	Rp 8.000.000
8	Kepala Bagian Adiministrasi Keuangan	1	Rp 8.000.000
9	Kepala Bagian PSDM	1	Rp 8.000.000
10	Kepala Bagian Umum	1	Rp 8.000.000
11	Kepala Bagian IT	1	Rp 8.000.000
12	Kepala Seksi Proses	1	Rp 7.000.000
13	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 7.000.000
14	Kepala Seksi Bengkel dan Pemeliharaan	1	Rp 7.000.000
15	Kepala Seksi Bengkel dan Pemeliharaan	1	Rp 7.000.000
16	Kepala Seksi Administrasi Pemasaran	1	Rp 7.000.000
17	Kepala Seksi Adimintrasi Penjualan	1	Rp 7.000.000
18	Kepala Seksi Pengolahan Energi	1	Rp 7.000.000
19	Kepala Seksi Pengendalian Kualitas	1	Rp 7.000.000
20	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp 7.000.000
21	Kepala Seksi Pelayanan Umum	1	Rp 7.000.000
22	Kepala Seksi Akuntansi Biaya	1	Rp 7.000.000
23	Kepala Seksi Pelapor Keuangan dan Manajemen	1	R 7.000.000
24	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp 7.000.000
25	Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Rp 7.000.000

26	Karyawan Pemasaran	5	Rp 3.500.000
27	Karyawan K3	6	Rp 3.500.000
28	Karyawan Kas/Anggaran	4	Rp 3.500.000
29	Karyawan Proses dan Utilitas	18	Rp 3.500.000
30	Karyawan Pemeliharaan	5	Rp 3.500.000
31	Perawat	2	Rp 4.000.000
32	Satpam	6	Rp 3.000.000
33	Supir	4	Rp 3.000.000
34	<i>Cleaning Service</i>	10	Rp 3.000.000
<b>Total</b>		<b>86</b>	<b>Rp 591.500.000</b>



## BAB XI TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN

### 9.1 Deskripsi Tata Letak

Tata letak pabrik merupakan suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material bahan baku menjadi produk. Pengaturan tata letak pabrik yang baik dapat memberikan keuntungan sebagai berikut:

1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi sehingga mengurangi material *handling*
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*
3. Mengurangi biaya produksi
4. Meningkatkan keselamatan kerja
5. Mengurangi kerja seminimum mungkin
6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik

Beberapa hal yang perlu dipertimbangkan untuk mendapatkan kondisi yang optimum, antara lain:

1. Bahan baku, tenaga kerja dan transportasi harus ditangani secara efektif dan efisien

2. Bahan yang mudah terbakar dan berbahaya disimpan pada tempat khusus yang jauh dari unit proses dan untuk pengamanannya juga disediakan *hydrant*.
3. Sistem perpipaan merupakan salah satu bagian terpenting yang memengaruhi operasi pabrik sehingga perlu diletakkan pada posisi yang tepat untuk memudahkan aktifitas kerja, seperti perbaikan, pengosongan dan lain-lain.
4. Jarak antara unit proses yang satu dengan yang lainnya diatur sedemikian rupa sehingga memudahkan proses pengendalian dan tidak mengganggu lalu lintas kerja.
5. Bangunan pabrik diusahakan memenuhi standar bangunan, seperti ventilasi yang cukup, jarak yang cukup antara bangunan yang satu dengan yang lainnya.

Menurut Peters & Timmerhaus (1991), desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) dan lahan alternatif (*areal handling*) dalam posisi yang efisien serta tetap mempertimbangkan beberapa faktor sebagai berikut:

1. Urutan proses produksi
2. Pengembangan lokasi baru atau perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
3. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku.
4. Pemeliharaan dan perbaikan.

5. Keamanan (*safet*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
7. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses atau peralatan yang digunakan sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
8. Masalah pembuangan limbah cair ataupun gas.
9. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama sebagai berikut:

1. Daerah proses

Daerah ini merupakan daerah peralatan proses berdasarkan diagram alir proses. Daerah proses diletakkan di tengah-tengah pabrik untuk memudahkan pengawasan dan perbaikan peralatan pabrik.

2. Daerah penyimpanan

Daerah ini merupakan tempat penyimpanan (*storage*) produk yang siap didistribusikan.

3. 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.



#### 4. Daerah Utilitas

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

#### 5. Daerah Adiministrasi

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

#### 6. Daerah Persediaan

Daerah ini merupakan tempat menampung bahan-bahan kebutuhan proses pabrik.

#### 7. Daerah Perluasan

Daerah ini berguna untuk keperluan perluasan pabrik dimasa mendatang yang terletak di bagian belakang pabrik

#### 8. Daerah *Service* atau Pelayanan Pabrik

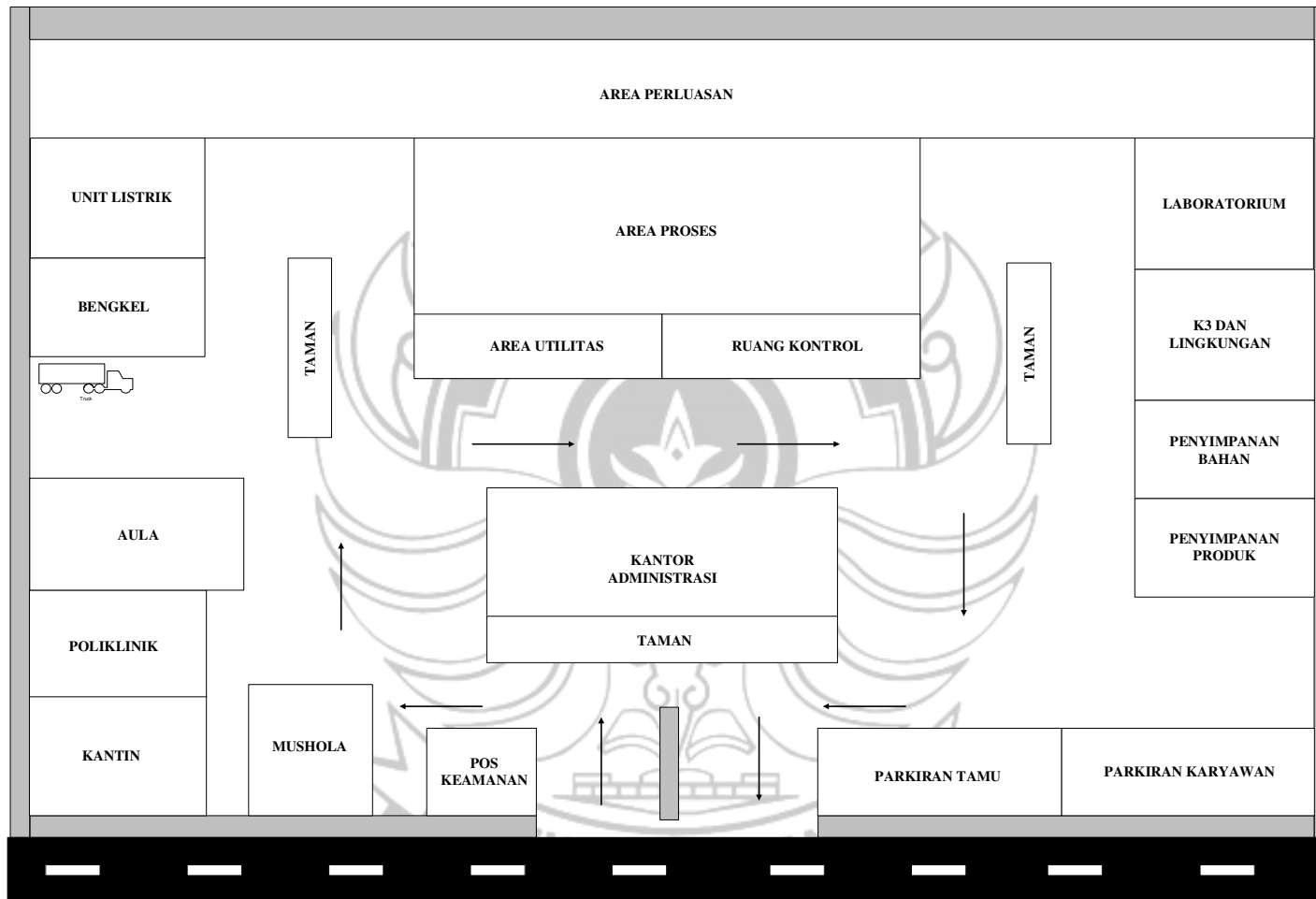
Pelayanan pabrik, bengkel, kantin maupun fasilitas kesehatan yaitu poliklinik harus ditempatkan sebaik mungkin sehingga diperoleh efisiensi yang tinggi, disamping itu pula bila terjadi gangguan operasi pabrik dan gangguan kesehatan dari karyawan dapat ditekan sekecil mungkin.

#### 9. Jalan Raya

Demi Kelancaran pengangkutan bahan baku dan hasil produksi, dibutuhkan jalur transportasi seperti jalan raya yang dekat dengan lokasi pabrik.

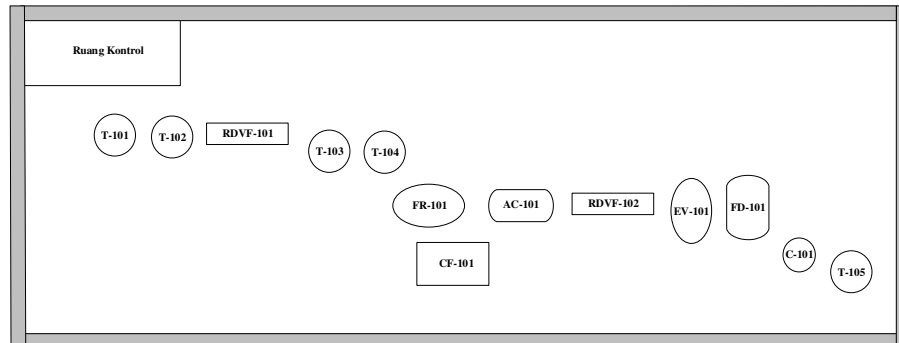
Setelah mempertimbangkan faktor-faktor di atas, maka dapat diperkirakan luas tanah sebesar 30.000 m<sup>2</sup> dengan ukuran 100 m × 300 m. Untuk lebih jelas terkait tata letak pabrik dapat dilihat pada gambar berikut:





Gambar 9.1 Tata Letak Pabrik

## 9.2 Tata Letak Alat Proses



Gambar 9.2 Lay Out Peralatan Pabrik

Tabel 9.1 Keterangan Lay Out Peralatan Pabrik

Nama Alat	Kode Alat
Tangki Penyimpanan Bahan Baku	T-101
Mixing Tank	T-102
Rotary Drum Vacuum Filter	RDVF-101
Tangki Penampungan Molase Encer	T-103
Culture Tank	T-104
Fermentor	FR-101
Centrifuge	CF-101
Acidifier	AC-101
Rotary Drum Vacuum Filter	RDVF-102
Evaporator	EV-101
Flash Drum	FD-101
Cooler	C-101
Tangki Penyimpanan Produk	T-105

## BAB X ANALISA EKONOMI

Suatu pabrik harus dievaluasi kelayakan berdirinya dan tingkat pendapatannya sehingga perlu dilakukan analisa perhitungan secara teknik. Analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Oleh karena itu, dalam prarancangan pabrik asam laktat ini perlu dibuat evaluasi atau penilaian investasi. Suatu rancangan pabrik dianggap layak untuk berdiri ketika mampu beroperasi dalam kondisi yang memberikan keuntungan.

Beberapa parameter ekonomi yang digunakan sebagai pedoman dalam menentukan kelayakan suatu pabrik dapat didirikan dan besarnya pendapatan yang dapat diterima dari segi ekonomi. Parameter-parameter tersebut antara lain:

1. Modal Investasi/*Total Capital Investment* (TCI)
2. Biaya Produksi/*Total Production Cost* (TPC)
3. Marjin Keuntungan/*Profit Margin* (PM)
4. Titik Impas/*Break Even Point* (BEP)
5. Laju Pengembalian Modal/*Return on Investment* (ROI)
6. Waktu Pengembalian Internal/*Internal Rate of Return* (IRR)

### 10.1 Modal Investasi

Modal investasi (*Total Capital Investment*, TCI) adalah seluruh modal yang digunakan untuk mendirikan pabrik dan menjalankan usaha hingga mampu menghasilkan keuntungan penjualan Modal investasi terdiri dari:

### 10.1.1 Modal Investasi Tetap

Modal investasi tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*) adalah modal yang dikeluarkan untuk menyediakan segala peralatan dan fasilitas manufaktur pabrik. Modal investasi tetap ini terdiri atas:

1. Modal Investasi Langsung (*Direct Cost, DC*), yaitu modal yang dikeluarkan untuk mendirikan bangunan pabrik, membeli dan memasang peralatan proses, mesin dan peralatan pendukung lainnya yang diperlukan untuk operasi pabrik. *Direct cost* ini meliputi modal tanah, bangunan pabrik, harga peralatan, instrument dan pengendalian, instalasi, perpipaan, listrik, *service victory and yard improvement*, dan biaya transportasi.

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E, diperoleh total *Direct Cost* adalah sebesar Rp 220.661.224.759.

2. Modal Investasi Tidak Langsung (*Indirect Cost, IC*), yaitu modal yang dikeluarkan pada saat pendirian pabrik dan komponen pabrik yang tidak berhubungan secara langsung dengan operasi proses. *Indirect cost* ini meliputi biaya *engineering* dan supervise, konstruksi, legalitas, kontraktor dan biaya tak terduga.

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E, diperoleh total *Indirect Cost* adalah sebesar Rp 145.636.408.341.

Maka diperoleh total modal investasi tetap:

$$FCI = DC + IC$$

$$= \text{Rp } 220.661.224.759 + \text{Rp } 145.636.408.341$$

$$= \text{Rp } 366.297.633.101$$

### 10.1.2 Modal Kerja

Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*) adalah modal yang dikeluarkan untuk memulai usaha hingga mampu menghasilkan keuntungan dari hasil penjualan dan memutar keuangannya.

Dari hasil perhitungan pada lampiran E diperoleh Modal Kerja sebesar Rp 40.699.737.011

Maka diperoleh total modal investasi:

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$= \text{Rp } 366.297.633.101 + \text{Rp } 40.699.737.011$$

$$= \text{Rp } 406.997.370.112$$

Adapun modal investasi berasal dari:

1. Modal sendiri (*equity*) 40% = Rp 179.078.842.849
2. Modal pinjaman bank (*loan*) 60% = Rp 268.618.264.274

## 10.2 Biaya Produksi

Biaya produksi total (*Total Production Cost, TPC*) adalah semua biaya yang digunakan selama pabrik beroperasi. Biaya produksi total meliputi:

### 10.2.1 Biaya Langsung Produksi

Biaya langsung produksi (*Direct Production Cost, DPC*) adalah biaya yang jumlahnya tergantung pada jumlah atau kapasitas produksi.

Biaya ini meliputi biaya bahan baku. Gaji karyawan, biaya supervise, utilitas, *maintenance*, *operating supplies*, laboratorium, hak paten dan *royalty*.

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E diperoleh biaya langsung produksi adalah sebesar Rp 1.139.580.280.856

#### 10.2.2 Biaya Tetap

Biaya tetap (*Fixed Charges*, FC) adalah biaya yang jumlahnya tidak tergantung pada jumlah atau kapasitas produksi, yang meliputi depresiasi, pajak, bunga pinjaman dan asuransi.

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E, diperoleh biaya tetap adalah sebesar Rp 160.682.561.720.

#### 10.2.3 Biaya *Overhead* Pabrik dan Pengeluaran Umum

Biaya *overhead* pabrik (*Plant Overhead Cost*, POC) adalah biaya lebih operasional pabrik diluar perencanaan. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*, GE) adalah biaya yang dikeluarkan untuk administrasi, *marketing* dan R&D.

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E, diperoleh POC sebesar Rp 77.396.597.772 dan GE sebesar Rp 170.272.515.099.

Sehingga, dari hasil perhitungan pada Lampiran E, diperoleh total biaya produksi (TPC) adalah sebesar Rp 1.547.931.955.448.

### 10.3 Total Penjualan

Total penjualan diperoleh dari hasil penjualan produk asam laktat yaitu sebesar Rp 1.680.000.000.000



## 10.4 Perkiraan Laba/Rugi Usaha

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E, diperoleh:

Rata-rata laba sebelum pajak = Rp 11.591.686.045

Rata-rata laba sesudah pajak = Rp 8.114.180.232

Laba sebelum pajak = Rp 132.068.044.551

Pajak perusahaan 30% dari laba sebelum pajak = Rp 39.620.413.365

Laba setelah pajak = Rp 92.447.631.185

## 10.5 Analisis Ekonomi

### 10.5.1 Profit Margin (PM)

*Profit Margin* adalah persentase perbandingan antara keuntungan sebelum pajak penghasilan PPh terhadap total penjualan

$$\begin{aligned}\text{Sebelum pajak} &= \frac{\text{profit sebelum pajak}}{\text{harga penjualan}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 132.068.044.551}{\text{Rp } 1.680.000.000.000} \times 100\% \\ &= 7,86\%\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Sesudah pajak} &= \frac{\text{profit sesudah pajak}}{\text{harga penjualan}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 92.447.631.185}{\text{Rp } 1.680.000.000.000} \times 100\% \\ &= 5,50\%\end{aligned}$$

### 10.5.2 Break Even Point (BEP)

*Break Even Point* (BEP) adalah sebuah keadaan dimana kapasitas produksi pabrik tidak mengalami untung ataupun rugi, dengan kata lain titik impas atau balik modal.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \times \text{SVC})}{\text{S} - (0,7 \times \text{SVC}) - \text{VC}} \times 100\%$$

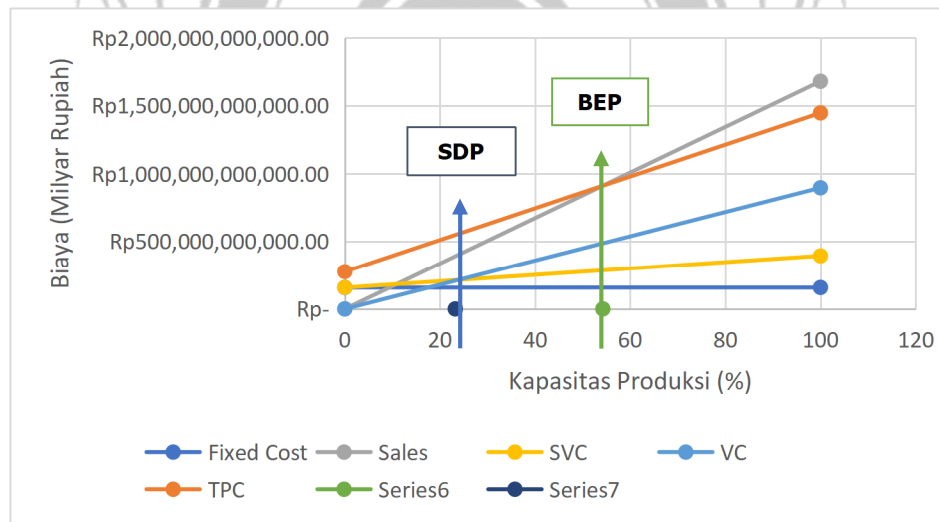
$$= 55,25\%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi =  $55,25\% \times 14.000 \text{ ton}$

$$= 7.735,33 \text{ ton}$$

### 10.5.3 Shut Down Point (SDP)

*Shut down point* adalah kondisi yang menunjukkan kerugian pada daerah rugi sama dengan pengeluaran tetap atau FMC. Pada kondisi ini, pabrik tidak mendapatkan keuntungan meskipun melanjutkan operasi produksi sehingga lebih baik untuk menutup pabrik. Nilai SDP yang diperoleh yaitu 23,48% pada kapasitas 3.250,80 ton.



Gambar 10.1 Analisa Kelayakan Ekonomi

### 10.5.4 Return on Investment (ROI)

*Return on investment* adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{profit}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 29,50%

ROI sesudah pajak = 20,65%

Analisis ini dilakukan untuk mengetahui laju pengembalian modal investasi total dalam pendirian pabrik. Kategori resiko pengembalian modal tersebut adalah:

1. ROI < 15% resiko pengembalian modal rendah
2. 15% < ROI < 45% resiko pengembalian modal rata-rata
3. ROI > 45% resiko pengembalian modal tinggi

Dari hasil perhitungan Lampiran E, diperoleh ROI sebesar 20,65 % sesudah pajak, sehingga pabrik yang akan didirikan ini termasuk resiko laju pengembalian modal rata-rata.

#### 10.5.5 *Pay Out Time (POT)*

*Pay out time* adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai, perhitungan ini perlu dilakukan untuk mengetahui berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{Profit} + \text{Depresiasi}}$$

POT sebelum pajak = 3,55 tahun

POT sesudah pajak = 3,67 tahun

#### 10.5.6 *Internal Rate of Return (IRR)*

*Internal rate of return* merupakan persentase yang menggambarkan keuntungan rata-rata bunga pertahun dari pengeluaran dan pemasukan besarnya sama. Jika IRR lebih besar dari bunga riil yang berlaku, maka pabrik akan menguntungkan. Namun jika lebih kecil dari bunga riil maka pabrik dianggap rugi.

Dari perhitungan Lampiran E, diperoleh IRR sebesar 10,61% sehingga pabrik akan menguntungkan karena IRR yang diperoleh lebih besar dari bunga pinjaman bank saat ini sebesar 8% (BRI, 2023).



## **BAB XI KESIMPULAN**

Hasil analisis perhitungan Prarancangan Pabrik Asam Laktat dari Molase diperoleh beberapa kesimpulan, sebagai berikut:

1. Aspek proses

Proses produksi asam laktat dengan metode fermentasi lebih ekonomis karena kondisi operasi yang digunakan cukup ringan dan juga tidak memakan biaya yang terlalu banyak.

2. Aspek lokasi

Lokasi pendirian pabrik di Desa Pa'rappunganta, Kecamatan Polongbangkeng Utara, Kabupaten Takalar, Provinsi Sulawesi Selatan merupakan daerah yang strategis karena berada pada daerah dengan ketersediaan bahan baku yang memadai.

3. Aspek struktur perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan, yaitu Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah karyawan yang dibutuhkan sebanyak 85 orang.

4. Aspek ekonomi

Pabrik ini layak untuk didirikan karena memberikan keuntungan yang ditinjau dari segi ekonomi. Berikut data hasil analisis ekonomi yang diperoleh:

a. *Return On Investment* (ROI) = 20,65 %

b. *Pay Out Time* (POT) = 3,67 tahun

c. *Internal Rate of Return* (IRR) = 10,61%

d. *Break Event Point* (BEP) = 55,25%

## DAFTAR PUSTAKA

- Agustin, A. & Nopembriani, N. F., 2021. Prarancangan Pabrik Asam Laktat dari Molase dengan Proses Fermentasi Kapasitas 10.000 Ton/Tahun. *Jurnal Skripsi Teknik Kimia*, Volume 6, pp. 30-34.
- Alsaheb, R. A. A., 2019. Production D-Lactic Acid From Cassava Starch by *Lactobacillus Delbrueckii* in The Semi Industrial Scale 16-L Bioreactor. *Journal of Scientific & Technology*, Volume 8, p. 10.
- Arasaratnam, V., et al. 1996. *Supplementation of Whey With Glucose and Different Nitrogen Sources for Lactic Acid Production by Lactobacillus Delbrueckii*. *Journal* Vol 19, Issues 7.
- Anonim. 2011. Tuntunan Reaksi Kimia Klini. Universitas Muslim Indonesia. Makassar.
- Badan Pusat Statistik, 2024. *Data Impor Nasional*. (Online), (<https://www.bps.go.id>), diakses pada 16 Februari 2024
- Beuchat, L. R., 1995. *Application of Biotechnology to Fermented Food*. s.l.:Food Technology.
- Brownell, L. E. & Young, F. H. 1959. *Process Equipment Designs*. Willet Eastern Limited, New Delhi.
- Bower, et al. 2008. *Characterization of Airborne Microbial Communities at a High-Elevation Site and Their Potential TO Act as Atmospheric Ice Nuclei*. *Journal Applied and Enviromental Microbiology*.
- Coulson, J. M. & Richardson, J. F. 2005. *Chemical Engineering Design Vol. 6 4<sup>th</sup> Edition*. Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford.

- Devi, B. C., Febriansyah, B. A., Nurkhamidah, S. & dan Rahmawa, Y., 2019. Studi Pemilihan Proses Pabrik Poly-L-Lactic Acid (PLLA) dari Tetes Tebu. *Jurnal Teknik ITS*, Volume 8, pp. 164-169.
- Geankoplis, C. J. 1997. *Transport Process and Unit Operation*. Edisi 3. Prentice-Hall of India, New Delhi.
- Ghafar, T. et al., 2014. Racen Trend in Lactic Acids Biotechnology: A Brief Reviews on Production to Purifications. *Journal of Radiasion Researchs and Applied Science*, pp. 1-8.
- Google Earth, 2024. *Peta Lokasi Desa Parappunganta, Kecamatan Polongbangkeng, Kabupaten Takalar*. (Online), diakses pada: (<https://earth.google.com>), diakses pada 13 Maret 2024.
- Husein, Umar. 2003. *Studi Kelayakan Bisnis*. Gramedia Pustaka Utama, Jakarta.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill International Book Company. Singapura.
- Komesu, A. et al., 2017. Lactic Acid Production to Purification: A Reviews. Volume 12.
- Kristinah, H. 2011. Studi Kinetika Pertumbuhan *Aspergillus Niger* pada Fermentasi Asam Sitrat dari Kulit Nanas dalam Reaktor *Air-Lift External Loop*. *Jurnal Teknik Kimia* Vol. 7, No.1 :48-52. Universitas Diponegoro.
- Martines, F. A. C. et al., 2013. Lactic Acid Propertie, Application amd Production: A Reviews. Volume 30, pp. 70-83.
- Narayan, N., et al. 2004. *L (-) Lactic Acid Fermentation and Its Product Polymerization Electron J. Biotechnol.* *Journal Biotechnology* Vol.7 Issue 2.
- Nugrahadi, Puspawati, N. N. & dan Sugita, I. M., 2020. Pengaruh Perlakuan 3 Jenis Bakteri Asam Laktat dan Kombinasinya Terhadap Karakteristik Keju Kedelai. *Jurnal Itepa*, Volume 9, pp. 412-425.

PT Sinergi Gula Nusantara, 2024. *Data Produksi Molase*. Makassar

Pal, P., Sikder, J., Roy, S. & and Giorno, L., 2009. Process Intensification in Lactic Acid Production: A Review of Membrane Based Processes. *Journal Chem Eng*, pp. 11-12.

Perry, R. H. & Green, D. W. 1984. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 6<sup>th</sup> Edition*. McGraw-Hill Book Company, Singapore.

Perry, R. H. & Green, D. W. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7<sup>th</sup> Edition*. McGraw-Hill Book Company, New York.

Perry, R. H. & Green, D. W. 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 8<sup>th</sup> Edition*. McGraw-Hill Companies, Inc., United State.

Peter, M.S & Timmerhous, K.D. 1991. *Plant Design and Economic for Chemical Engineers*. Edisi 4. McGraw-Hill, Inc. New York.

Prescott, S. & Dunn, C. G., 1949. *Industrial Microbiology*. New York: McGraw-Hill.

Purnomo, H., 2017. *Manajemen Operasi*. Yogyakarta: CV Sigma.

Rahmadi, A., 2019. *Bakteri Asam Laktat dan Mandai Campedak*. Samarinda: Mulawarman University Press.

Raspitasari, D. A. D., 2018. *Prarancangan Pabrik Asam Laktat dari Molase Kapasitas 7.000 Ton/Tahun*. Surakarta: Universitas Setia Budi.

Retyaningtyas, dkk. 2014. Studi Awal Proses Fermentasi pada Desain Pabrik Bioethanol dari Molasses. *Jurnal Teknik*. ITS 6(10.123-125).

Shuler, M. L. & Kargi, F., 2002. *Bioprocess Engineering Basic Concepts*. NJ: Upper Saddle River.



Ulrich, G. D. 1984. *Encyclopedia of Industrial Chemistri*. Edisi 6, Willey.

Wee, Y. J., 2006. Biotechnology Production of Lactic Acid and Its Recent Applications. *Food Technol Biotechnol*, pp. 163-172.

Weather Spark, 2024. *Iklim dan Cuaca Rata-Rata Sepanjang Tahun di Kabupaten Takalar*. (Online), (<https://id.weatherspark.com>), diakses pada 13 Maret 2024.



## LAMPIRAN



## LAMPIRAN A NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 14.000 ton/tahun

Jam Kerja = 24 jam/hari

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Satuan Massa = kg/jam

Basis perhitungan = 1.000 kg/jam bahan baku (F1)

Tabel A.1 Komposisi Bahan Baku

Komponen	Komposisi (%)
Sukrosa	35,00
Monosakarida	20,00
H <sub>2</sub> O	20,00
Impurities	25,00

Sumber: Retyaningtyas dkk, 2017

Diketahui berat molekul masing-masing komponen pada tabel berikut:

Tabel A.2 Berat Molekul Setiap Komponen

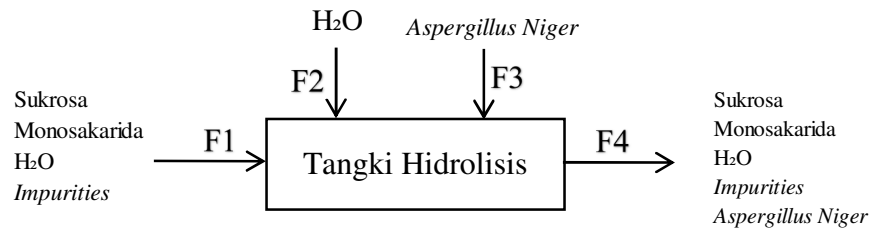
Komponen	Berat Molekul
Sukrosa	342
Monosakarida	180
H <sub>2</sub> O	18
Impurities	60
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	90
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	218
Ca(OH) <sub>2</sub>	74
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98
CaSO <sub>4</sub>	136

### 1. Tangki Hidrolisis

Fungsi: Menghidrolisa sukrosa menjadi monosakarida

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 30°C



Neraca Massa Komponen:

**Aliran 1 (F1)**

Sukrosa = komposisi sukrosa × basis  
 = 0,35 × 1.000 kg/jam = 350,00 kg/jam

Monosakarida = komposisi monosakarida × basis  
 = 0,20 × 1.000 kg/jam = 200,00 kg/jam

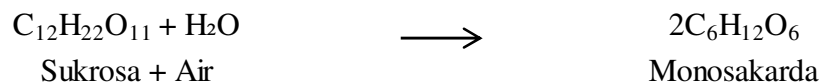
H<sub>2</sub>O = komposisi H<sub>2</sub>O × basis  
 = 0,20 × 1.000 kg/jam = 200,00 kg/jam

Impurities = komposisi impurities × basis  
 = 0,25 × 1.000 kg/jam = 250,00 kg/jam

Total = 1000,00 kg/jam

**Menghitung Jumlah H<sub>2</sub>O yang dibutuhkan**

Asumsi pada tangki hidrolisis terjadi reaksi antara sukrosa dan air menjadi monosakarida (Doran, 1995).



Kadar monosakarida yang diharapkan 12% (Ulman, 2007), maka jumlah air yang perlu ditambahkan dalam proses adalah sebagai berikut:

$$12\% = \frac{(\text{massa sukrosa} + \text{massa monosakarida})}{(\text{massa sukrosa} + \text{massa monosakarida}) + \text{massa air} + \text{air (x)}} \times 100\%$$

$$12\% = \frac{(350,00 + 200,00) \text{ kg/jam}}{(350,00 + 200,00) \text{ kg/jam} + 200,00 \text{ kg/jam} + x} \times 100\%$$

$$(12\% \times 550,00 \text{ kg/jam}) + (12\% \times 200,00 \text{ kg/jam}) + 0,12x = 550,00 \text{ kg/jam}$$

$$66,00 \text{ kg/jam} + 24,00 \text{ kg/jam} + 0,12x = 550,00 \text{ kg/jam}$$

$$90,00 \text{ kg/jam} + 0,12x = 550,0000 \text{ kg/jam}$$

$$x = \frac{550,00 \text{ kg/jam} - 90,00 \text{ kg/jam}}{0,12}$$

$$= 3833,33 \text{ kg/jam}$$

Sehingga, H<sub>2</sub>O yang dibutuhkan (F2) sebanyak 3833,33 kg/jam.

$$\text{Total H}_2\text{O dalam larutan} = \text{massa H}_2\text{O F1} + \text{massa H}_2\text{O F2}$$

$$= 200,00 \text{ kg/jam} + 3833,33 \text{ kg/jam}$$

$$= 4033,33 \text{ kg/jam}$$

Konversi reaksi hidrolisis sukrosa menjadi monosakarida adalah 90% (Bower, et al., 2008)

$$\begin{aligned} \text{Mol sukrosa mula-mula} &= \frac{\text{massa sukrosa}}{\text{BM sukrosa}} \\ &= \frac{350,00 \text{ kg/jam}}{342 \text{ kg/mol}} = 1,02 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Mol sukrosa bereaksi} = \text{Konversi reaksi} \times \text{mol sukrosa mula-mula}$$

$$= 90\% \times 1,02 \text{ mol/jam}$$

$$= 0,92 \text{ mol/jam}$$

$$\text{Massa sukrosa bereaksi} = \text{Mol sukrosa bereaksi} \times \text{BM sukrosa}$$

$$= 0,92 \text{ mol/jam} \times 342 \text{ kg/mol}$$

$$= 315,00 \text{ kg/jam}$$

### Perhitungan Perkembangbiakan *Aspergillus Niger* dengan Persamaan

#### Monod

$$\text{Yeast } \textit{Aspergillus Niger} \text{ (F3)} = 10\% \times \text{total massa yang masuk} \quad (\text{Perry, 1934})$$

$$= 10\% \times 1000 \text{ kg/jam}$$

$$= 100,00 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.3 Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi	$\rho$ larutan (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho$ campuran (kg/m <sup>3</sup> )
Sukrosa	350,00	0,32	1.587	504,95
Monosakarida	200,00	0,18	1.560	283,64
H <sub>2</sub> O	200,00	0,18	997	181,27
Impurities	250,00	0,23	2.000	454,55
<i>A.Niger</i>	100,00	0,09	937	85,18
<b>Total</b>	<b>1.100,00</b>	<b>1,00</b>	<b>7.081</b>	<b>1.509,59</b>

$$\rho \text{ campuran} = 1.509,59 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{massa total larutan}}{\text{densitas larutan}} = \frac{1.100,00 \text{ kg/jam}}{1.509,59 \text{ kg/m}^3} = 0,73 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### Perhitungan Neraca *Aspergillus Niger* untuk Menghitung Pertumbuhan

#### Bakteri

Dengan menggunakan persamaan “Monod” yaitu:

$$\mu = \frac{\mu_m \times S}{K_s + S}$$

Dimana,  $\mu$  = rate pertumbuhan spesifik biomassa

$\mu_m$  = rate pertumbuhan spesifik biomassa maksimum (0,0429

per jam) (Kristinah Haryani, 2011)

$k_s$  = konsentrasi jenuh substrat = 0,1 mg/ml = 0,1 kg/m<sup>3</sup>

(Kristinah Haryani, 2011)

$$S = \frac{\text{massa sukrosa}}{\text{volume larutan}} \\ = \frac{350,00 \text{ kg/jam}}{0,73 \text{ m}^3/\text{jam}} = 480,32 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga,

$$\mu = \frac{\mu_m \times S}{K_s + S} = \frac{0,04 \text{ per jam} \times 480,32 \text{ kg/m}^3}{0,1 \text{ kg/m}^3 + 480,32 \text{ kg/m}^3} = 0,04 \text{ per jam}$$

### Menghitung Kecepatan Tumbuh Biomassa ( $R_v$ )

$$R_v = \mu \times X_{v0}$$

Dimana,  $R_v$  = Kecepatan biomassa (kg/m<sup>3</sup> jam)

$X_{v0}$  = Pertumbuhan biomassa amula-mula (kg/m<sup>3</sup>)

$$X_{v0} = \frac{\text{massa bakteri masuk}}{\text{volume larutan}} = \frac{100 \text{ kg/jam}}{0,73 \text{ m}^3/\text{jam}} = 137,24 \text{ kg/m}^3$$

Sehingga.

$$R_v = \mu \times X_{v0} \\ = 0,04 \text{ per jam} \times 137,24 \text{ kg/m}^3 \\ = 5,89 \text{ kg/m}^3 \text{ jam}$$

Pertumbuhan biomassa dilakukan selama 24 jam

$$X_{vt} = 24 \text{ jam} \times R_v \\ = 24 \text{ jam} \times 5,89 \text{ kg/m}^3 \text{ jam} = 141,27 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Biomassa tumbuh} &= X_{vt} \times \text{volume larutan} \\ &= 141,27 \text{ kg/jam} \times 0,73 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 102,94 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sukrosa yang dikonsumsi bakteri = Biomassa tumbuh – biomassa masuk

$$= 102,94 \text{ kg/jam} - 100 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,94 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa sukrosa sisa} = (350,00 - 315,00 - 2,94) \text{ kg/jam}$$

$$= 32,06 \text{ kg/jam}$$

Massa H<sub>2</sub>O yang diperlukan untuk hidrolisa

$$= \text{Mol sukrosa bereaksi} \times \text{BM H}_2\text{O}$$

$$= 0,92 \text{ mol/jam} \times 18 \text{ kg/mol}$$

$$= 16,58 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O sisa} = 4033,33 \text{ kg/jam} - 16,58 \text{ kg/jam}$$

$$= 4016,75 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol monosakarida terbentuk} = 2 \times \text{mol sukrosa bereaksi}$$

$$= 2 \times 0,92 \text{ mol/jam}$$

$$= 1,84 \text{ mol/jam}$$

Massa monosakarida terbentuk

$$= \text{Mol monosakarida terbentuk} \times \text{BM monosakarida}$$

$$= 1,84 \text{ mol/jam} \times 180 \text{ kg/mol}$$

$$= 331,58 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.4 Neraca Massa Total Tangki Hidrolisis

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	F1	F2	F3	F4
Sukrosa	350,00	-	-	32,06
Monosakarida	200,00	-	-	531,58
H <sub>2</sub> O	200,00	3.833,33	-	4016,75
Impurities	250,00	-	-	250,00
A. Niger	-	-	100,00	102,94
<b>Subtotal</b>	<b>1.000,00</b>	<b>3.833,33</b>	<b>100,00</b>	<b>4.933,33</b>
<b>Total</b>		<b>4.933,33</b>		<b>4.933,33</b>

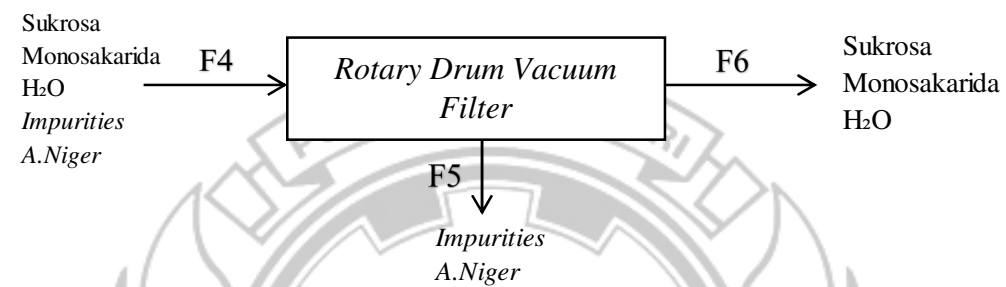


## 2. Rotary Drum Vacuum Filter

Fungsi: Menyaring *impurities* dan biomassa dari larutan

Tekanan operasi : 0,7 atm

Suhu operasi : 30°C



### Aliran 4 (F4)

Sukrosa	= 32,06 kg/jam
Monosakarida	= 531,58 kg/jam
H <sub>2</sub> O	= 4016,75 kg/jam
<i>Impurities</i>	= 250,00 kg/jam
<i>A. Niger</i>	= 102,94 kg/jam

### Aliran 5 (F5)

Asumsi semua *impurities* dan biomassa tersaring dan asumsi filtrat yang terikut pada *cake* yaitu sebesar 2%.

$$\begin{aligned} \text{Sukrosa} &= 2\% \times 32,06 \text{ kg/jam} \\ &= 0,64 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Monosakarida} &= 2\% \times 531,58 \text{ kg/jam} \\ &= 10,63 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 2\% \times 4.016,75 \text{ kg/jam} \\ &= 80,34 \text{ kg/jam} \\ \text{Impurities} &= 250,00 \text{ kg/jam} \\ \text{A. Niger} &= 102,94 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Aliran 6 (F6)

Total massa tiap komponen yang menuju ke tangki penampungan molase encer setelah disaring adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Sukrosa} &= 32,06 \text{ kg/jam} - 0,64 \text{ kg/jam} \\ &= 31,42 \text{ kg/jam} \\ \text{Monosakarida} &= 531,58 \text{ kg/jam} - 10,63 \text{ kg/jam} \\ &= 520,95 \text{ kg/jam} \\ \text{H}_2\text{O} &= 4.016,75 \text{ kg/jam} - 80,34 \text{ kg/jam} \\ &= 3.936,42 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.5 Neraca Massa pada *Rotary Drum Vacuum Filter I*

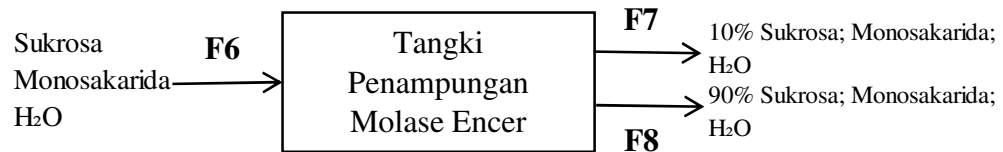
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F4	F5	F5	F6
Sukrosa	32,06	0,64	0,64	31,42
Monosakarida	531,58	10,63	10,63	520,95
H <sub>2</sub> O	4016,75	80,34	80,34	3936,42
Impurities	250,00	250,00	250,00	-
A.Niger	102,94	102,94	102,94	-
<b>Subtotal</b>	<b>4.933,33</b>	<b>444,55</b>	<b>444,55</b>	<b>4.488,79</b>
<b>Total</b>	<b>4.933,33</b>		<b>4.933,33</b>	

### 3. Tangki Penampungan Molase Encer

Fungsi: Menampung molase encer sebelum masuk ke *culture tank* dan fermentor

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 30°C



### Aliran 6 (F6)

Sukrosa = 31,42 kg/jam  
Monosakarida = 520,95 kg/jam  
H<sub>2</sub>O = 3.936,42 kg/jam

### Aliran 7 (F7)

Aliran F7 merupakan aliran larutan yang menuju ke *culture tank* sebanyak 10%.

Sukrosa = 10% × 31,42 kg/jam = 3,14 kg/jam  
Monosakarida = 10% × 520,95 kg/jam  
= 52,09 kg/jam  
H<sub>2</sub>O = 10% × 3.936,42 kg/jam  
= 393,64 kg/jam

### Aliran 8 (F8)

Aliran F8 merupakan aliran larutan yang menuju ke fermentor sebanyak 90%.

Sukrosa = 90% × 31,42 kg/jam  
= 28,28 kg/jam  
Monosakarida = 90% × 520,95 kg/jam

$$= 468,85 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 90\% \times 3.936,42 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.542,78 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.6 Neraca Massa pada Tangki Penampungan Molase Encer

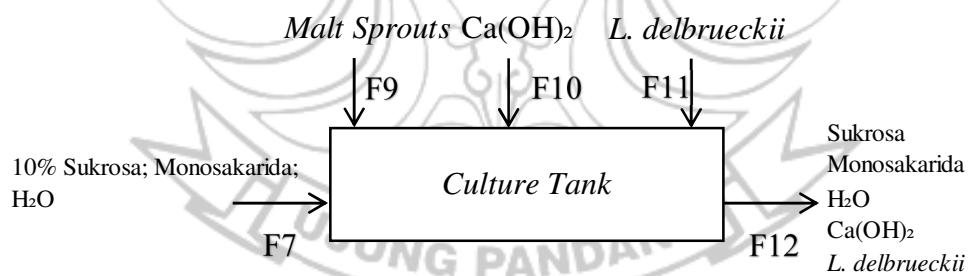
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F6	F7	F7	F8
Sukrosa	31,42	3,14	3,14	28,28
Monosakarida	520,95	52,09	52,09	468,85
H <sub>2</sub> O	3936,43	393,64	393,64	3.542,78
<b>Subtotal</b>	<b>4.488,79</b>	<b>448,88</b>	<b>448,88</b>	<b>4.039,91</b>
<b>Total</b>	<b>4.488,79</b>	<b>4.488,79</b>	<b>4.488,79</b>	

#### 4. Culture Tank

Fungsi: Tempat pembuatan starter

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 40°C



Neraca Massa Komponen:

##### Aliran 7 (F7)

10% masuk dari tangki penampungan molase encer

$$\text{Sukrosa} = 3,14 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Monosakarida} = 52,09 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 393,64 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total} = 448,88 \text{ kg/jam}$$

*Nutrient* yang ditambahkan yaitu *malt sprouts* sebanyak 3%, dan  $\text{Ca(OH)}_2$  sebanyak 52%.

$$\begin{aligned} \text{Komposisi larutan F7} &= 100\% - 3\% - 52\% \\ &= 45\% \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Malt sprouts (F9)} &= \frac{3\%}{45\%} \times 448,88 \text{ kg/jam} \\ &= 29,93 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

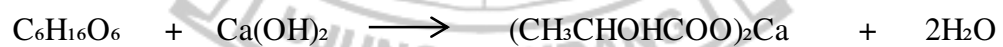
$$\begin{aligned} \text{Ca(OH)}_2 \text{ (F10)} &= \frac{52\%}{45\%} \times 448,88 \text{ kg/jam} \\ &= 518,70 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Bakteri yang ditambahkan sebanyak 5% (Sachin R. Kodam et al., 2015)

$$\begin{aligned} \text{L. delbrueckii} &= 5\% \times 448,88 \text{ kg/jam} \\ &= 22,44 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi:

Konversi reaksi: 90%



Persen monosakarida terfermentasi = 95%

Persen monosakarida konversi = 90%

Massa monosakarida terkonversi

= Konversi reaksi  $\times$  massa monosakarida yang terkandung dalam larutan

$$= 90\% \times 52,09 \text{ kg/jam}$$

$$= 46,89 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa monosakarida konversi} = 95\% \times \text{monosakarida terfermentasi}$$

$$46,89 \text{ kg/jam} = 95\% \times \text{monosakarida terfermentasi}$$

$$\begin{aligned} \text{Monosakarida terfermentasi} &= \frac{46,89 \text{ kg/jam}}{95\%} \\ &= 49,35 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Monosakarida yang dikonsumsi bakteri

$$= \text{Monosakarida terfermentasi} - \text{monosakarida konversi}$$

$$= 49,35 \text{ kg/jam} - 46,89 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,47 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol monosakarida mula-mula} &= \frac{\text{Massa monosakarida}}{\text{BM monosakarida}} \\ &= \frac{52,09 \text{ kg/jam}}{180 \text{ kg/mol}} \\ &= 0,29 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

Mol monosakarida bereaksi

$$= \text{Konversi reaksi} \times \text{mol monosakarida mula-mula}$$

$$= 90\% \times 0,29 \text{ mol/jam}$$

$$= 0,26 \text{ mol/jam}$$

Massa monosakarida bereaksi

$$= \text{Mol monosakarida bereaksi} \times \text{BM monosakarida}$$

$$= 0,26 \text{ mol/jam} \times 180 \text{ kg/mol}$$

$$= 46,89 \text{ kg/jam}$$

Massa monosakarida sisa

$$= \text{Massa monosakarida mula-mula} - \text{Massa monosakarida yang dikonsumsi}$$

$$\text{bakteri} - \text{Massa monosakarida bereaksi}$$

$$= (52,09 - 2,47 - 46,89) \text{ kg/jam}$$

$$= 2,74 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ yang diperlukan} = \text{Mol monosakarida bereaksi} \times \text{BM Ca(OH)}_2$$

$$= 0,26 \text{ mol/jam} \times 74 \text{ kg/mol}$$

$$= 19,28 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ sisa}$$

$$= \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ masuk} - \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ diperlukan}$$

$$= 518,70 \text{ kg/jam} - 19,28 \text{ kg/jam}$$

$$= 499,43 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol (CH}_3\text{CHOHCOO)}_2\text{Ca terbentuk} = 1 \times \text{Mol monosakarida terbentuk}$$

$$= 1 \times 0,26 \text{ mol/jam}$$

$$= 0,26 \text{ mol/jam}$$

$$\text{Massa (CH}_3\text{CHOHCOO)}_2\text{Ca terbentuk} = 0,26 \text{ mol/jam} \times 218 \text{ kg/mol}$$

$$= 56,78 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol H}_2\text{O terbentuk} = 2 \times \text{mol monosakarida terbentuk}$$

$$= 2 \times 0,26 \text{ mol/jam}$$

$$= 0,52 \text{ mol/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O terbentuk} = \text{Mol H}_2\text{O terbentuk} \times \text{BM H}_2\text{O}$$

$$= 0,52 \text{ mol/jam} \times 18 \text{ kg/mol}$$

$$= 9,38 \text{ kg/jam}$$

### **Aliran 12 (F12)**

$$\text{Sukrosa} = 3,14 \text{ kg/jam}$$

Monosakarida = 2,74 kg/jam  
 H<sub>2</sub>O = Massa H<sub>2</sub>O F7 + H<sub>2</sub>O terbentuk  
 = 393,64 kg/jam + 9,38 kg/jam  
 = 403,02 kg/jam  
 Ca(OH)<sub>2</sub> = 499,43 kg/jam  
*L. delbrueckii* = 29,93 kg/jam + 22,44 kg/jam + 2,47 kg/jam  
 = 54,84 kg/jam  
 (CH<sub>3</sub>CHOHCOO)<sub>2</sub>Ca = 56,78 kg/jam

Tabel A.7 Neraca Massa pada *Culture Tank*

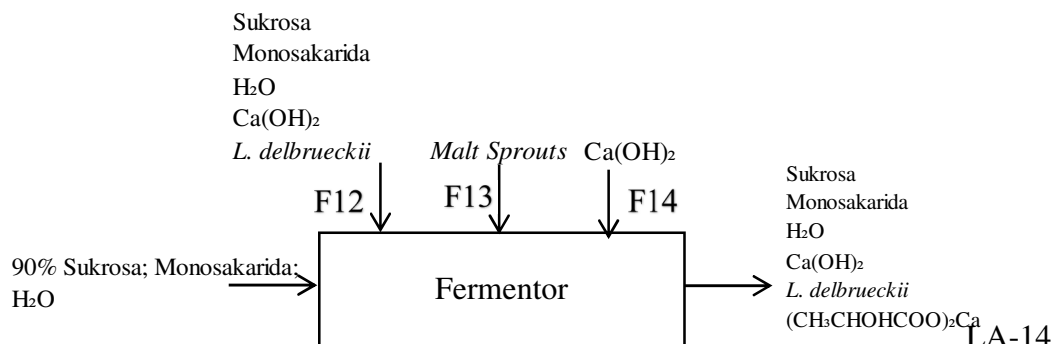
Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)
	F7	F9	F10	F11	F12
Sukrosa	3,14	-	-	-	3,14
Monosakarida	52,09	-	-	-	2,74
H <sub>2</sub> O	393,64	-	-	-	403,02
<i>Malt sprout</i>	-	29,93	-	-	-
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	518,70	-	499,43
<i>L. delbrueckii</i>	-	-	-	22,44	54,84
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	-	-	-	-	56,78
<b>Subtotal</b>	<b>448,88</b>	<b>29,93</b>	<b>518,70</b>	<b>22,44</b>	<b>1.019,95</b>
<b>Total</b>		<b>1.019,95</b>			<b>1.019,95</b>

## 5. Fermentor

Fungsi: Tempat terjadinya fermentasi

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 40°C





F8

F14

Neraca Massa Komponen:

**Aliran 8 (F8)**

Sukrosa = 28,28 kg/jam  
Monosakarida = 468,85 kg/jam  
H<sub>2</sub>O = 3.542,78 kg/jam  
Total = 4.039,91 kg/jam

*Nutrient* yang ditambahkan yaitu *malt sprouts* sebanyak 3%, dan Ca(OH)<sub>2</sub> sebanyak 52%.

Komposisi larutan F7 = 100% - 3% - 52%  
= 45%

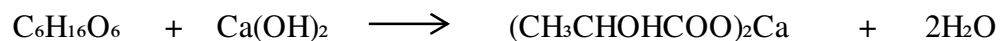
Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Malt sprouts (F9)} &= \frac{3\%}{45\%} \times 4.039,91 \text{ kg/jam} \\ &= 269,33 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ca(OH)}_2 \text{ (F10)} &= \frac{52\%}{45\%} \times 4.039,91 \text{ kg/jam} \\ &= 4.668,34 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Reaksi yang terjadi:

Konversi reaksi: 90%



Persen monosakarida terfermentasi = 95%

Persen monosakarida konversi = 90%

Massa monosakarida terkonversi

= Konversi reaksi × massa monosakarida yang terkandung dalam larutan

$$= 90\% \times 468,85 \text{ kg/jam}$$

$$= 421,97 \text{ kg/jam}$$

Massa monosakarida konversi = 95% × monosakarida terfermentasi

$$421,97 \text{ kg/jam} = 95\% \times \text{monosakarida terfermentasi}$$

$$\text{Monosakarida terfermentasi} = \frac{421,97 \text{ kg/jam}}{95\%}$$

$$= 444,18 \text{ kg/jam}$$

Monosakarida yang dikonsumsi bakteri

= Monosakarida terfermentasi – monosakarida konversi

$$= 444,18 \text{ kg/jam} - 421,97 \text{ kg/jam}$$

$$= 22,21 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol monosakarida mula-mula} = \frac{\text{Massa monosakarida}}{\text{BM monosakarida}}$$

$$= \frac{468,85 \text{ kg/jam}}{180 \text{ kg/mol}}$$

$$= 2,60 \text{ mol/jam}$$

Mol monosakarida bereaksi

= Konversi reaksi × mol monosakarida mula-mula

$$= 90\% \times 2,60 \text{ mol/jam}$$

$$= 2,34 \text{ mol/jam}$$

Massa monosakarida bereaksi

= Mol monosakarida bereaksi × BM monosakarida

$$= 2,34 \text{ mol/jam} \times 180 \text{ kg/mol}$$

$$= 421,97 \text{ kg/jam}$$

Massa monosakarida sisa

= Massa monosakarida mula-mula – Massa monosakarida yang dikonsumsi

bakteri – Massa monosakarida bereaksi

= (468,85 – 22,21 – 421,97) kg/jam

= 24,68 kg/jam

Massa  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  yang diperlukan = Mol monosakarida bereaksi  $\times$  BM

$\text{Ca}(\text{OH})_2$

= 2,34 mol/jam  $\times$  74 kg/mol

= 173,48 kg/jam

Massa  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  sisa

= Massa  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  masuk – Massa  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  diperlukan

= 4.668,34 kg/jam – 173,48 kg/jam

= 4.494,86 kg/jam

Mol  $(\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca}$  terbentuk = 1  $\times$  Mol monosakarida bereaksi

= 1  $\times$  2,34 mol/jam

= 2,34 mol/jam

Massa  $(\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca}$  terbentuk = 2,34 mol/jam  $\times$  218 kg/mol

= 511,05 kg/jam

Mol  $\text{H}_2\text{O}$  terbentuk = 2  $\times$  mol monosakarida terbentuk

= 2  $\times$  2,34 mol/jam

= 4,69 mol/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O terbentuk} &= \text{Mol H}_2\text{O terbentuk} \times \text{BM H}_2\text{O} \\
 &= 4,69 \text{ mol/jam} \times 18 \text{ kg/mol} \\
 &= 84,39 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

### Aliran 12 (F12)

$$\text{Sukrosa} = 31,42 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Monosakarida} = 27,42 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= \text{Massa H}_2\text{O F12} + \text{Massa H}_2\text{O F8} + \text{H}_2\text{O terbentuk} \\
 &= 403,01 \text{ kg/jam} + 3.542,78 \text{ kg/jam} + 84,39 \text{ kg/jam} \\
 &= 4.030,19 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ca(OH)}_2 &= \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ F12} + \text{Massa Ca(OH)}_2 \text{ sisa} \\
 &= 499,43 \text{ kg/jam} + 4.494,86 \text{ kg/jam} \\
 &= 4.994,29 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{L.delbrueckii} &= 54,84 \text{ kg/jam} + 269,33 \text{ kg/jam} + 22,21 \text{ kg/jam} \\
 &= 346,37 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &(\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca} \\
 &= \text{Massa } (\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca F12} + \text{Massa } (\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca terbentuk} \\
 &= 56,78 \text{ kg/jam} + 511,05 \text{ kg/jam} \\
 &= 567,83 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel A.8 Neraca Massa pada Fermentor

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)
	F8	F12	F13	F14	F15
Sukrosa	28,28	3,14	-	-	31,42
Monosakarida	468,85	2,74	-	-	27,42
H <sub>2</sub> O	3.542,78	403,02	-	-	4.030,19
<i>Malt sprout</i>	-	-	269,33	-	-

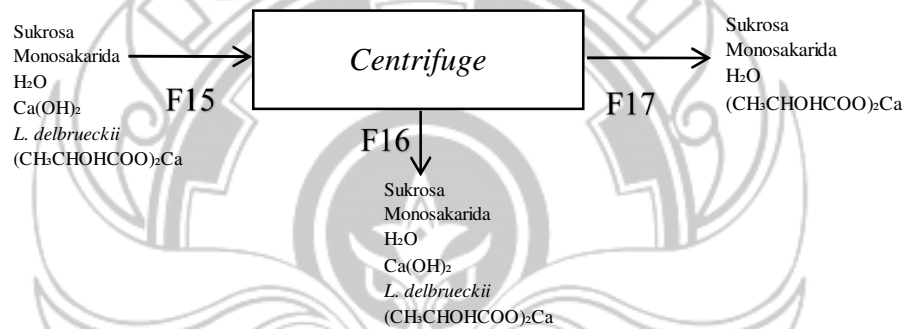
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	499,43	-	4.668,34	4.994,29
<i>L. delbrueckii</i>	-	54,84	-	-	346,37
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	-	56,78	-	-	567,83
<b>Subtotal</b>	<b>4.039,9082</b>	<b>1.019,95</b>	<b>269,33</b>	<b>4.668,34</b>	<b>9.997,53</b>
<b>Total</b>		<b>9.997,53</b>			<b>9.997,53</b>

## 6. Centrifuge

Fungsi: Menyaring padatan dan biomassa dari larutan

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 40°C



Neraca Massa Komponen:

### Aliran 15 (F15)

Sukrosa	= 31,42 kg/jam
Monosakarida	= 27,42 kg/jam
H <sub>2</sub> O	= 4.030,19 kg/jam
Ca(OH) <sub>2</sub>	= 4.994,29 kg/jam
<i>L. delbrueckii</i>	= 346,37 kg/jam
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	= 567,83 kg/jam

**Menghitung Jumlah Massa Komponen yang Tersaring (F16)**

Asumsi semua padatan dan biomassa yang ada dalam larutan tersaring. Filtrat yang terikut pada padatan yaitu sebanyak 2% (Twinfilter, 2015).

$$\begin{aligned} \text{Sukrosa} &= 2\% \times 31,42 \text{ kg/jam} \\ &= 0,63 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Monosakarida} &= 2\% \times 27,42 \text{ kg/jam} \\ &= 0,55 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 2\% \times 4.030,19 \text{ kg/jam} \\ &= 80,60 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Ca(OH)}_2 = 4.994,29 \text{ kg/jam}$$

$$L.delbrueckii = 346,37 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} (\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca} &= 2\% \times 567,83 \text{ kg/jam} \\ &= 11,36 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sehingga,

**Aliran 17 (F17)**

$$\begin{aligned} \text{Sukrosa} &= 31,42 \text{ kg/jam} - 0,63 \text{ kg/jam} \\ &= 30,79 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Monosakarida} &= 27,42 \text{ kg/jam} - 0,55 \text{ kg/jam} \\ &= 26,87 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 4.030,19 \text{ kg/jam} - 80,60 \text{ kg/jam} \\ &= 3.949,59 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca} &= 567,83 \text{ kg/jam} - 11,36 \text{ kg/jam} \\ &= 556,48 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.9 Neraca Massa pada *Centrifuge*

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
----------	----------------	-----------------

	<b>F15</b>	<b>F16</b>	<b>F17</b>
Sukrosa	31,42	0,63	30,79
Monosakarida	27,42	0,55	26,87
Air	4.030,19	80,60	3.949,59
Ca(OH) <sub>2</sub>	4.994,23	4.994,29	-
L. delbrueckii	346,37	346,37	-
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	567,83	11,36	556,48
<b>Subtotal</b>	<b>9.997,53</b>	<b>5.433,80</b>	<b>4.563,72</b>
<b>Total</b>	<b>9.997,53</b>	<b>9.997,53</b>	

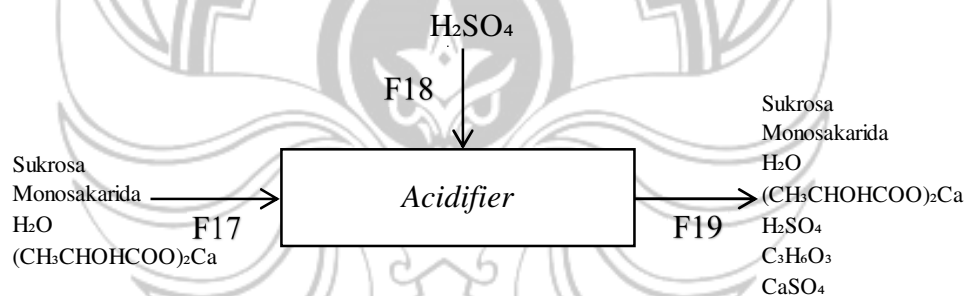
### 7. Acidifier

Fungsi: Mereaksikan antara asam sulfat dengan kalsium laktat menjadi asam

laktat

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 40°C



Neraca Massa Komponen:

#### Aliran 17 (F17)

Sukrosa = 30,79 kg/jam

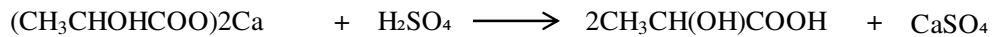
Monosakarida = 26,87 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 3.949,59 kg/jam

(CH<sub>3</sub>CHOHCOO)<sub>2</sub>Ca = 556,48 kg/jam

#### Reaksi yang Terjadi

Konversi reaksi : 95% (Li, 2015)



(Narayan, et al., 2004)

$$\begin{aligned} \text{Mol } (\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca}}{\text{BM } (\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca}} \\ &= \frac{556,48 \text{ kg/jam}}{218 \text{ kg/mol}} \\ &= 2,55 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol } (\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca bereaksi} &= \text{Konversi reaksi} \times \text{Mol } (\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca mula-mula} \\ &= 95\% \times 2,55 \text{ mol/jam} \\ &= 2,43 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol } (\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca sisa} &= 2,55 \text{ mol/jam} - 2,423 \text{ mol/jam} \\ &= 0,13 \text{ mol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } (\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca} &= 0,1276 \text{ mol/jam} \times 218 \text{ kg/mol} \\ &= 27,82 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{SO}_4 \text{ ditambahkan (F18)} &= 2,55 \text{ mol/jam} \times 98 \text{ kg/mol} \\ &= 250,16 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Konsentrasi larutan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  yang digunakan adalah 98% (Prescott, 1959)

$$\begin{aligned} \text{Maka, } \text{H}_2\text{SO}_4 &= 98\% \times 250,16 \text{ kg/jam} \\ &= 245,16 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 2\% \times 250,16 \text{ kg/jam} \\ &= 5,00 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} &= 2,43 \text{ mol/jam} \times 98 \text{ kg/mol} \\ &= 237,65 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



$$\text{Maka, } \text{H}_2\text{SO}_4 = 98\% \times 237,65 \text{ kg/jam}$$

$$= 232,90 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 2\% \times 237,65 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,75 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa} = \text{Massa H}_2\text{SO}_4 \text{ yang digunakan} - \text{Massa H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi}$$

$$= 245,16 \text{ kg/jam} - 232,90 \text{ kg/jam}$$

$$= 12,26 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O dalam H}_2\text{SO}_4 = 5,00 \text{ kg/jam} - 4,75 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,25 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \text{ terbentuk} = 2 \times \text{Mol (CH}_3\text{CHOHCOO)}_2\text{Ca bereaksi}$$

$$= 2 \times 2,43 \text{ mol/jam}$$

$$= 4,85 \text{ mol/jam}$$

$$\text{Massa C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \text{ terbentuk} = 4,85 \text{ mol/jam} \times 90 \text{ kg/mol}$$

$$= 436,50 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol CaSO}_4 \text{ terbentuk} = 1 \times \text{Mol (CH}_3\text{CHOHCOO)}_2\text{Ca bereaksi}$$

$$= 1 \times 2,43 \text{ mol/jam}$$

$$= 2,43 \text{ mol/jam}$$

$$\text{Massa CaSO}_4 \text{ terbentuk} = 2,43 \text{ mol/jam} \times 136 \text{ kg/mol}$$

$$= 329,80 \text{ kg/jam}$$

### **Aliran 19 (F19)**

$$\text{Sukrosa} = 30,79 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Monosakarida} = 26,87 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \text{Massa H}_2\text{O F17} + \text{Massa H}_2\text{O dalam H}_2\text{SO}_4$$

$$= 3.949,84 \text{ kg/jam}$$

$$(\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca} = 27,82 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 12,26 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 = 436,50 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CaSO}_4 = 329,80 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.10 Neraca Massa pada Acidifier

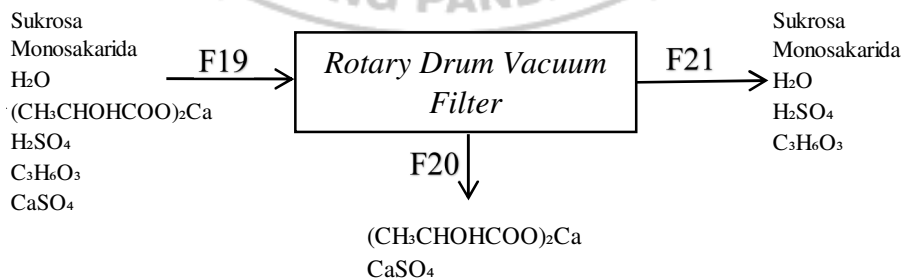
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	F17	F18	F19
Sukrosa	30,79	-	30,79
Monosakarida	26,87	-	26,87
H <sub>2</sub> O	3.949,59	-	3.949,84
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	556,48	-	27,82
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	250,16	12,26
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	-	-	436,50
CaSO <sub>4</sub>	-	-	329,80
<b>Subtotal</b>	<b>4.563,72</b>	<b>250,156</b>	<b>4.813,88</b>
<b>Total</b>	<b>4.813,88</b>		<b>4.813,88</b>

### 8. Rotary Drum Vacuum Filter II

Fungsi: Menyaring padatan yang terkandung dalam larutan.

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 30°C



Neraca Massa Komponen:

**Aliran 19 (F19)**

Sukrosa	= 30,79 kg/jam
Monosakarida	= 26,87 kg/jam
H <sub>2</sub> O	= 3.494,84 kg/jam
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	= 27,823kg/jam
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	= 12,26 kg/jam
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	= 436,50 kg/jam
CaSO <sub>4</sub>	= 329,80 kg/jam

Asumsi semua padatan yang ada dalam larutan tersaring. Filtrat yang terikut pada padatan yaitu sebanyak 2% (Twinfilter, 2015).

**Aliran 20 (F20)**

Sukrosa	= 2% × 30,79 kg/jam
	= 0,62 kg/jam
Monosakarida	= 2% × 26,87 kg/jam
	= 0,54 kg/jam
H <sub>2</sub> O	= 2% × 3.494,84kg/jam
	= 79,00 kg/jam
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	= 27,83 kg/jam
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	= 2% × 12,26 kg/jam
	= 0,25 kg/jam
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	= 2% × 436,50 kg/jam
	= 8,73 kg/jam
CaSO <sub>4</sub>	= 329,80 kg/jam

### Aliran 20 (F20)

$$\text{Sukrosa} = 30,79 \text{ kg/jam} - 0,62 \text{ kg/jam}$$

$$= 30,18 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Monosakarida} = 26,87 \text{ kg/jam} - 0,54 \text{ kg/jam}$$

$$= 26,33 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 3.494,84 \text{ kg/jam} - 79,00 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.870,84 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 12,26 \text{ kg/jam} - 0,25 \text{ kg/jam}$$

$$= 12,01 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 = 436,50 \text{ kg/jam} - 8,73 \text{ kg/jam}$$

$$= 427,77 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.11 Neraca Massa pada *Rotary Drum Vacuum Filter II*

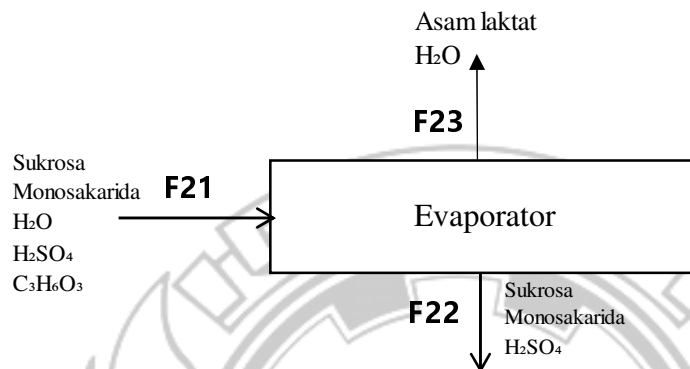
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F19	F20	F20	F21
Sukrosa	30,79	0,62		30,18
Monosakarida	26,87	0,54		26,33
H <sub>2</sub> O	3.949,84	79,00		3870,84
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	27,82	27,82		-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	12,26	0,25		12,01
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	436,50	8,73		427,77
CaSO <sub>4</sub>	329,80	329,80		-
<b>Subtotal</b>	<b>4.813,88</b>	<b>446,7503</b>		<b>4.367,13</b>
<b>Total</b>	<b>4.813,88</b>			<b>4.813,88</b>

## 9. Evaporator

Fungsi: Menguapkan asam laktat dan air agar terpisah dari monosakarida dan asam sulfat.

Tekanan operasi : 2 atm

Suhu operasi : 125°C



Neraca Massa Komponen:

**Aliran 21 (F21)**

Sukrosa = 30,18 kg/jam  
Monosakarida = 26,33 kg/jam  
H<sub>2</sub>O = 3.870,84 kg/jam  
H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 12,01 kg/jam  
C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub> = 427,77 kg/jam

**Aliran 22 (F22)**

Asumsi sebanyak 2% asam laktat dan air tidak menguap. Sehingga:

Sukrosa = 30,18 kg/jam  
Monosakarida = 26,33 kg/jam  
H<sub>2</sub>O = 2% × 3.870,84 kg/jam  
= 77,42 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 &= 12,01 \text{ kg/jam} \\ \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 &= 2\% \times 427,77 \text{ kg/jam} \\ &= 8,56 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Aliran 22 (F22)**

$$\begin{aligned} \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 &= 427,77 \text{ kg/jam} - 8,56 \text{ kg/jam} \\ &= 419,22 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air} &= 3.870,84 \text{ kg/jam} - 77,42 \text{ kg/jam} \\ &= 3.793,42 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.12 Neraca Massa pada Evaporator

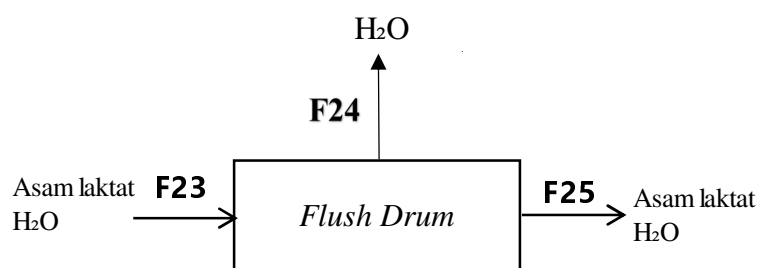
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F21	F22	F22	F23
Sukrosa	30,18	30,18	-	-
Monosakarida	26,33	26,33	-	-
H <sub>2</sub> O	3870,84	77,42	3793,42	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	12,01	12,01	-	-
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	427,77	8,56	419,22	-
<b>Subtotal</b>	<b>4367,13</b>	<b>154,49</b>	<b>4212,64</b>	
<b>Total</b>	<b>4.367,13</b>		<b>4.367,13</b>	

**10. Flush Drum**

Fungsi: Mengubah fase asam laktat dan air serta menguapkan sebagian besar air yang terkandung.

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 105°C



### Aliran 23 (F23)

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 = 419,22 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 3.793,42 \text{ kg/jam}$$

Asumsi seluruh asam laktat menjadi produk dengan kemurnian 80% dan 20% air, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Total produk keluar} &= \frac{100}{80} \times 419,22 \text{ kg/jam} \\ &= 524,02 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jumlah H<sub>2</sub>O yang ada pada produk

$$= 524,02 \text{ kg/jam} - 419,22 \text{ kg/jam}$$

$$= 104,80 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Persen H}_2\text{O yang harus dikondensasi} &= \frac{104,80 \text{ kg/jam}}{3.793,42 \text{ kg/jam}} \times 100\% \\ &= 2,76\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Persen H}_2\text{O yang menguap} &= 100\% - 2,76\% \\ &= 97,24\% \end{aligned}$$

### Aliran 24 (F24)

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O yang menguap} &= 97,24\% \times 3.793,4227 \text{ kg/jam} \\ &= 3.688,62 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Aliran 25 (F25)

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 = 419,22 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 104,80 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.13 Neraca Massa pada *Flash Drum*

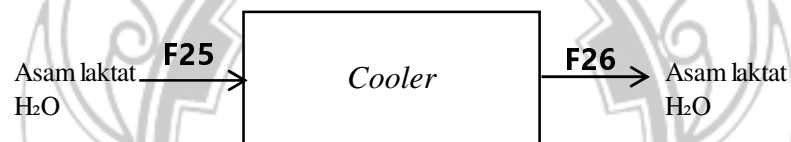
Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F21	F22	F22	F23
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	419,22	-	-	419,22
H <sub>2</sub> O	3793,42	3688,62	3688,62	104,80
<b>Subtotal</b>	<b>4.212,64</b>	<b>3.688,62</b>	<b>3.688,62</b>	<b>524,02</b>
<b>Total</b>	<b>4.212,64</b>		<b>4.212,64</b>	

### 11. Cooler

Fungsi : Mendinginkan produk.

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 30°C



Neraca Massa Komponen:

#### Aliran 25 (F25)

C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub> = 419,22 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 104,80 kg/jam

#### Aliran 26 (F26)

C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub> = 419,22 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 104,80 kg/jam

Tabel A.14 Neraca Massa pada *Cooler*

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	F25	F25	F26	F26
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	419,22	419,22	419,22	419,22
H <sub>2</sub> O	104,80	104,80	104,80	104,80
<b>Subtotal</b>	<b>524,02</b>	<b>524,02</b>	<b>524,02</b>	<b>524,02</b>



---

<b>Total</b>	<b>524,02</b>	<b>524,02</b>
--------------	---------------	---------------

---



## LAMPIRAN B NERACA PANAS

Produk = Asam Laktat

Kapasitas Produksi = 14.000 ton/tahun

Basis Operasi = 1 jam

Satuan Panas = Kcal/jam

Satuan Cp = Kj/kmol K

Suhu Referensi = 25°C = 278,15 K

Suhu Kamar = 30°C = 203,15 K

Data-data yang diperlukan

Besar entalpy dihitung dengan persamaan :

$$\Delta H = n \int Cp dT$$

Dimana

n = Jumlah mol

Cp = Kapasitas panas

T = Suhu referensi (K)

T<sub>0</sub> = Suhu operasi (K)

Panas *Sensible*

$$Q = n \int M Cp dT$$

Panas Latent

$$Q = M \lambda$$

Kapasitas panas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$\int C_p dT = AT + \frac{B}{2}T^2 + \frac{C}{3}T^3 + \frac{D}{4}T^4 + \frac{E}{5}T^5$$

Sehingga,

Dimana:

$C_p$  = Kapasitas Panas (Kj/mol)

A,B,C,D = Konstantan kapasitas panaa

Tabel

Komponen	A	B	C	D	B.1
H <sub>2</sub> O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07	Nilai
Ca(OH) <sup>2</sup>	-2,99E+02	7,89E-01	7,39E-03	1,03E-06	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	-	Cp
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	-	-	-	-	
Sukrosa	0,301	-	-	-	untuk
Monosakarida	0,275	-	-	-	

senyawa dalam fase Cair (J/mol.k)

Sumber: Yaws, 1999:109-112

Tabel B.2 Nilai Cp untuk senyawa

Komponen	A	B	dalam fase Padat (J/mol.k)	
<i>Impurities</i>	62,83	-		
CaSO <sub>4</sub>	70,21	0,9		
<i>Malt Sprouts</i>	696,53	-		
<i>L.delbruckii</i>	-	-		

Tabel B.3 Nilai

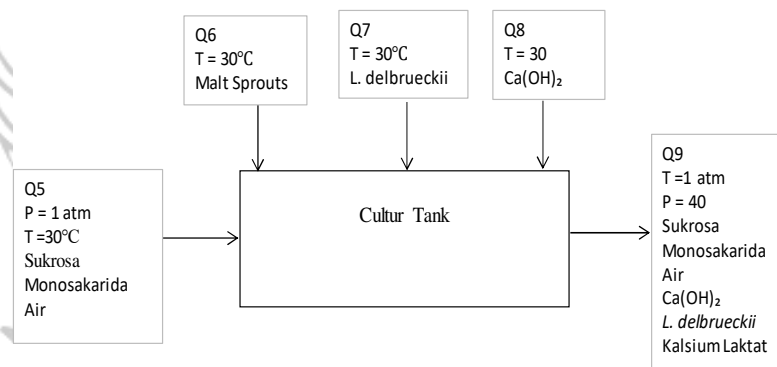
Komponen	A	B	C	D	Cp untuk
Asam laktat	4,89	4,27E-01	-3,54E.04	1,57E.07	senyawa dalam
H <sub>2</sub> O (g)	33,933	-0,00843	-2,1E-05	5,375-E-07	

fase gas

Tabel B.4 Data Berat Molekul setiap senyawa

Komponen	BM (kg/mol)
H <sub>2</sub> O	18
Ca(OH) <sub>2</sub>	74
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	218
Sukrosa	348
Monosakarida	180
Impurities	60
CaSO <sub>4</sub>	1386
Malt Sprouts	416
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	90

1. Tangki *Culture tank*



a. Panas Komponen Masuk *Culture Tank*

Fungsi:

Kondisi operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu operasi = 313,15 K

Tref = 289,15 K

Q arus 5

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref} = 5 \text{ K}$$

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Masuk (Q5)

$$\begin{aligned} M_{\text{monosakarida}} &= \frac{\text{Massa Monosakarida}}{\text{BM Monosakarida}} \\ &= \frac{175,73 \text{ kg/Jam}}{180 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,97 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ Monoakarida} &= \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT \\ &= \left[ a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4) \right] \\ &= [0,27(303,15 - 298,15)] \\ &= 1,37 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Monosakarida}} &= m \cdot \int C_p dT \\ &= 0,97 \text{ kmol/jam} \times 1,375 \text{ kJ/kmol} \\ &= 0,04 \text{ kJ/jam} \\ &= 0,01 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama maka diperoleh panas sensible

Komponen Monosakarida dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B.5 Neraca Panas Masuk *Culture Tank*

Komponen	Massa		Cp.dt	Q= m. Cp Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(kJ/jam)	(kcal/jam)
Sukrosa	10,59	0,03	1,50	0,04	0,01
Monosakarida	175,73	0,97	1,37	1,34	0,32
H <sub>2</sub> O	435,30	24,23	377,48	9.149,90	2.186,82

---

---

**Total**

**2,187,14**

---

b. Panas Komponen Masuk *Culture Tank*

Q arus 6

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref} = 5 \text{ K}$$

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Masuk (Q6)

$$\begin{aligned} M \text{ Malt sprouts} &= \frac{\text{Malt sprouts}}{\text{BM Malt sprouts}} \\ &= \frac{41,51 \text{ kg/Jam}}{416 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,09 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ Malt sprouts} &= \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT \\ &= \left[ a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4) \right] \\ &= [696,53(303,15 - 298,15)] \\ &= 3.482,65 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ Malt sprouts} &= m \cdot \int C_p dT \\ &= 0,09 \text{ kmol/jam} \times 3.482,65 \text{ kJ/kmol} \\ &= 347,34 \text{ kJ/jam} \\ &= 29,50 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.6 Neraca Panas masuk *Culture Tank*

Komponen	Massa		Cp.dt	Q= m. Cp Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(kJ/jam)	(kcal/jam)

<i>Malt sprouts</i>	41,51	0,09	3.482,65	374,34	83,01
	<b>Total</b>				<b>83,015</b>

Untuk aliran masuk bakteri di dapatkan nilai  $c_p = 0,58 \text{ kcal/jam (Q7)}$

c. Panas Komponen Masuk *Culture Tank*

Q Arus 7

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref} = 5 \text{ K}$$

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Masuk Q7

$$\begin{aligned} m \text{ Ca(OH)}_2 &= \frac{\text{Ca(OH)}_2}{\text{BM Ca(OH)}_2} \\ &= \frac{719,48 \text{ kg/Jam}}{74 \text{ kg/kmol}} \\ &= 9,72 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ Ca(OH)}_2 &= \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT \\ &= \left[ a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4) \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= \left[ -2,9900(303,15 - 298,15) + \frac{0,789}{2}(303,15^2 - 298,15^2) + \frac{0,000197}{3}(303,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,00000263}{4}(303,15^4 - 298,15^4) \right] \\ &= 938,81 \text{ Kj/kmol} \end{aligned}$$

$$Q \text{ Ca(OH)}_2 = m \cdot \int C_p dT$$

$$= 9,72 \text{ kmol/jam} \times 938,81 \text{ Kj/kmol}$$

$$= 9.127,93 \text{ kj/jam}$$

$$= 803,45 \text{ kcal/jam}$$

Tabel B.7 Neraca Panas Masuk *Culture Tank*

Komponen	Massa		Cp.dt	Q= m. Cp/Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kj/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)
Ca(OH) <sub>2</sub>	719,48	9,72	938,81	9.127,93	2.181,57
<b>Total</b>				<b>2.181,57</b>	

d. Panas komponen Keluar *Culture Tank*

Menghitung Panas sensible komponen keluar Tangki Inokulum (Q8)

Q Arus 8

$$T_{out} = 40^{\circ}\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref} = 15 \text{ K}$$

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Keluar (Q8)

$$M \text{ Monosakarida} = \frac{\text{Monosakarida}}{\text{BM Monosakarida}}$$

$$= \frac{9,25 \text{ kg/Jam}}{180 \text{ kg/kmol}} = 0,05 \text{ kmol/jam}$$

$$C_p \text{ monosakarida} = \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT$$

$$=$$

$$\left[ a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4) \right] \quad (T_1^1)$$

$$= [0,275(313,15 - 298,15)]$$

$$= 4,12 \text{ kj/kmol}$$

$$Q \text{ Monosakarida} = m \cdot \int C_p dT$$

$$= 1,36 \text{ kmol/jam} \times 4,12 \text{ kj/kmol}$$

$$= 5,63 \text{ kj/jam}$$



$$= 1,34 \text{ kcal/jam}$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama maka diperoleh panas sensible

Komponen Monosakarida dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B.8 Neraca Panas Keluar dari *Culture Tank*

Komponen	Massa		Cp.dt	Q= m. Cp Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kj/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)
Sukrosa	10,59	0,05	4,51	0,26	0,06
Monosakarida	9,24	0,05	4,12	19,39	4,63
H <sub>2</sub> O	457,93	25,99	377,48	9.813,26	2.345,37
Ca(OH) <sub>2</sub>	654,46	8,84	3.020,58	24.458,88	58.431,94
<i>L.delbrueckii</i>	80,94	-	-	-	0,58
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	191,54	-	-	-	1.15
<b>Total</b>				<b>60.803,75</b>	

- Panas yang dibutuhkan

Q supply

$$= Q_{in} - Q_{out}$$

$$= (2.187,15 + 83,01 + 0,58 + 2.181,82) \text{ kcal/jam} - (60.803,75) \text{ kcal/kmol}$$

$$= 58.351,42 \text{ kcal/jam}$$

Panas yang di gunakan merupakan saturated steam dengan kondisi 100°C

$$H_g = 2676 \text{ kj/kg} = 639,56 \text{ kcal/kg}$$

$$H_f = 419 \text{ kj/kg} = 100,14 \text{ kcal/kg}$$

$$\lambda = 539,42 \text{ kcal/kg}$$

- Jumlah steam yang di butuhkan

$$M = \frac{Q_{out}}{\lambda}$$

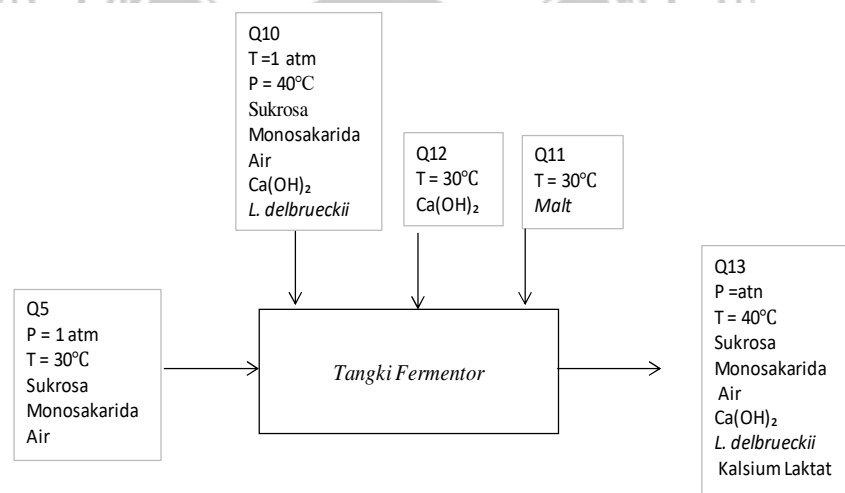
$$= \frac{58.351,42 \text{ kcal/jam}}{539,42 \text{ kcal/kg}}$$

$$= 104,46 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.9 Neraca Panas Total *Culture Tank*

Komponen	Masuk				Keluar	
	Q6	Q7	Q8	Q9	Qsteam	Q10
Sukrosa	0,01	-	-	-	-	0,063
Monosakarida	0,32	-	-	-	-	4,63
H <sub>2</sub> O	2.186,82	-	-	-	-	2.345,37
<i>Malt sprouts</i>	-	83,01	-	-	-	58,451.94
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	2.181,57	-	-	58.451,94
<i>L.delbruecki</i>	-	-	-	0,58	-	0,58
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	-	-	-	-	-	1.15
QSuplay	-	-	-	-	56.351,4293	-
<b>Total</b>			<b>60.803,76</b>			<b>60.803,76</b>

## 2. Fermentor



### a. Panas Komponen Masuk Tangki Fermentor

Fungsi:

Kondisi operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu operasi = 313,15 K

Tref = 289,15 K

Q Arus 6

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref} = 5 \text{ K}$$

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Masuk (Q6)

$$\begin{aligned} M_{\text{monosakarida}} &= \frac{\text{Massa Monosakarida}}{\text{BM Monosakarida}} \\ &= \frac{1.581,58 \text{ kg/jam}}{180 \text{ kg/kmol}} \\ &= 8,78 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ Monoakarida} &= \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT \\ &= \left[ a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4) \right] \\ &= [0,275(303,15 - 298,15)] \\ &= 1,37 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Monosakarida}} &= m \cdot \int C_p dT \\ &= 8,78 \text{ kmol/jam} \times 1,37 \text{ kJ/kmol} \\ &= 12,08 \text{ kJ/jam} \\ &= 2,88 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama Maka di peroleh panas *Sensible* Monosakarida sebagai berikut:

**Tabel B.10** Neraca Panas Masuk Tangki Fermentor

Komponen	Massa		Cp.dt	Q= m. Cp Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)

Sukrosa	95,39	0,27	1,50	0,41	0,10
Monosakarida	1.581,58	8,78	1,37	12,08	2,88
H <sub>2</sub> O	3.826,72	218,15	377,48	82.349,14	19.681,44
<b>Total</b>					<b>19.684,43</b>

b. Panas Komponen Masuk Tangki Fermentor

Kondisi operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu operasi = 313,15 K

T<sub>ref</sub> = 289,15 K

Q Arus 10

T<sub>in</sub> = 40°C = 313,15 K

T<sub>ref</sub> = 25°C = 298,15 K

ΔT = T<sub>in</sub> - T<sub>ref</sub> = 15K

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Masuk (Q<sub>10</sub>)

$$\begin{aligned}
 M \text{ monosakarida} &= \frac{\text{Massa Monosakarida}}{\text{BM Monosakarida}} \\
 &= \frac{9,2490 \text{ kg/Jam}}{180 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0,05 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ Monosakarida} &= \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT \\
 &= [a(T_2 - T_1)] \\
 &= [0,275(303,15-298,15)] \\
 &= 4,12 \text{ kj/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Monosakarida} &= m \cdot \int C_p dT \\
 &= 0,05 \text{ kmol/jam} \times 4,12 \text{ kj/kmol}
 \end{aligned}$$

$$= 0,02 \text{ kj/jam} = 0,05 \text{ kcal/jam}$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama maka diperoleh panas sensible

Komponen Monosakarida dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B.11 Neraca Panas Masuk Fermentor

Komponen	Massa		Cp.dt	Q= m. Cp Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kj/kmol)	(kj/jam)	(kcal/jam)
Sukrosa	10,59	0,03	4,51	0,13	0,03
Monosakarida	9,24	0,05	4,12	0,21	0,05
H <sub>2</sub> O	467,93	25,99	1.130,99	29.401,68	7.027,00
Ca(OH) <sub>2</sub>	654,46	8,84	3.020,68	26.715,38	6.384,97
<i>L.dellbrueckii</i>	80,96	8,84	-	-	0,58
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	191,54	0,87	-	-	1,15
<b>Total</b>				<b>13.413,80</b>	

c. Panas Komponen Masuk Tangki Fermentor

Q Arus 11

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref} = 15 \text{ K}$$

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Masuk (Q11)

$$M \text{ Ca(OH)}_2 = \frac{\text{Massa Ca(OH)}_2}{\text{BM Ca(OH)}_2}$$

$$= \frac{6.475,3789 \text{ kg/Jam}}{74 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 87,50 \text{ kmol/jam}$$

Cp Ca(OH)<sub>2</sub>

$$= \int_{T_{ref}}^T Cp. dT$$

$$= \left[ a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4) \right]$$

$$= \left[ -2.9900(303,15 - 298,15) + \frac{0.789}{2} (303,15 - 298,15)^2 + \frac{0.000197}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{0.0000263}{4} (303,15^4 - 298,15^4) \right]$$

$$= 45.162,85 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Ca(OH)}_2 = m \cdot \int C_p dT$$

$$= 87,51 \text{ kmol/jam} \times 45.162,85 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 39.519,80 \text{ kJ/jam}$$

$$= 944.523,39 \text{ kcal/jam}$$

Tabel B.12 Neraca Panas Masuk Tangki Fermentor

Komponen	Massa		Cp.dt	Q= m. Cp]Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(kJ/jam)	(kcal/jam)
Ca(OH) <sub>2</sub>	6.475,37	87,50	45.162,85	39.519,80	944.523,39
Malt Sprouts	373,57	0,89	3.482,65	3.126,09	747,13
	<b>Total</b>			<b>945.270,53</b>	

d. Panas Komponen Keluar Tangki Fermentor

Kondisi operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu operasi = 313,15 K

Tref = 289,15 K

Q 12

T in = 40°C = 313,15 K

T ref = 25°C = 298,15 K

ΔT = T in – T ref = 5K

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Masuk (Q12)

$$\begin{aligned}
 M \text{ monosakarida} &= \frac{\text{Massa Monosakarida}}{\text{BM Monosakarida}} \\
 &= \frac{92,49 \text{ kg/Jam}}{180 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0,51 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ Monoakarida} &= \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT \\
 &= [a(T_2 - T_1)] \\
 &= 0,275(313,15 - 298,15) \\
 &= 4,12 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Monosakarida} &= m \cdot \int C_p dT \\
 &= 0,51 \text{ kmol/jam} \times 4,12 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 2,11 \text{ kJ/jam} \\
 &= 0,50 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama pada Q monosakarida keluar diatas maka diperoleh data untuk komponen lain pada tabel berikut:

Tabel B.13 Neraca Panas Keluar Tangki Fermentor

Komponen	Massa		Cp.dt	Q= m. Cp Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(kJ/jam)	(kcal/jam)
Sukrosa	105,98	0,03	4,51	0,13	0,03
Monosakarida	92,49	0,05	4,12	0,21	0,05
H <sub>2</sub> O	4.679,34	25,99	1.130,99	29.401,68	7.027,00
Ca(OH) <sub>2</sub>	6.544,66	3.020,68	3.020,68	26.715,38	6.384,97
<i>L.dellbrueckii</i>	529,46	-	-	-	0,58
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	1,92	-	-	-	1,15
<b>Total</b>					<b>13.413,80</b>

Panas Reaksi 1

Panas reaksi 1	C6H12O6	+	Ca(OH) <sub>2</sub>	→	(CH3CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	+	2H <sub>2</sub> O
M	5.0648		4.5583		0		0
R	4.5583		4.1025		4.1025		8.205
S	0.5065		0.4558		4.1025		8.205

Komponen	$\Delta H^{\circ}f \left( \frac{kJ}{mol} \right)$	Kcal/mol
C6H12O6	-1273,3	-304,31
Ca(OH) <sub>2</sub>	- 986,6	-235,79
(CH3CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	-542,83	-129,73
2H <sub>2</sub> O	-285,83	-68,31
$\Delta H_f^{25\text{ c}}$		-738,1

- Panas yang diserap

$$\begin{aligned}
 Q \text{ serap} &= Q_{in} - Q_{out} \\
 &= (1\ 9.684,43 + 13.413,800 + -738,166) - (134.122,77) \text{ kcal/jam} \\
 &= 844.588,45 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Panas yang di gunakan merupakan *saturead steam* dengan kondisi 100°C

$$H_g = 2676 \text{ kJ/kg} = 639,56 \text{ kcal/kg}$$

$$H_f = 419 \text{ kJ/kg} = 100,14 \text{ kcal/kg}$$

$$\lambda = 539,42 \text{ kcal/kg}$$

- Jumlah steam yang di butuhkan

$$\begin{aligned}
 M &= \frac{Q_{out}}{\lambda} \\
 &= \frac{844.588,45 \text{ kcal/jam}}{539,42 \text{ kcal/kg}} \\
 &= 1.565,72 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

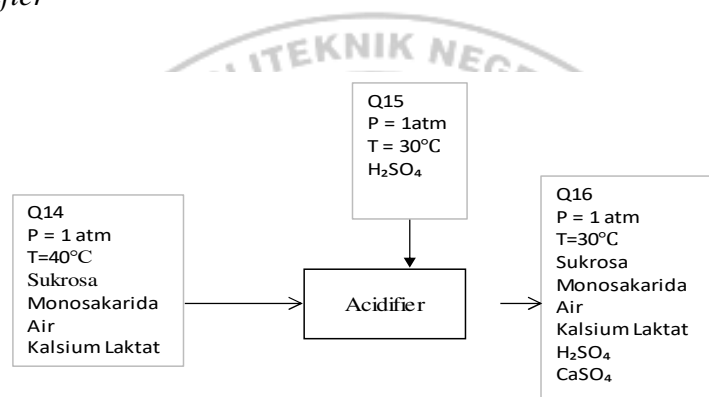
Tabel B.14 Neraca Panas Total Tangki Fermentor

Komponen	Masuk				Keluar
	Q6	Q10	Q11	Q12	Q13



Sukrosa	0,10	0,03	-	0,33
Monosakarida	2,88	0,05	-	0,50
H <sub>2</sub> O	19.681,44	7.027,00	-	70.270,01
<i>Malt sprouts</i>	-	0,58	747,13	-
<i>L.delbrueckii</i>	-	0,58	-	0,58
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	6.384,97	-	944,50
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	-	1,15	-	1,15
Qsteam			8.458,84	-
ΔHf	-	-	-	342,06
<b>Total</b>		<b>978.710.83</b>		<b>978.710,83</b>

### 3. Acidifier



#### a. Panas Komponen Masuk Tangki Acidifier

Fungsi

Kondisi operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu operasi = 313,15 K

Tref = 289,15 K

Q Arus 14

$$T_{in} = 40^{\circ}\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref} = 15 \text{ K}$$

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Masuk (Q10)

$$\begin{aligned}
 M \text{ monosakarida} &= \frac{\text{Massa Monosakarida}}{\text{BM Monosakarida}} \\
 &= \frac{90,64 \text{ kg/Jam}}{180 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0,50 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ Monoakarida} &= \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT \\
 &= [a(T_2 - T_1)] \\
 &= [0,275(313,15 - 298,15)] \\
 &= 4,12 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Monosakarida} &= m \cdot \int C_p dT \\
 &= 0,50 \text{ kmol/jam} \times 4,12 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 2,08 \text{ kJ/jam} \\
 &= 0,50 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama maka diperoleh panas sensible Komponen Monosakarida dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B.15 Neraca Panas Masuk *Acidifier*

Komponen	$n_i$ (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	$\Delta H = n_i \int C_p \cdot dT$ (kJ/jam)	$\Delta H = n_i \int C_p \cdot dT$ (kcal/jam)
Sukrosa	0,57	4,51	2,60	0,62
Monosakarida	0,50	4,12	2,08	0,50
H <sub>2</sub> O	254,76	1.130,99	28.813,64	68.864,61
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	8,61	-	-	1,15
<b>Total</b>				<b>68.866,88</b>

b. Panas Komponen Keluar *Acidifier*

Q Arus 15

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref} = 5 \text{ K}$$

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Masuk (Q11)

$$\begin{aligned} m_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= \frac{\text{Massa H}_2\text{SO}_4}{\text{BM H}_2\text{SO}_4} \\ &= \frac{843,86 \text{ kg/Jam}}{74 \text{ kg/kmol}} \\ &= 8,61 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ H}_2\text{SO}_4 &= \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT \\ &= \left[ a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4) \right] \\ &= \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &26,004(303,15 - 298,15) + \frac{0,789}{2}(303,15^2 - 298,15^2) + \frac{0,00197}{3}(303,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,00000163}{4}(303,15^4 - 298,15^4) \\ &= 701,65 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= m \cdot \int C_p dT \\ &= 8,61 \text{ kmol/jam} \times 701,65 \text{ kJ/kmol} \\ &= 6.041,85 \text{ kJ/jam} \\ &= 1.444,00 \text{ kcal/jam} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama maka diperoleh panas sensible

Komponen  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B.16 Panas *Sensible* Komponen  $\text{H}_2\text{SO}_4$

Komponen	Massa		Cp.dt	Q= m. Cp]Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(kJ/jam)	(kcal/jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	843,86	8,61	701,65	6.041,85	1.444,00
<b>Total</b>					<b>1.444,00</b>

Panas Komponen keluar

Q Arus 14

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref} = 5 \text{ K}$$

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Keluar (Q10)

$$M_{\text{monosakarida}} = \frac{\text{Massa Monosakarida}}{\text{BM Monosakarida}}$$

$$= \frac{90,64 \text{ kg/jam}}{180 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,50 \text{ kmol/jam}$$

$$C_p \text{ Monoakarida} = \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT$$

$$= [a(T_2 - T_1)]$$

$$= [0,275(303,15 - 298,15)]$$

$$= 1,3 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{Monosakarida}} = m \cdot \int C_p dT$$

$$= 0,50 \text{ kmol/jam} \times 1,37 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 0,69 \text{ kJ/jam}$$

$$= 0,10 \text{ kcal/jam}$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama maka diperoleh panas sensible Komponen Monosakarida dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B.17 Neraca Panas Keluar *Acidifier*

Komponen	ni (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (kJ/kmol)	$\Delta H = n_i \int Cp \cdot dT$ (kJ/jam)	$\Delta H = n_i \int Cp \cdot dT$ (kcal/jam)
Sukrosa	0,30	1,50	0,45	0,10
Monosakarida	0,50	1,37	0,69	0,16
H <sub>2</sub> O	254,81	377,48	96.187,69	22.988,85
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	0,43	-	-	1,15
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,42	701,65	296,05	70,756
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	1,55
CaSO <sub>4</sub>	8,18	1.839,26	15.045,72	35.95,92
<b>Total</b>				<b>26.658,52</b>

- Panas pembentukan reaksi

Panas pembentukan reaksi				
Konversi reaksi	90%			
Reaksi	(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	+	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	→ 2CH <sub>3</sub> CH(OH)COOH + CaSO <sub>4</sub>
Mol awal	4.1025		4.1025	0
Mol reaksi	3.6922		3.6922	7.3845
Mol sisa	0.4102		0.4102	7.3834

Komponen	$\Delta H_f \left( \frac{KJ}{Mol} \right)$	Kcal/mol
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	-542,82	-129,73
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-914	-194,54
2CH <sub>3</sub> CH(OH)COOH	-1388	-331,72
CaSO <sub>4</sub>	-1432	-342,24
$\Delta H_f$		-349,70

- Panas yang diserap

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

$$= (68.866,89 + 1.444,00 + -349,70) - (26.658,52) \text{ kcal/kmol}$$

$$= 43.2302,66 \text{ kcal/jam}$$

Menghitung massa air pendingin yang dibutuhkan:

Suhu air masuk = 25°C

Suhu air keluar = 30°C

$\Delta T = 25^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C} = 20^\circ\text{C}$

Cp air suhu 30 °C = 0,99 kcal/kg°C

- Jumlah air pendingin yang di butuhkan

$$m = \frac{Q_{\text{Serap}}}{c_p \cdot \Delta T}$$

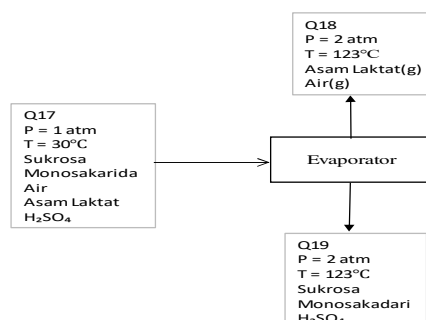
$$= \frac{43.230,66 \text{ kcal/jam}}{0,99 \text{ kcal/kg} \times 15^\circ\text{C}}$$

$$= 2.167,51 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.18 Neraca panas Total *Acidifier*

Komponen	Masuk		Keluar
	Q13	Q14	Q15
Sukrosa	0,62	-	0,10
Monosakarida	0,50	-	0,16
H <sub>2</sub> O	68.864,61	-	22.988,85
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	1,15	-	1,15
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	1.444,0	70,75
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	-	-	1,55
Ca SO <sub>4</sub>	-	-	3.595,9279
$\Delta H_f 25^\circ\text{C}$	-349,70	-	-
Q Pendingin	-	-	43.302,66
<b>Total</b>	<b>69.961,19</b>		<b>69.961,19</b>

#### 4. *Evaporator*



a. Panas komponen masuk Evaporator

Kondisi operasi

$$\text{Tekanan} = 2 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu operasi} = 396,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 289,15 \text{ K}$$

Q Arus 17

$$T_{\text{in}} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{\text{in}} - T_{\text{ref}} = 5 \text{ K}$$

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Masuk (Q6)

$$\begin{aligned} M_{\text{monosakarida}} &= \frac{\text{Massa Monosakarida}}{\text{BM Monosakarida}} \\ &= \frac{88,82 \text{ kg/Jam}}{180 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,29 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ Monoakarida} &= \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p \cdot dT \\ &= \left[ a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4) \right] \\ &= [0,27(303,15 - 298,15)] \\ &= 1,37 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Monosakarida}} &= m \cdot \int C_p dT \\ &= 0,29 \text{ kmol/jam} \times 1,3 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$= 0,67 \text{ kJ/jam}$$

$$= 0,16 \text{ kcal/jam}$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama maka diperoleh panas *sensible*

Komponen Monosakarida dapat dilihat pada tabel berikut:

**Tabel B.19** Neraca Panas Masuk Evaporator

Komponen	Massa		Cp.dt	Q= m. Cp]Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(kJ/jam)	(kcal/jam)
Sukrosa	101,79	0,29	1,50	0,44	0,10
Monosakarida	88,82	0,49	1,37	0,67	0,16
H <sub>2</sub> O	4.494,86	249,71	377,48	94,26	22,52
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1.443,00	16,0	-	-	1,55
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	40,52	0,41	31.859,28	13.173,54	3.148,47
	<b>Total</b>			<b>25.679,37</b>	

b. Panas Komponen Keluar Evaporator (Fase Uap)

Q 18

$$T_{\text{out}} = 123^{\circ}\text{C} = 396,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{\text{in}} - T_{\text{ref}} = 100\text{K}$$

Menghitung Panas *Sensible* Komponen keluar (Q18)

$$M_{\text{asam laktat}} = \frac{\text{Massa Asam Laktat}}{\text{BM Asam Laktat}}$$

$$= \frac{1.414,14 \text{ kg/Jam}}{90 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 15,71 \text{ kmol/jam}$$

$$C_p \text{ Asam Laktat} = \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p \cdot dT$$



$$\begin{aligned}
&= \left[ a(T_2-T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2-T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3-T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4-T_1^4) \right] \\
&= \\
&\left[ 4,89(396,15 - 298,15) + \frac{0,427}{2}(396,15-298,15^2) + \frac{0,000354}{3}(396,15^3 - \right. \\
&\left. 298,15^3) + \frac{0,000000157}{4} \right. \\
&= 30.334,54 \text{ Kj/kmol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q \text{ Asam Laktat} &= m \cdot \int C_p dT \\
&= 15,71 \text{ kmol/jam} \times 30.591,09 \text{ kj/kmol} \\
&= 476.637,05 \text{ kj/jam} \\
&= 113.916,25 \text{ kcal/jam}
\end{aligned}$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama maka diperoleh panas sensible

Komponen Asam Laktat dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B.20 Neraca Panas Keluar Evaporator (Fase gas)

Komponen	Massa		Cp.dt	Q= m. Cp]Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kj/kmol)	(kj/jam)	(kcal/jam)
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub> (g)	1.414,14	15,71	30.334,543	476.637,05	113.916,25
H <sub>2</sub> O (g)	11.099,16	616,62	4.684,00	11.169,70	26.695,59
<b>Total</b>				<b>380.872,22</b>	

c. Panas Komponen Keluar Evaporator

Q Arus 19

$$T_{\text{out}} = 123^\circ\text{C} = 396,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{\text{in}} - T_{\text{ref}} = 100 \text{ K}$$

Menghitung Panas *Sensible* Komponen Keluar (Q19)

$$\begin{aligned}
 M \text{ monosakarida} &= \frac{\text{Massa Monosakarida}}{\text{BM Monosakarida}} \\
 &= \frac{188,82 \text{ kg/Jam}}{180 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0,49 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ Monoakarida} &= \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT \\
 &= \left[ a(T_2-T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2-T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3-T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4-T_1^4) \right] \\
 &= [0,275(39615-298,15)] \\
 &= 26,95 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Monosakarida} &= m \cdot \int C_p dT \\
 &= 0,49 \text{ kmol/jam} \times 26,95 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 13,29 \text{ kJ/jam} \\
 &= 3,17 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan perhitungan yang sama maka diperoleh panas sensible  
Komponen Monosakarida dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B.21 Neraca Panas Keluar Evaporator (Fase Cair)

Komponen	Massa		Cp.dt	Q= m. CpDt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/kmol)	(kJ/jam)	(kcal/jam)
Sukrosa	101,79	0,29	29,4	8,77	2,09
Monosakarida	88,82	0,49	26,95	13,29	3,17
H <sub>2</sub> O	4.494,86	249,71	7.388,96	18.451,33	44.09,68
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	28,86	0,32	-	-	1,55
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	40,52	0,43	14,32	5.924,98	1.416,0720
<b>Total</b>				<b>442.409,72</b>	

- Panas yang dibutuhkan

$$Q \text{ Suppaly} = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= (380.872,22+442.409,72) - (25.679,37) \text{ kcal/jam}$$

$$= 797.602,57 \text{ kcal/jam}$$

Panas yang digunakan merupakan saturated steam uap jenuh pada kondisi 150°C

$$H_g = 2711 \text{ kJ/kg} = 647,92 \text{ kcal/kg}$$

$$H_f = 517.6 \text{ kJ/kg} = 123,70 \text{ kcal/kg}$$

$$\lambda = 524,22 \text{ kcal/kg}$$

- Jumlah steam yang di butuhkan

$$M = \frac{Q_{suppaly}}{\lambda}$$

$$= \frac{797.602,57 \text{ kcal/jam}}{524,22 \text{ kcal/kg}}$$

$$= 1.521,49 \text{ kg/jam}$$

- Panas steam yang masuk dan keluar

$$Q_{in} = m \text{ Steam} \times \text{uap jenuh} (H_v)$$

$$= 1.521,49 \frac{\text{Kg}}{\text{Jam}} \times 647,92 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}}$$

$$= 985.821,36 \text{ kcal/jam}$$

$$Q_{out} = m \text{ Steam} \times HL$$

$$= 1.521,49 \frac{\text{Kg}}{\text{Jam}} \times 123,70 \text{ kcal/kg}$$

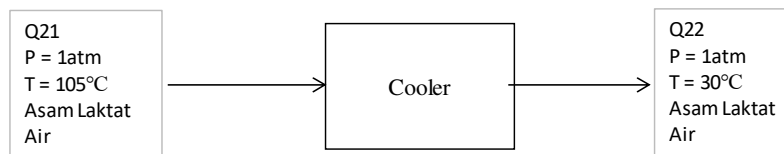
$$= 188.218,78 \text{ kcal/jam}$$

Tabel B.22 Neraca Panas Total Evaporator

Komponen	Masuk		Keluar
	Q17	Q18	Q19
Sukrosa	0,107	-	2,09
Monosakarida	0,16	11.391,62	3,17
H <sub>2</sub> O	22,52	26.695,59	44.098,68

C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1,55	-	1,55
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3,1	-	-
Q steam in	98.582,13	-	-
Q steam out	-	-	18.821,87
<b>Total</b>	<b>101.150,07</b>		<b>101.150,07</b>

### 5. Cooler



#### a. Panas Komponen Masuk Cooler

Kondisi operasi

Tekanan = 1 atm

Suhu operasi = 303,15 K

Tref = 289,15 K

Panas komponen masuk cooler

Q Arus 21

$$T_{in} = 105^{\circ}\text{C} = 378,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{in} - T_{ref} = \text{K}$$

$$M_{\text{asam laktat}} = \frac{\text{Massa asam laktat}}{\text{BM asam laktat}}$$

$$= \frac{1.414,14 \text{ kg/Jam}}{90 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 8,13 \text{ kmol/jam}$$

Untuk aliran masuk asam laktat di dapatkan nilai  $c_p = 1,55 \text{ kcal/jam}$  (Q21)

Tabel B.23 Neraca Panas Masuk Cooler

Komponen	Massa		Cp.dt (kj/kmol)	Q= m. Cp]Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)		(kj/jam)	(kcal/jam)
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1.414,14	15,71	-	-	1,55
H <sub>2</sub> O	353,53	19,64	6.021,08	11.825,92	28.263,97
<b>Total</b>					<b>282.625,52</b>

b. Panas Komponen Keluar Cooler

$$T_{\text{out}} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\Delta T = T_{\text{in}} - T_{\text{ref}} = 5 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} M_{\text{asam laktat}} &= \frac{\text{Massa asam laktat}}{\text{BM asam laktat}} \\ &= \frac{1.414,14 \text{ kg/Jam}}{90 \text{ kg/kmol}} \\ &= 15,71 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Untuk aliran masuk asam laktat di dapatkan nilai  $c_p = 1,55 \text{ kcal/jam}$  (Q21)

Tabel B.24 Neraca Panas Keluar Cooler

Komponen	Massa		Cp.dt (kj/kmol)	Q= m. Cp]Dt	
	(kg/jam)	(kmol/jam)		(kj/jam)	(kcal/jam)
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1.414,14	15,71	-	-	1,55
H <sub>2</sub> O	353,53	19,64	6.021,08	11.825,92	28.263,97
<b>Total</b>					<b>282.625,52</b>

- Panas yang diserap

$$\begin{aligned}
 Q \text{ serap} &= Q_{in} - Q_{out} \\
 &= (282.625,52) \text{ kcal/jam} - (1.773,53) \text{ kcal/kmol} \\
 &= 26.491,98 \text{ kcal/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung massa air pendingin yang dibutuhkan:

$$\text{suhu air masuk} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 25^{\circ}\text{C} - 30^{\circ}\text{C} = 20^{\circ}\text{C}$$

$$C_p \text{ air suhu } 30^{\circ}\text{C} = 0.9989 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{C}$$

- Jumlah air pendingin yang di butuhkan

$$\begin{aligned}
 M &= \frac{Q_{Serap}}{c_p \cdot \Delta T} \\
 &= \frac{26.491,98 \text{ kcalJam}}{0.9989 \text{ kcal/kg} \times 15^{\circ}\text{C}} \\
 &= 1.326,05 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.25** Neraca Panas Total Cooler

Komponen	Masuk	Keluar
	Q21	Q22
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1,55	1,55
H <sub>2</sub> O	28.263,97	1.771,98
H <sub>2</sub> O serap		26.491,98
<b>Total</b>	<b>28.265,52</b>	<b>28.265,52</b>



## LAMPIRAN C SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

### 1. Tangki Penyimpanan Molase

Kode	: T-101
Fungsi	: Tempat menyimpan bahan baku molase
Tipe/Jenis	: Silinder vertikal dengan tutup dan alas berbentuk <i>torispherical</i> .
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
Kondisi Operasi	: Temperatur, T : 30°C Tekanan, P : 1 atm = 101,33 kPa
Laju alir massa	: 3.373,30 kg/jam
Waktu tinggal	: 24 jam
Faktor keamanan	: 20% (Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

#### Perhitungan:

Tabel C.1 Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	1180,65	0,35	1587	555,45
Monosakarida	674,66	0,20	1560	312,00
H <sub>2</sub> O	674,66	0,20	997	199,40
<i>Impurities</i>	843,32	0,25	2000	500,00
<b>Total</b>	<b>3.373,30</b>	<b>1,00</b>	<b>6.144</b>	<b>1.566,85</b>

$$\text{Densitas campuran} = \sum xf.\rho = 1.566,85 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}} = \frac{3.373,30 \text{ kg/jam}}{1.566,85 \text{ kg/m}^3} = 2,15 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### a. Menentukan Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_l = \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal}$$



$$= 2,15 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} = 51,67 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (100\% + 20\%) \times V_l$$

$$= 1,2 \times 51,67 \text{ m}^3$$

$$= 62,00 \text{ m}^3$$

$$H/D \text{ shell} = 1:1$$

$$\text{Volume shell, } V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$62,00 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$62,00 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$D^3 = \frac{62,0040 \text{ m}^3}{0,7851}$$

$$= 78,98 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{78,98 \text{ m}^3}$$

$$= 4,29 \text{ m} = 168,91 \text{ in}$$

$$r = 2,15 \text{ m} = 84,46 \text{ in}$$

$$H \text{ shell} = 4,29 \text{ m} = 168,91 \text{ in}$$

#### b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } H_t = \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume tangki}} \times H_s$$

$$= \frac{51,67 \text{ m}^3}{62,00 \text{ m}^3} \times 4,29 \text{ m}$$

$$= 3,58 \text{ m}$$

### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \times g \times h \\ &= 1.566,85 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 3,58 \text{ m} \\ &= 54.941,77 \text{ Pa}\end{aligned}$$

$$= 54,94 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan operasi, } P_o &= P + P_h \\ &= 101,33 \text{ kPa} + 54,94 \text{ kPa} \\ &= 156,27 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan desain, } P_d &= (100\% + 20\%) \times 156,27 \text{ kPa} \\ &= 187,52 \text{ kPa} = 27,20 \text{ psi}\end{aligned}$$

### d. Menghitung Tebal Dinding *Shell*

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959})$$

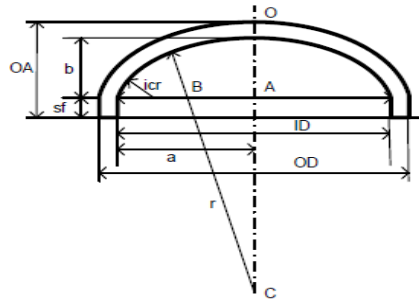
$$\text{Efisiensi, } E = 80 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6 Peter, Hal. 542})$$

$$\begin{aligned}\text{Tebal dinding } shell, t_s &= \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959}) \\ &= \frac{27,20 \text{ psi} \times 84,46 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 27,20 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,35 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal *shell* standar yang digunakan yaitu 3/8 in (0,375 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959).

e. Perancangan Tutup Tangki



$$\begin{aligned} OD &= D + (2 \times ts) = 168,91 \text{ in} + (2 \times 0,375 \text{ in}) \\ &= 169,66 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih OD standar = 180 in (Tabel 5.7 Brownell & Young, 1959:90)

Sehingga,  $icr = 11$

$$r = 170$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{170}{11}} \right)$$

$$= 1,73$$

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{27,20 \text{ psi} \times 1,73}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 27,20 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,52$$

Dipilih tebal *head* standar  $5/8$  in (0,625 in) dan dari *sf* 1,5 – 3,5 dipilih 2,5

(Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959:88)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{168,91 \text{ in}}{2} = 84,46 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 84,46 \text{ in} - 11$$

$$= 73,46 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 170 - 11$$

$$= 159$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{(159)^2 - (73,46\text{in})^2}$$

$$= 141,01 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 170 - 141,01 \text{ in}$$

$$= 28,99 \text{ in}$$

$$OA = th + sf + b = 0,625 + 2,5 + 28,99 \text{ in}$$

$$= 32,11 \text{ in} = 0,82 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = \text{Tinggi shell} + (2 \times OA)$$

$$= 4,29 \text{ m} + (2 \times 0,82\text{m})$$

$$= 5,92 \text{ m}$$

## 2. Tangki Penyimpanan *Aspergillus Niger*

- Fungsi : Menyimpan enzim *Aspergillus Niger*
- Tipe/Jenis : Silinder vertikal dengan tutup berbentuk *torispherical*
- Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- Jumlah : 1 unit
- Kondisi Operasi : Temperatur, T : 30°C
- Tekanan, P : 1 atm = 101,33 kPa
- Laju alir massa : 337,33 kg/jam
- Waktu tinggal : 168 jam
- Faktor keamanan : 20% (Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Densitas enzim,  $\rho = 937 \text{ kg/m}^3$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas larutan}} = \frac{337,33 \text{ kg/jam}}{937 \text{ kg/m}^3} = 0,36 \text{ m}^3/\text{jam}$$

**a. Menghitung Ukuran Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_l &= \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,36 \text{ m}^3/\text{jam} \times 168 \text{ jam} = 60,48 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= (100\% + 20\%) \times V_l \\ &= 120\% \times 60,48 \text{ m}^3 \\ &= 72,58 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan H/D shell = 1:1

$$\text{Volume shell, } V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$72,58 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$72,58 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$D^3 = \frac{72,58 \text{ m}^3}{0,79}$$

$$= 92,44 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{92,44 \text{ m}^3}$$

$$= 4,52 \text{ m} \quad = 178,02 \text{ in}$$

$$r = 2,26 \text{ m} \quad = 89,01 \text{ in}$$

$$H_{\text{shell}} = 4,52 \text{ m} \quad = 178,02 \text{ in}$$

**b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki**

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } H_t = \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume tangki}} \times H_s$$

$$= \frac{60,48 \text{ m}^3}{72,58 \text{ m}^3} \times 4,52 \text{ m}$$

$$= 3,77 \text{ m}$$

### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

Percepatan gravitasi,  $g = 9,807 \text{ m/s}^2$

Tekanan hidrostatik,  $Ph = \rho \times g \times h$

$$= 937 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 3,77 \text{ m}$$

$$= 34.626,62 \text{ Pa}$$

$$= 34,63 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi,  $Po = P + Ph$

$$= 101,33 \text{ kPa} + 34,63 \text{ kPa}$$

$$= 135,95 \text{ kPa}$$

Tekanan desain,  $Pd = (100\% + 20\%) \times 135,95 \text{ kPa}$

$$= 163,14 \text{ kPa} = 23,66 \text{ psi}$$

### d. Menghitung Tebal Dinding *Shell*

*Allowable working stress*,  $f = 12.650 \text{ psi}$  (Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959)

Efisiensi,  $E = 80$  (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

Faktor korosi,  $C = 0,125 \text{ in}$  (Tabel 6 Peter & Timmerhaus, Hal. 542)

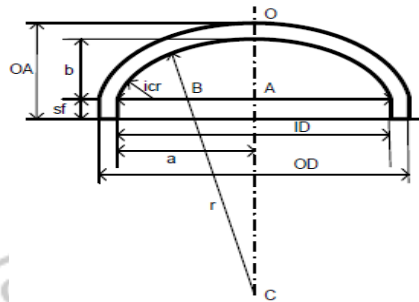
Tebal dinding *shell*,  $ts = \frac{Pd \times r}{f \times E - 0,6 \times Pd} + C$  (Pers. 14.34 Brownell & Young, 1959)

$$= \frac{23,66 \text{ psi} \times 89,01 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 23,66 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

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

Dipilih tebal *shell* standar 3/8 in (0,375 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959)

**e. Perancangan Tutup Tangki**



$$OD = D + (2 \times ts) = 178,01 \text{ in} + (2 \times 0,375 \text{ in}) = 239,77 \text{ in}$$

OD standar = 180 in (Tabel 5.7 Brownell & Young, 1959)

Sehingga,  $icr = 11$

$r = 170$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \text{ (Pers. 7.76 Brownell & Young, 1959)}$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{170}{11}} \right)$$

= 1,73

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \text{ (Pers. 7.77 Brownell & Young, 1959)}$$

$$= \frac{23,66 \text{ psi} \times 1,73}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 23,66 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

= 0,47 in

Dipilih tebal *head* standar 1/2 in (0,50 in) dan dari sf standar 1,5 – 3,5 dipilih 2,5 in (Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{178,02 \text{ in}}{2} = 89,01 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 89,01 \text{ in} - 11 = 78,01 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 170 - 11 = 159$$

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

$$= \sqrt{(159)^2 - (78,01 \text{ in}^2)} = 138,55 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 170 - 138,55 \text{ in} = 31,45 \text{ in}$$

$$OA = th + sf + b$$

$$= 0,47 \text{ in} + 2,5 \text{ in} + 31,45 \text{ in}$$

$$= 34,45 \text{ in} = 0,88 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = \text{Tinggi shell} + (2 \times OA)$$

$$= 4,52 \text{ m} + (2 \times 0,88 \text{ m})$$

$$= 6,27 \text{ m}$$

### 3. Tangki Hidrolisis

Kode : T-102

Fungsi : Menghidrolisa sukrosa menjadi monosakarida

Tipe/Jenis : Silinder vertikal dengan tutup berbentuk *torispherical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur, T : 30°C

Tekanan, P : 1 atm = 101,33 kPa

Laju alir massa : 7.543,96 kg/jam



Waktu tinggal : 24 jam

Faktor keamanan : 20%

(Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Tabel C.2 Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$xf \cdot \rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
Sukrosa	1.180,65	0,16	1.587	248,37
Monosakarida	674,66	0,09	1.560	139,51
H <sub>2</sub> O	4.507,99	0,60	997	595,77
Impurities	843,32	0,11	2.000	223,58
<i>Aspergillus Niger</i>	337,33	0,04	937	41,90
<b>Total</b>	<b>7.543,96</b>	<b>1,00</b>	<b>7.081,00</b>	<b>1.249,13</b>

Densitas campuran,  $\rho = \sum xf \cdot \rho = 1.249,13 \text{ kg/m}^3$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas larutan}} = \frac{7.543,96 \text{ kg/jam}}{1.249,13 \text{ kg/m}^3} = 6,04 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### a. Menghitung Ukuran Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_l &= \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 6,04 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} = 144,95 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= (100\% + 20\%) \times V_l \\ &= 120\% \times 144,95 \text{ m}^3 \\ &= 173,93 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan H/D shell = 1:1

$$\text{Volume shell, } V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$173,93 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$173,93 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$D^3 = \frac{173,93 \text{ m}^3}{0,79}$$

$$= 221,54 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{221,54 \text{ m}^3}$$
$$= 6,05 \text{ m} = 238,22 \text{ in}$$

$$r = 3,02 \text{ m} = 119,11 \text{ in}$$

$$H_{shell} = 6,05 \text{ m} = 238,22 \text{ in}$$

### b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } H_t = \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume tangki}} \times H_s$$
$$= \frac{144,95 \text{ m}^3}{173,93 \text{ m}^3} \times 6,05 \text{ m}$$
$$= 5,04 \text{ m}$$

### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tekanan hidrostatis, } P_h = \rho \times g \times h$$
$$= 1.249,13 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 5,04 \text{ m}$$
$$= 61.773,70 \text{ Pa}$$
$$= 61,77 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi, } P_o = P + P_h$$
$$= 101,325 \text{ kPa} + 61,77 \text{ kPa}$$
$$= 163,10 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan desain, } P_d = (100\% + 20\%) \times 163,10 \text{ kPa}$$
$$= 195,72 \text{ kPa} = 28,39 \text{ psi}$$

### d. Menghitung Tebal Dinding Shell

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi (Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959)}$$

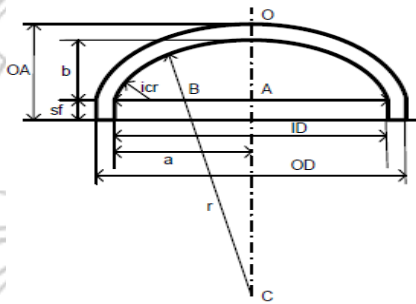
Efisiensi, E = 80 (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

Faktor korosi, C = 0,125 in (Tabel 6 Peter & Timmerhaus, Hal. 542)

$$\begin{aligned} \text{Tebal dinding shell, } t_s &= \frac{Pd \times r}{f \times E - 0,6 \times Pd} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959}) \\ &= \frac{28,39 \text{ psi} \times 119,11 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 28,39 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,46 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal *shell* standar 1/2 in (0,50 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959)

#### e. Perancangan Tutup Tangki



$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times t_s) = 238,22 \text{ in} + (2 \times 0,50 \text{ in}) \\ &= 239,22 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standar = 240 in (Tabel 5.7 Brownell & Young, 1959)

$$\text{Sehingga, } icr = 14 \frac{7}{16} = 14$$

$$r = 180$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{180}{14}} \right)$$

$$= 1,63$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \quad (\text{Pers.7.77 Brownell \& Young, 1959}) \\
 &= \frac{28,39 \text{ psi} \times 1,63}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 28,39 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,54 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal *head* standar 5/8 in (0,625 in) dan dari sf standar 1,5 – 3,5 dipilih 2,5 in (Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{238,22 \text{ in}}{2} = 119,11 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= 119,11 \text{ in} - 14 = 104,67 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 180 - 14 = 166
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 &= \sqrt{(166)^2 - (104,67 \text{ in})^2} = 128,84 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= 180 - 128,84 \text{ in} = 51,16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= th + sf + b \\
 &= 0,54 \text{ in} + 2,5 \text{ in} + 51,16 \text{ in} \\
 &= 54,29 \text{ in} = 1,38 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times OA) \\
 &= 6,05 \text{ m} + (2 \times 0,1,38 \text{ m}) \\
 &= 8,81 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### 4. Rotary Drum Vacuum Filter I

Kode : RDFV-101

Fungsi : Memisahkan *impurities* dan biomassa dari larutan

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur, T : 30°C

Tekanan, P : 0,7 atm

Laju alir massa : 7.543,96 kg/jam

Tabel C.3 Tabel Pembentukan *Cake* dan *Filtrat* dalam kg/jam

Komponen	Fasa	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Massa (kg/jam)		
			Umpan	Cake	Filtrat
Sukrosa	L	1.587	108,15	2,16	105,99
Monosakarida	L	1.560	1793,17	35,86	1757,31
H <sub>2</sub> O	L	997	4452,07	89,04	4363,03
<i>Impurities</i>	S	2.000	843,32	843,32	-
<i>Aspergillus Niger</i>	S	937	347,24	347,24	-

Tabel C.4 Densitas Campuran Bahan Masuk

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	108,15	0,01	1.587	22,75
Monosakarida	1793,17	0,24	1.560	370,81
H <sub>2</sub> O	4452,07	0,59	997	588,38
<i>Impurities</i>	843,32	0,11	2.000	223,58
<i>Aspergillus Niger</i>	347,24	0,05	937	43,13
<b>Total</b>	<b>7.543,96</b>	<b>1,00</b>	<b>7.081</b>	<b>1.248,64</b>

$$\text{Densitas umpan} = \sum xf.\rho = 1.248,6433 \text{ kg/m}^3 = 77,95 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas umpan}} = \frac{7.543,96 \text{ kg/jam}}{1.248,64 \text{ m}^3/\text{jam}} = 6,04 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Tabel C.5 Densitas Filtrat

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	105,99	0,02	1.587	27,02
Monosakarida	1.757,31	0,28	1.560	440,29
H <sub>2</sub> O	4.363,03	0,70	997	698,64
<b>Total</b>	<b>6.226,33</b>	<b>1,00</b>	<b>4.144</b>	<b>1.165,94</b>

$$\text{Densitas filtrat} = \sum xf \cdot \rho = 1.165,94 \text{ kg/m}^3 = 72,79 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas filtrat}} = \frac{6.226,33 \text{ kg/jam}}{1.165,94 \text{ kg/m}^3} = 5,34 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Tabel C.6 Densitas *Cake*

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$xf \cdot \rho$
Sukrosa	2,16	0,0016	1.587	2,61
Monosakarida	35,86	0,03	1.560	42,46
H <sub>2</sub> O	89,04	0,07	997	67,37
<i>Impurities</i>	843,32	0,64	2.000	1.280,06
<i>Aspergillus Niger</i>	347,24	0,26	937	246,93
<b>Total</b>	<b>1.317,63</b>	<b>1,00</b>	<b>7.081</b>	<b>1.639,43</b>

$$\text{Densitas cake} = \sum xf \cdot \rho = 1.639,43 \text{ kg/m}^3 = 102,35 \text{ lb/ft}^3$$

**a. Laju Alir Volumetrik**

$$\text{Massa cake} = 1.317,63 \text{ kg/jam} = 2.904,88 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate cake} = \frac{\text{Massa cake}}{\text{Densitas cake}}$$

$$= \frac{2.904,88 \text{ lb/jam}}{102,34 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 28,38 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,47 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\text{Tebal cake} = 1/4 \text{ in} \quad (\text{Perry 6}^{\text{th}} \text{ Edition Hal.19-79})$$

$$= 0,25 \text{ in} = 0,0208 \text{ ft}$$

**b. Jumlah Bahan dalam Tiap Putaran Drum**

Dalam 1 menit terdapat 1/2 putaran, maka untuk 1 jam:

$$\text{Putaran dalam 1 jam} = 60 \times \frac{1}{2} = 30 \text{ putaran/jam}$$

$$\sum \text{bahan yang diputar} = \frac{\text{Massa cake}}{\text{Jumlah putaran}}$$

$$= \frac{2.904,88 \text{ lb/jam}}{30 \text{ putaran/jam}} = 96,83 \text{ lb/putaran}$$

$$\text{Volume bahan yang diputar} = \frac{\sum \text{bahan yang diputar}}{\text{Densitas umpan}}$$

$$= \frac{96,83 \text{ lb/putaran}}{77,95 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1,24 \text{ ft}^3/\text{putaran}$$

**c. Menghitung Luas Permukaan *Drum***

Tebal *cake* = 1/4 in (Perry 6<sup>th</sup> Edition Hal.19-79)

$$= 0,25 \text{ in} = 0,0208 \text{ ft}$$

$$\text{Luas } \textit{cake} = \frac{V \text{ bahan yang diputar}}{\text{Tebal } \textit{cake}}$$

$$= \frac{1,24 \text{ ft}^3/\text{putaran}}{0,0208 \text{ ft}}$$

$$= 59,65 \text{ ft}^2/\text{putaran} = 5,54 \text{ m}^2/\text{putaran}$$

$$\text{Luas Drum} = \text{Luas } \textit{cake}$$

**d. Menghitung Lebar *Drum* (L)**

Asumsi diameter, D = 2 m

$$= 6,56 \text{ ft}$$

$$\text{Luas } \textit{drum} = \pi \times D \times L$$

$$L = \frac{\text{Luas } \textit{drum}}{3,14 \times D}$$

$$= \frac{5,54 \text{ m}^2/\text{putaran}}{3,14 \times 2 \text{ m}}$$

$$= 0,88 \text{ m/putaran}$$

$$= 0,8824 \text{ m/putaran} \times 3,14 \times 2 \text{ m}$$

$$= 5,54 \text{ m}$$

**e. Menentukan Total Power**

$$\text{Total power} = A^{0,75} - 3A^{0,75} \quad (\text{Ulrich, 1984:222})$$

Dipilih  $2A^{0,75}$ , dimana A = lebar *drum* (m)

$$\text{Power} = 2A^{0,75}$$

$$= 2 \times (5,54 \text{ m})^{0,75}$$

$$= 7,22 \text{ kW}$$

$$= 9,69 \text{ Hp}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Power aktual} &= \frac{\text{Power}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{9,69 \text{ Hp}}{80\%} = 12,11 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 5. Tangki Penyimpanan Molase Encer

Kode : T-103

Fungsi : Menampung molase sebelum masuk ke tangki inokulum dan fermentor

Tipe/Jenis : Silinder vertikal dengan tutup dan alas berbentuk *torispherical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur, T : 30°C

Tekanan, P : 1 atm = 101,325 kPa

Laju alir massa : 6.226,33 kg/jam

Waktu tinggal : 1 jam

Faktor keamanan : 20% (Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Tabel C.7 Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	105,99	0,02	1.587	27,02
Monosakarida	1.757,31	0,28	1.560	440,29
H <sub>2</sub> O	4.363,03	0,70	997	698,64



<b>Total</b>	6.226,33	1,00	3.147	1.165,94
--------------	----------	------	-------	----------

$$\text{Densitas larutan} = \sum x f \cdot \rho = 1.165,94 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas larutan}} = \frac{6.226,33 \text{ kg/jam}}{1.165,94 \text{ kg/m}^3} = 5,34 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### a. Menghitung Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_l = \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 5,34 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 5,34 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (100\% + 20\%) \times V_l$$

$$= 120\% \times 5,34 \text{ m}^3$$

$$= 6,41 \text{ m}^3$$

$$H/D \text{ shell} = 1:1$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume head} = 0,000049 D^3 \text{ (Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$6,41 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$6,41 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$D^3 = \frac{6,41 \text{ m}^3}{0,79} = 8,16 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{8,16 \text{ m}^3}$$

$$= 2,01 \text{ m} = 79,27 \text{ in}$$

$$r = 1,01 \text{ m} = 39,63 \text{ in}$$

$$H \text{ shell} = 2,0134 \text{ m} = 79,27 \text{ in}$$

### b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki, } H_t &= \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume tangki}} \times H_s \\ &= \frac{5,34 \text{ m}^3}{6,41 \text{ m}^3} \times 2,01 \text{ m} \\ &= 1,68 \text{ m} \end{aligned}$$

**c. Menghitung Tekanan Desain**

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \times g \times h \\ &= 1.165,95 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 1,68 \text{ m} \\ &= 19.186,31 \text{ Pa} \\ &= 19,19 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi, } P_o &= P + P_h \\ &= 101,325 \text{ kPa} + 19,19 \text{ kPa} \\ &= 120,51 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain, } P_d &= (100\% + 20\%) \times 120,51 \text{ kPa} \\ &= 144,61 \text{ kPa} = 20,97 \text{ psi} \end{aligned}$$

**d. Menghitung Tebal Dinding Shell**

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959})$$

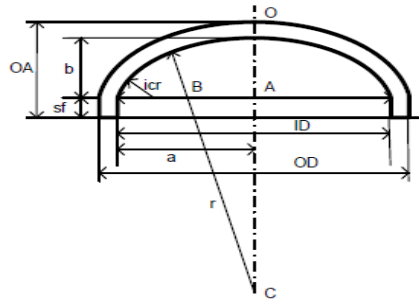
$$\text{Efisiensi, } E = 80 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6 Peter, Hal. 542})$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal dinding shell, } t_s &= \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959}) \\ &= \frac{20,97 \text{ psi} \times 39,63 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 20,97 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,21 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal *shell* standar yang digunakan yaitu 1/4 in (0,25 in)

e. Perancangan Tutup Tangki



$$OD = D + (2 \times ts) = 79,27 \text{ in} + (2 \times 0,25 \text{ in}) = 79,77 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 84 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.7 Brownell \& Young, 1959:90})$$

$$\text{Sehingga, } icr = 5 \frac{1}{8} = 5,13$$

$$r = 84$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{84}{5,13}} \right)$$

$$= 1,76$$

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E - (0,2 \times Pd))} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{20,97 \text{ psi} \times 1,76}{(2 \times 12.650 \times 0,8 - (0,2 \times 20,97 \text{ psi}))} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,28 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar 5/16 in (0,3125 in) dan dari sf 1,5 – 3 dipilih

2,40 (Tabel 5.6 Brownell & Young 1959:88)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{79,27 \text{ in}}{2} = 39,63 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 39,63 \text{ in} - 5,13$$

$$= 34,51 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 84 - 5,13$$

$$= 78,88$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{(78,88)^2 - (34,51 \text{ in})^2}$$

$$= 70,93 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 84 - 70,93 \text{ in}$$

$$= 13,07 \text{ in}$$

$$OA = th + sf + b$$

$$= 0,28 \text{ in} + 2,25 \text{ in} + 13,07 \text{ in}$$

$$= 15,64 \text{ in} = 0,40 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = \text{Tinggi shell} + (2 \times OA)$$

$$= 2,01 \text{ m} + (2 \times 0,40 \text{ m})$$

$$= 2,81 \text{ m}$$

## 6. Tangki Penyimpanan *Lactobacillus Delbrueckii*

Fungsi : Menyimpan bakteri *lactobacillus delbrueckii*

Tipe/Jenis : Silinder vertikal dengan tutup dan alas berbentuk *torispherical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur, T : 30°C

Tekanan, P : 1 atm = 101,325 kPa

Laju alir massa : 31,13 kg/jam

Waktu tinggal : 5 hari = 120 jam

Faktor keamanan : 20%

(Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Densitas bakteri = 945 kg/m<sup>3</sup>

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas larutan}} = \frac{31,13 \text{ kg/jam}}{945 \text{ kg/m}^3} = 0,03 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### a. Menghitung Ukuran Tangki

Volume larutan, V<sub>l</sub> = Laju alir volume × waktu tinggal

$$= 0,03 \text{ m}^3/\text{jam} \times 120 \text{ jam} = 3,95 \text{ m}^3$$

Volume tangki, V<sub>t</sub> = (100% + 20%) × V<sub>l</sub>

$$= 120\% \times 3,95 \text{ m}^3$$

$$= 4,74 \text{ m}^3$$

H/D *shell* = 1:1

$$\text{Volume shell, } V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$4,74 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$4,74 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$D^3 = \frac{4,74 \text{ m}^3}{0,79}$$

$$= 6,04 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{6,04 \text{ m}^3}$$

$$= 1,82 \text{ m} = 71,71 \text{ in}$$

$$r = 0,91 \text{ m} = 35,85 \text{ in}$$

$$H_{\text{shell}} = 1,82 \text{ m} = 71,71 \text{ in}$$

#### b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki, Ht} &= \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume tangki}} \times H_s \\ &= \frac{3,95 \text{ m}^3}{4,74 \text{ m}^3} \times 1,82 \text{ m} \\ &= 1,52 \text{ m} \end{aligned}$$

### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \times g \times h \\ &= 945 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 1,52 \text{ m} \\ &= 14.067,32 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi, } P_o &= P + P_h \\ &= 101,325 \text{ kPa} + 14,07 \text{ kPa} \\ &= 115,39 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain, } P_d &= (100\% + 20\%) \times 115,39 \text{ kPa} \\ &= 138,47 \text{ kPa} = 20,08 \text{ psi} \end{aligned}$$

### d. Menghitung Tebal Dinding Shell

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959})$$

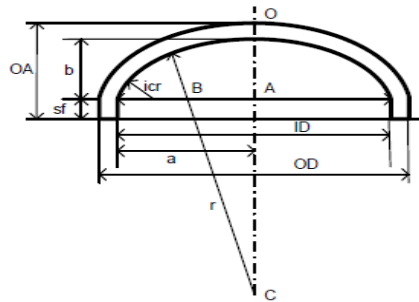
$$\text{Efisiensi, } E = 80 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6 Peter, Hal. 542})$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal dinding shell, } t_s &= \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959}) \\ &= \frac{20,08 \text{ psi} \times 35,85 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 20,08 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,20 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal *shell* standar yang digunakan yaitu 1/4 in (0,25 in).

**e. Perancangan Tutup Tangki**



$$OD = D + (2 \times ts) = 71,71 \text{ in} + (2 \times 0,25 \text{ in}) = 72,21 \text{ in}$$

Dipilih OD standar = 84 in (Tabel 5.7 Brownell & Young, 1959:90)

Sehingga,  $icr = 5 \frac{1}{8} = 5,13$

$$r = 84$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{84}{5,13}} \right)$$

$$= 1,76$$

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{20,08 \text{ psi} \times 1,76}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 20,08 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,27$$

Dipilih tebal *head* standar 5/16 in (0,3125 in) dan dari sf 1,5 – 3 dipilih 2,25 (Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959:88)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{71,70 \text{ in}}{2} = 35,85 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 35,85 \text{ in} - 5,15$$

$$= 30,73 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 84 - 5,13$$

$$= 78,88$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{(78,88)^2 - (30,73 \text{ in})^2}$$

$$= 72,64 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 84 - 72,64 \text{ in}$$

$$= 11,36 \text{ in}$$

$$OA = th + sf + b = 0,27 + 2,25 + 11,36 \text{ in}$$

$$= 13,92 \text{ in} = 0,35 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = \text{Tinggi shell} + (2 \times OA)$$

$$= 1,82 \text{ m} + (2 \times 0,35 \text{ m})$$

$$= 2,53 \text{ m}$$

## 7. Tangki Penyimpanan $\text{Ca(OH)}_2$

Fungsi : Menyimpan larutan kalsium hidroksida

Tipe/Jenis : Silinder vertikal dengan tutup dan alas berbentuk  
*torispherical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur, T :  $30^\circ\text{C}$

Tekanan, P :  $1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$

Laju alir massa :  $7.194,87 \text{ kg/jam}$

Waktu tinggal : 5 hari = 120 jam



Faktor keamanan : 20%

(Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Densitas  $\text{Ca(OH)}_2 = 2.210 \text{ kg/m}^3$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas larutan}} = \frac{7.194,87 \text{ kg/jam}}{2.210 \text{ kg/m}^3} = 3,26 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### a. Menghitung Ukuran Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_l &= \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 3,26 \text{ m}^3/\text{jam} \times 120 \text{ jam} = 390,67 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= (100\% + 20\%) \times V_l \\ &= 120\% \times 390,67 \text{ m}^3 \\ &= 468,81 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{H/D shell} = 1:1$$

$$\text{Volume shell, } V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$468,81 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$468,8057 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$\begin{aligned} D^3 &= \frac{468,81 \text{ m}^3}{0,79} \\ &= 597,13 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{597,13 \text{ m}^3} \\ &= 8,42 \text{ m} = 331,53 \text{ in} \end{aligned}$$

$$r = 4,21 \text{ m} = 165,76 \text{ in}$$

$$H_{\text{shell}} = 8,42 \text{ m} = 331,53 \text{ in}$$

#### b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki, Ht} &= \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume tangki}} \times H_s \\ &= \frac{390,67 \text{ m}^3}{468,81 \text{ m}^3} \times 8,42 \text{ m} \\ &= 7,02 \text{ m} \end{aligned}$$

### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \times g \times h \\ &= 2.210 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 7,02 \text{ m} \\ &= 152.098,61 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi, } P_o &= P + P_h \\ &= 101,325 \text{ kPa} + 152,10 \text{ kPa} \\ &= 253,42 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain, } P_d &= (100\% + 20\%) \times 253,42 \text{ kPa} \\ &= 304,11 \text{ kPa} = 44,11 \text{ psi} \end{aligned}$$

### d. Menghitung Tebal Dinding Shell

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959})$$

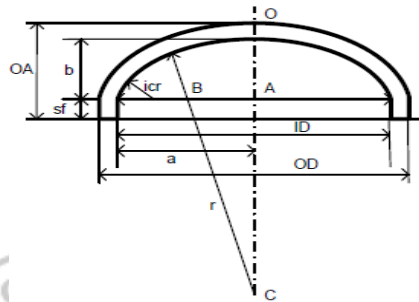
$$\text{Efisiensi, } E = 80 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6 Peter, Hal. 542})$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal dinding shell, } t_s &= \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959}) \\ &= \frac{44,11 \text{ psi} \times 165,76 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 44,11 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,84 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal *shell* standar yang digunakan yaitu 7/8 in (0,875 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959).

**e. Perancangan Tutup Tangki**



$$OD = D + (2 \times ts) = 331,53 \text{ in} + (2 \times 0,875 \text{ in}) = 333,28 \text{ in}$$

Dipilih OD standar = 240 in (Tabel 5.7 Brownell & Young, 1959:90)

Sehingga,  $icr = 14 \frac{7}{16} = 14,44$

$$r = 180$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{180}{14,44}} \right)$$

$$= 1,63$$

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{44,11 \text{ psi} \times 1,63}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 44,11 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,76$$

Dipilih tebal *head* standar 7/8 in (0,875 in) dan dari sf 1,5 – 4 dipilih 2,75 (Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959:88)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{331,53 \text{ in}}{2} = 165,76 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr = 165,76 \text{ in} - 14,44 \\ &= 151,33 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr = 180 - 14,44 \\ &= 165,56 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{(151,33)^2 - (165,56 \text{ in})^2} \\ &= 67,16 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC = 180 - 67,16 \text{ in} \\ &= 112,84 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= th + sf + b = 0,875 + 2,75 + 112,84 \text{ in} \\ &= 116,46 \text{ in} = 2,96 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times OA) \\ &= 8,24 \text{ m} + (2 \times 2,96 \text{ m}) \\ &= 14,34 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 8. Silo Penyimpanan *Malt Sprouts*

Kode : S-101

Fungsi : Menyimpan *malt sprouts*

Tipe/Jenis : Silinder vertikal dengan tutup dan alas berbentuk *torispherical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur, T : 30°C

Tekanan, P : 1 atm = 101,325 kPa

Laju alir massa : 415,09 kg/jam

Waktu tinggal : 7 hari = 168 Jam

Faktor keamanan : 20% (Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Densitas *malt sprouts* = 689 kg/m<sup>3</sup>

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas larutan}} = \frac{415,09 \text{ kg/jam}}{689 \text{ kg/m}^3} = 0,60 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### a. Menghitung Ukuran Silo

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan, } V_b &= \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,60 \text{ m}^3/\text{jam} \times 168 \text{ jam} = 101,21 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silo, } V_s &= (100\% + 20\%) \times V_b \\ &= 120\% \times 101,21 \text{ m}^3 \\ &= 121,45 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$H/D = 1,5$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell, } V_s &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,5 D \\ &= \frac{3}{8} \times \pi \times D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis, } V_c &= \frac{1}{12} \pi D^2 H, \text{ dimana } H = \frac{D}{2 \tan 0,5 \alpha} \quad (\alpha = 45^\circ) \\ &= \frac{1}{24} \pi D^3 \tan \alpha \quad (\tan = 45^\circ = 1) \\ &= \frac{1}{24} \pi D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume silo} = \text{Volume shell} + \text{Volume head} + \text{Volume konis}$$

$$\text{Volume silo} = \frac{3}{8} \pi D^3 + 0,000049 D^3 + \frac{1}{24} \pi D^3$$

$$121,45 \text{ m}^3 = 1,18 D^3 + 0,000049 D^3 + 0,13 D^3$$

$$121,45 \text{ m}^3 = 1,31 D^3$$

$$D^3 = \frac{121,45 \text{ m}^3}{1,31}$$

$$= 92,83 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{92,83 \text{ m}^3}$$

$$= 4,53 \text{ m} = 178,26 \text{ in}$$

$$r = 2,26 \text{ m} = 89,13 \text{ in}$$

$$H_{shell} = 6,79 \text{ m} = 267,39 \text{ in}$$

#### b. Menghitung Tinggi Bahan dalam Silo

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan dalam konis, } V_{bc} &= \frac{1}{24} \pi D^3 \\ &= 12,14 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi konis, } H_c &= \frac{1}{2} \frac{D}{\tan 0,5 \alpha} \\ &= \frac{1}{2} \frac{D}{\tan 45} \\ &= 2,26 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan dalam silo, } H_t &= \frac{\text{Volume padatan}}{\text{Volume silo}} \times H_s \\ &= \frac{101,21 \text{ m}^3}{121,45 \text{ m}^3} \times 6,72 \text{ m} \\ &= 5,53 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi total bahan} = 5,53 \text{ m} + 2,26 \text{ m}$$

$$= 7,80 \text{ m}$$

#### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \times g \times h \\ &= 689 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 7,80 \text{ m} \\ &= 52.692,66 \text{ Pa} \\ &= 52,69 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan operasi, } P_o &= P + P_h \\ &= 101,325 \text{ kPa} + 52,69 \text{ kPa} \\ &= 154,02 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan desain, } P_d &= (100\% + 20\%) \times 154,02 \text{ kPa} \\ &= 184,82 \text{ kPa} = 26,81 \text{ psi}\end{aligned}$$

#### d. Menghitung Tebal Dinding *Shell*

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959})$$

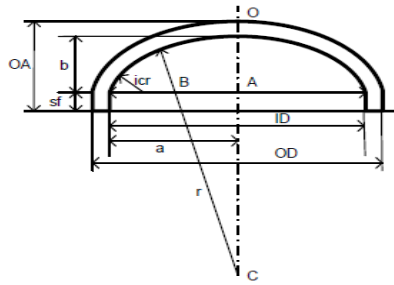
$$\text{Efisiensi, } E = 80 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6 Peter, Hal. 542})$$

$$\begin{aligned}\text{Tebal dinding } shell, t_s &= \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959}) \\ &= \frac{26,81 \text{ psi} \times 89,13 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 26,81 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,36 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal *shell* standar yang digunakan yaitu 3/8 in (0,375 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959).

#### e. Perancangan Tutup Tangki



$$\begin{aligned} OD &= D + (2 \times ts) = 178,26 \text{ in} + (2 \times 0,375 \text{ in}) \\ &= 179,01 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih OD standar = 180 in (Tabel 5.7 Brownell & Young, 1959:90)

Sehingga,  $icr = 11$

$$r = 170$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{170}{11}} \right)$$

$$= 1,73$$

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{26,81 \text{ psi} \times 1,73}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 26,81 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,15$$

Dipilih tebal *head* standar  $3/16$  in (0,1876 in) dan dari  $sf$  1,5 – 2 dipilih

1,75 (Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959:88)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{178,26 \text{ in}}{2} = 89,13 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 89,13 \text{ in} - 11$$

$$= 78,13 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 179 - 11$$



$$= 159$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{(159)^2 - (78,13 \text{ in})^2}$$

$$= 138,48 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 179 - 138,48 \text{ in}$$

$$= 31,52 \text{ in}$$

$$OA = th + sf + b = 0,15 + 1,75 + 31,52 \text{ in}$$

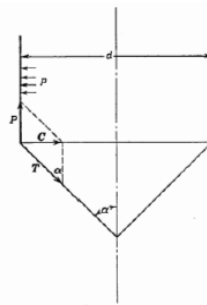
$$= 33,46 \text{ in} = 0,85 \text{ m}$$

Sehingga, tinggi silo =  $H_s + H_c + OA$

$$= 6,79 \text{ m} + 2,26 \text{ m} + 0,85 \text{ m}$$

$$= 9,91 \text{ m}$$

#### f. Menghitung Tebal Dinding Konis



Allowable working stress,  $f = 12.650 \text{ psi}$  (Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959)

Efisiensi,  $E = 80$  (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

Tebal dinding *shell*,  $t_s = \frac{Pd \times r}{f \times E - 0,6 \times Pd}$  (Pers. 14.34 Brownell & Young, 1959)

$$= \frac{26,81 \text{ psi} \times 89,13 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 26,81 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,45 \text{ in}$$

Dipilih tebal *shell* standar yang digunakan yaitu 1/2 in (0,50 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959).

## 9. Culture Tank

- Kode : T-104
- Fungsi : Tempat terjadinya proses pertumbuhan bakteri (pembuatan starter)
- Tipe/Jenis : Silinder vertikal dengan tutup berbentuk *torispherical* dan alas berbentuk konis serta dilengkapi dengan jaket pemanas dan pengaduk
- Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- Jumlah : 1 unit
- Kondisi Operasi : Temperatur, T : 40°C  
Tekanan, P : 1 atm = 101,325 kPa
- Laju alir massa : 1.414,76 kg/jam
- Waktu tinggal : 1 hari = 24 jam
- Faktor keamanan : 20% (Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Tabel C.8 Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	10,60	0,01	1.587	11,89
Monosakarida	175,73	0,12	1.560	193,77
H <sub>2</sub> O	436,30	0,31	997	307,47
<i>Malt sprout</i>	41,51	0,03	689	20,22
Ca(OH) <sub>2</sub>	719,49	0,51	2.210	1.123,91
<i>L. delbrueckii</i>	31,13	0,02	945	20,79
<b>Total</b>	<b>1.414,76</b>	<b>1,00</b>	<b>7.988</b>	<b>1.678,05</b>

Densitas campuran,  $\rho = \sum xf.\rho = 1.678,05 \text{ kg/m}^3$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas larutan}} = \frac{1.414,76 \text{ kg/jam}}{1.678,05 \text{ kg/m}^3} = 0,84 \text{ m}^3/\text{jam}$$

**a. Menghitung Ukuran Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_l &= \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,84 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} = 20,23 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= (100\% + 20\%) \times V_l \\ &= 120\% \times 20,23 \text{ m}^3 \\ &= 24,28 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{H/D shell} = 1,5$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell, } V_s &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,5 D \\ &= \frac{3}{8} \times \pi \times D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis, } V_c &= \frac{1}{12} \pi D^2 H, \text{ dimana } H = \frac{1}{2} \frac{D}{\tan a} \text{ (} a = 90^\circ \text{)} \\ &= \frac{1}{24} \pi D^3 \tan a \text{ (} \tan 45^\circ = 1 \text{)} \\ &= \frac{1}{24} \pi D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume shell} + \text{Volume head} + \text{Volume konis}$$

$$24,28 \text{ m}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3 + 0,000049 D^3 + \frac{1}{24} \pi D^3$$

$$24,28 \text{ m}^3 = 1,18 D^3 + 0,000049 D^3 + 0,13 D^3$$

$$24,28 \text{ m}^3 = 1,31 D^3$$

$$D^3 = 18,56 \text{ m}^3$$

$$D = 2,65 \text{ m} = 104,23 \text{ in}$$

$$r = 1,32 \text{ m} = 52,12 \text{ in}$$

$$H_s = 3,97 \text{ m} = 156,35 \text{ in}$$

### b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam konis, } V_c &= \frac{1}{24} \pi D^3 \\ &= \frac{1}{24} \times 3,14 \times (2,65 \text{ m})^3 \\ &= 2,43 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi konis, } H_c &= \frac{1}{2} \frac{D}{\tan 45} \\ &= 1,32 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell, } V_s &= V_l - V_c \\ &= 20,23 \text{ m}^3 - 2,43 \text{ m}^3 \\ &= 17,81 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam shell, } H_t &= \frac{4 \times V_s}{\pi D^2} \\ &= \frac{4 \times 17,81 \text{ m}^3}{3,14 \times (2,65)^2} \\ &= 3,24 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total bahan} &= H_c + H_s \\ &= 1,32 \text{ m} + 3,24 \text{ m} \\ &= 4,56 \text{ m} \end{aligned}$$

### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \rho \times g \times h$$

$$= 1.678,05 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 4,56 \text{ m}$$

$$= 75.039,30 \text{ Pa}$$

$$= 75,04 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi, } P_o = P + P_h$$

$$= 101,325 \text{ kPa} + 75,04 \text{ kPa}$$

$$= 176,36 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan desain, } P_d = (100\% + 20\%) \times 176,36 \text{ kPa}$$

$$= 211,64 \text{ kPa} = 30,70 \text{ psi}$$

#### d. Menghitung Tebal Dinding *Shell*

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi (Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Efisiensi, } E = 80 \text{ (Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in (Tabel 6 Peter \& Timmerhaus, Hal. 542)}$$

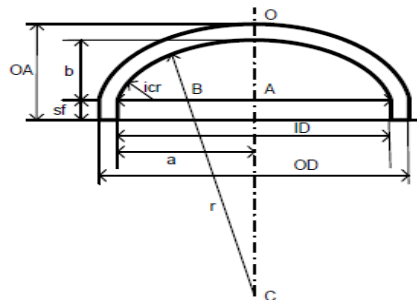
$$\text{Tebal dinding } shell, t_s = \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \text{ (Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959)}$$

$$= \frac{30,70 \text{ psi} \times 52,12 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 30,70 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,28 \text{ in}$$

Dipilih tebal *shell* standar 5/16 in (0,3125 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959)

#### e. Perancangan Tutup Tangki



$$OD = D + (2 \times t_s) = 104,23 \text{ in} + (2 \times 0,31 \text{ in})$$

$$= 104,86 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 108 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.7 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Sehingga, } icr = 6\frac{1}{2} = 6,5$$

$$r = 102$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{102}{6,5}} \right)$$

$$= 1,74$$

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \quad (\text{Pers.7.77 Brownell \& Young, 1959})$$

$$= \frac{30,70 \text{ psi} \times 1,74}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 30,70 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,14 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar 3/16 in (0,1875 in) dan dari sf standar 1,5 – 2 dipilih 1,75 in (Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{104,23 \text{ in}}{2} = 52,12 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 52,12 \text{ in} - 6,5 = 45,62 \text{ in} \end{aligned}$$

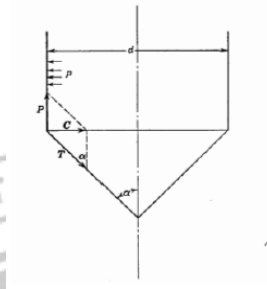
$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 102 - 6,5 = 95,50 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{(95,50)^2 - (45,62)^2} \text{ in} = 83,90 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 102 - 83,90 \text{ in} = 18,10 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= th + sf + b \\
 &= 0,14 \text{ in} + 1,75 \text{ in} + 18,10 \text{ in} \\
 &= 20,04 \text{ in} = 0,51 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**f. Menghitung Tebal Dinding Konis**



Allowable working stress,  $f = 12.650 \text{ psi}$  (Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959)

Efisiensi,  $E = 80$  (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal dinding konis, } tc &= \frac{Pd \times D}{2 \cos a \times (f \times E - 0,6 \times Pd)} \quad (\text{Pers. 6.154 Brownell \& Young, 1959}) \\
 &= \frac{30,70 \text{ psi} \times 104,23 \text{ in}}{2 \cos 45^\circ \times (12.650 \times 0,8 - (0,6 \times 30,70 \text{ psi}))} \\
 &= 0,30 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal konis standar  $5/16 \text{ in}$  ( $0,3125 \text{ in}$ ) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga, Tinggi tangki} &= \text{tinggi shell} + \text{tinggi konis} + OA \\
 &= 3,97 \text{ m} + 1,32 \text{ m} + 0,51 \text{ m} \\
 &= 5,80 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**g. Perancangan Pengaduk**

Jenis pengaduk = *Flat Six-Blade Turbin*

Jumlah *buffle* = 4 buah

Adapun data-data pengaduk standar diperoleh dari Tabel 3.4-1 (Geankoplis, 1997) sebagai berikut:

$$\text{Diameter tangka, } D_t = D = 2,65 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter pengaduk, } D_a &= 0,3 \times D_t = 0,3 \times 2,65 \text{ m} \\ &= 0,88 \text{ m} = 2,90 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal } \textit{baffle}, J = \frac{D_t}{12} = \frac{2,65 \text{ m}}{12} = 0,22 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk ke dasar tangki, } E = \frac{D_t}{3} = \frac{2,65 \text{ m}}{3} = 0,88 \text{ m}$$

$$\text{Tebal pengaduk, } W = \frac{D_a}{5} = \frac{0,88 \text{ m}}{5} = 0,18 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pengaduk, } L = \frac{D_a}{4} = \frac{0,88 \text{ m}}{4} = 0,22 \text{ m}$$

#### h. Menghitung Kecepatan Pengaduk

$$\rho_{\text{larutan}} = 1.678,05 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{air}} = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific gravity, } sg = \frac{\rho_{\text{larutan}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{1.678,05 \text{ kg/m}^3}{997 \text{ kg/m}^3} = 1,68$$

$$H_t = 3,26 \text{ m}$$

WELH: *Water Equivalent Liquid Height*

$$\text{WELH} = H_t \times sg = 3,23 \text{ m} \times 1,68 = 5,45 \text{ m} = 17,87 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah turbin} = \frac{\text{WELH}}{D_t} = \frac{5,45 \text{ m}}{2,65 \text{ m}} = 2,06 \approx 2 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan pengaduk, } N &= \frac{600}{\pi \times D_a} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \times D_a}} \\ &= \frac{600}{3,14 \times 2,90 \text{ ft}} \sqrt{\frac{17,87 \text{ ft}}{2 \times 2,90 \text{ ft}}} \\ &= 115,93 \text{ rpm} = 1,93 \text{ rps} \end{aligned}$$

#### i. Menghitung Power Pengaduk



$$\mu_{\text{air}} = 0,708 \text{ cP} \quad T = 40^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{larutan}} &= \frac{\mu_{\text{air}} \times \rho_{\text{larutan}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{0,708 \text{ cP} \times 1.678,05 \text{ kg/m}^3}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,192 \text{ cP} = 0,00119 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \\ &= \frac{1.678,05 \text{ kg/m}^3 \times 1,93 \text{ rps} \times (0,88 \text{ m})^2}{0,00119 \text{ kg/m.s}} \\ &= 21.195,46 \end{aligned}$$

Diperoleh  $N_p = 5$  (Fig. 3.4-4 Geankoplis, 1997)

$$\begin{aligned} P &= N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 5 \times 1.678,05 \text{ kg/m}^3 \times (1,93 \text{ rps})^3 \times (0,88 \text{ m})^5 \\ &= 32.418,60 \text{ J/s} = 43,47 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor penggerak,  $n = 80\%$

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{P}{n} = \frac{43,47 \text{ Hp}}{80\%} = 54,34 \text{ HP}$$

#### j. Menghitung Dimensi Jacket Pemanas

$$Q_{\text{steam}} = 56.351,42 \text{ kcal/jam}$$

$$\text{Massa steam} = 104,47 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas steam} = 889 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volume (G)} = \frac{\text{Massa steam}}{\text{Densitas steam}} = \frac{104,47 \text{ kg/jam}}{889 \text{ kg/m}^3} = 0,12 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### Tinggi jacket ( $H_J$ )

Asumsi 5% lebih tinggi dari tinggi cairan dalam tangki, sehingga:

$$\begin{aligned} H_J &= (100\% + 5\%) \times H_t \\ &= (100\% + 5\%) \times 4,56 \text{ m} \\ &= 4,79 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter dalam jaket, } D_1 &= D + (2 \times t_s) \\
 &= 104,23 \text{ in} + (2 \times 0,31 \text{ in}) \\
 &= 104,86 \text{ in} \\
 r &= \frac{104,86 \text{ in}}{2} = 52,43 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Asumsi jarak jaket adalah 5 in, sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter luar jaket, } D_2 &= D_1 + (2 \times \text{jarak jaket}) \\
 &= 104,86 \text{ in} + (2 \times 5 \text{ in}) \\
 &= 114,86 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas yang dilalui air panas, } A &= \frac{\pi}{4} \times (D_2^2 - D_1^2) \\
 &= \frac{3,14}{4} \times ((114,86 \text{ in})^2 - (104,86 \text{ in})^2) \\
 &= 1.724,79 \text{ in}^2 = 1,11 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan steam, } V = \frac{G}{A} = \frac{0,12 \text{ m}^3/\text{jam}}{1,11 \text{ m}^2} = 0,11 \text{ m/jam}$$

#### k. Menghitung Tebal Dinding Jaket (tj)

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \times g \times h_j \\
 &= 1.678,05 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 4,79 \text{ m} \\
 &= 38.677,55 \text{ Pa} \\
 &= 38,68 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi, } P_o &= P + P_h \\
 &= 101,325 \text{ kPa} + 38,68 \text{ kPa} \\
 &= 140,00 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan desain, } P_d &= (100\% + 20\%) \times 140,00 \text{ kPa} \\
 &= 168,00 \text{ kPa} \quad = 24,37 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Allowable working stress,  $f = 12.650$  psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959)

Efisiensi,  $E = 80$  (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

Faktor korosi,  $C = 0,125$  in (Tabel 6 Peter & Timmerhaus, Hal. 542)

$$\begin{aligned} \text{Tebal dinding shell, } t_s &= \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959}) \\ &= \frac{24,37 \text{ psi} \times 52,43 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 24,37 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal jaket standar 1/4 in (0,25 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959)

## 10. Fermentor

Kode : FM-101

Fungsi : Tempat terjadinya proses fermentasi

Tipe/Jenis : Silinder vertikal dengan tutup berbentuk *torispherical* dan alas berbentuk konis serta dilengkapi dengan jaket pemanas dan pengaduk

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 5 unit

Kondisi Operasi : Temperatur,  $T : 40^\circ\text{C}$

Tekanan,  $P : 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$

Laju alir massa : 13.867,41 kg/jam

Waktu tinggal : 5 hari = 120 jam

Faktor keamanan : 20% (Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Tabel C.9 Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	105,99	0,01	1.587	12,13
Monosakarida	1.590,83	0,11	1.560	178,96
H <sub>2</sub> O	4.394,66	0,32	997	315,95
<i>Malt sprout</i>	373,58	0,03	689	18,56
Ca(OH) <sub>2</sub>	7.129,85	0,51	2.210	1.136,26
<i>L. delbrueckii</i>	80,96	0,01	945	5,52
(CH <sub>3</sub> CHOHOO) <sub>2</sub> Ca	191,55	0,01	1.490	20,58
<b>Total</b>	<b>13.867,41</b>	<b>1,00</b>	<b>9.478</b>	<b>1.687,96</b>

Densitas larutan,  $\rho = \sum xf.\rho = 1.687,96 \text{ kg/m}^3$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas larutan}} = \frac{13.867,41 \text{ kg/jam}}{1.687,96 \text{ kg/m}^3} = 8,22 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### a. Menghitung Ukuran Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_l &= \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 8,22 \text{ m}^3/\text{jam} \times 120 \text{ jam} = 985,86 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tiap tangki} = \frac{985,86 \text{ m}^3}{5} = 197,17 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V &= (100\% + 20\%) \times V \text{ tiap tangki} \\ &= 120\% \times 197,17 \text{ m}^3 \\ &= 236,61 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan H/D shell = 1,5

$$\begin{aligned} \text{Volume shell, } V_s &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,5 D \\ &= \frac{3}{8} \times \pi \times D^3 \end{aligned}$$

Volume head,  $V_h = 0,000049$  (Pers. 5.11 Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{Volume konis, } V_c &= \frac{1}{12} \pi D^2 H, \text{ dimana } H = \frac{1}{2} \frac{D}{\tan a} \text{ (} a = 45^\circ \text{)} \\ &= \frac{1}{24} \pi D^3 \tan a \text{ (} \tan 45^\circ = 1 \text{)} \end{aligned}$$

$$= \frac{1}{24} \pi D^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume shell} + \text{Volume head} + \text{Volume konis}$$

$$236,61 \text{ m}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3 + 0,000049 D^3 + \frac{1}{24} \pi D^3$$

$$236,61 \text{ m}^3 = 1,18 D^3 + 0,000049 D^3 + 0,13 D^3$$

$$236,61 \text{ m}^3 = 1,31 D^3$$

$$D^3 = 180,84 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter tangki, } D = 5,65 \text{ m} = 222,64 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari tangki, } r = 2,83 \text{ m} = 111,32 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi shell, } H_s = 8,48 \text{ m} = 333,95 \text{ in}$$

#### b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam konis, } V_c &= \frac{1}{24} \pi D^3 \\ &= \frac{1}{24} \times 3,14 \times (8,48 \text{ m})^3 \\ &= 23,66 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi konis, } H_c &= \frac{1}{2} \frac{D}{\tan 45} \\ &= 2,83 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell, } V_s &= V \text{ tiap tangki} - V_c \\ &= 197,17 \text{ m}^3 - 23,66 \text{ m}^3 \\ &= 173,51 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam shell, } H_t &= \frac{4 \times V_s}{\pi D^2} \\ &= \frac{4 \times 173,51 \text{ m}^3}{3,14 \times (5,65 \text{ m})^2} \\ &= 6,91 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi total bahan} = H_c + H_t$$

$$= 2,83 \text{ m} + 6,91 \text{ m}$$

$$= 9,74 \text{ m}$$

### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \rho \times g \times h$$

$$= 1.1687,96 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 9,74 \text{ m}$$

$$= 161,224,51 \text{ Pa}$$

$$= 161,22 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi, } P_o = P + P_h$$

$$= 101,325 \text{ kPa} + 161,22 \text{ kPa}$$

$$= 262,55 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan desain, } P_d = (100\% + 20\%) \times 262,55 \text{ kPa}$$

$$= 315,06 \text{ kPa} = 45,70 \text{ psi}$$

### d. Menghitung Tebal Dinding *Shell*

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi (Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Efisiensi, } E = 80 \text{ (Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in (Tabel 6 Peter \& Timmerhaus, Hal. 542)}$$

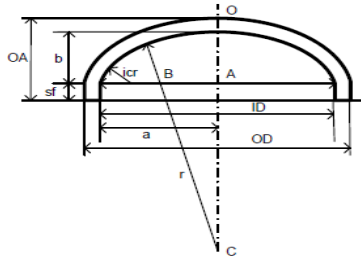
$$\text{Tebal dinding } shell, t_s = \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959})$$

$$= \frac{45,70 \text{ psi} \times 111,32 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 45,70 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,629 \text{ in}$$

Dipilih tebal *shell* standar 5/8 in (0,625 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959)

e. Perancangan Tutup Tangki



$$\begin{aligned} OD &= D + (2 \times ts) = 222,64 \text{ in} + (2 \times 0,625 \text{ in}) \\ &= 223,89 \text{ in} \end{aligned}$$

$$OD \text{ standar} = 228 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.7 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Sehingga, } icr = 13 \frac{3}{4} = 13,75$$

$$r = 180$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{180}{13,75}} \right)$$

$$= 1,65$$

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959})$$

$$= \frac{45,70 \text{ psi} \times 1,65}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 45,70 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,18 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar 3/16 in (0,1875 in) dan dari *sf* standar 1,5 – 2 dipilih 1,75 in (Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{222,64 \text{ in}}{2} = 111,32 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 111,32 \text{ in} - 13,75 = 97,57 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 180 - 13,75 = 166,25$$

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

$$= \sqrt{(166,25)^2 - (97,57 \text{ in})^2} = 134,6088 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

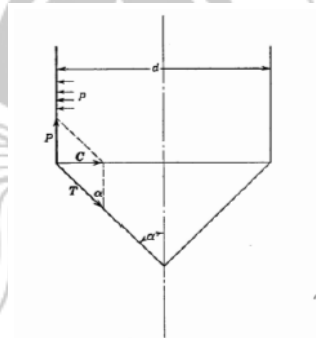
$$= 180 - 134,61 \text{ in} = 45,39 \text{ in}$$

$$OA = th + sf + b$$

$$= 0,18 \text{ in} + 1,75 \text{ in} + 45,39 \text{ in}$$

$$= 47,33 \text{ in} = 1,20 \text{ m}$$

**f. Menghitung Tebal Dinding Konis**



Allowable working stress,  $f = 12.650 \text{ psi}$  (Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959)

Efisiensi,  $E = 80$  (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

Faktor korosi,  $C = 0,125 \text{ in}$  (Tabel 6 Peter & Timmerhaus, Hal. 542)

$$\text{Tebal dinding konis, } t_c = \frac{Pd \times D}{2 \cos a \times (f \times E - 0,6 \times Pd)} \quad (\text{Pers. 6.154 Brownell \& Young, 1959})$$

$$= \frac{45,70 \text{ psi} \times 222,64 \text{ in}}{2 \cos 45 \times (12.650 \times 0,8 - 0,6 \times 45,70 \text{ psi})}$$

$$= 0,96 \text{ in}$$

Dipilih tebal konis standar 1 in pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959)



$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga, Tinggi tangki} &= \text{tinggi shell} + \text{tinggi konis} + \text{OA} \\
 &= 8,48 \text{ m} + 2,83 \text{ m} + 1,20 \text{ m} \\
 &= 12,51 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### g. Perancangan Pengaduk

$$\text{Jenis pengaduk} = \textit{Flat Six-Blade Turbin}$$

$$\text{Jumlah baffle} = 4 \text{ buah}$$

Adapun data-data pengaduk standar diperoleh dari Tabel 3.4-1 (Geankoplis, 1997) sebagai berikut:

$$\text{Diameter tangka, } Dt = D = 5,65 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter pengaduk, } Da &= 0,3 \times Dt = 0,3 \times 5,65 \text{ m} \\
 &= 1,70 \text{ m} = 5,57 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal baffle, } J = \frac{Dt}{12} = \frac{5,65 \text{ m}}{12} = 0,47 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk ke dasar tangki, } E = \frac{Dt}{3} = \frac{5,65 \text{ m}}{3} = 1,88 \text{ m}$$

$$\text{Tebal pengaduk, } W = \frac{Da}{5} = \frac{1,70 \text{ m}}{5} = 0,34 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pengaduk, } L = \frac{Da}{4} = \frac{1,70 \text{ m}}{4} = 0,42 \text{ m}$$

### h. Menghitung Kecepatan Pengaduk

$$\rho_{\text{larutan}} = 1.687,96 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{air}} = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific gravity, } sg = \frac{\rho_{\text{larutan}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{1.687,96 \text{ kg/m}^3}{997 \text{ kg/m}^3} = 1,69$$

$$H_t = 9,74 \text{ m}$$

WELH: *Water Equivalent Liquid Height*

$$\text{WELH} = H_t \times sg = 9,74 \text{ m} \times 1,69 = 16,49 \text{ m} = 54,10 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah turbin} = \frac{\text{WELH}}{Dt} = \frac{16,4892 \text{ m}}{5,6550 \text{ m}} = 2,92 \approx 3 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan pengaduk, } N &= \frac{600}{\pi \times Da} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \times Da}} \\ &= \frac{600}{3,14 \times 5,57 \text{ ft}} \sqrt{\frac{54,10 \text{ ft}}{2 \times 5,57 \text{ ft}}} \\ &= 75,68 \text{ rpm} = 1,26 \text{ rps} \end{aligned}$$

### i. Menghitung Power Pengaduk

$$\mu_{\text{air}} = 0,708 \text{ cP} \quad T = 40^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{larutan}} &= \frac{\mu_{\text{air}} \times \rho_{\text{larutan}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{0,708 \text{ cP} \times 1.687,96 \text{ kg/m}^3}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,20 \text{ cP} = 0,00120 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \\ &= \frac{1.687,96 \text{ kg/m}^3 \times 1,26 \text{ rps} \times (1,70 \text{ m})^2}{0,00120 \text{ kg/m.s}} \\ &= 23.816,56 \end{aligned}$$

$$\text{Diperoleh } N_p = 5 \quad (\text{Fig. 3.4-4 Geankoplis, 1997})$$

$$\begin{aligned} P &= N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 5 \times 1.687,96 \text{ kg/m}^3 \times (1,26 \text{ rps})^3 \times (1,70 \text{ m})^5 \\ &= 238.165,63 \text{ J/s} = 319,38 \text{ Hp} \\ &= \frac{319,38 \text{ Hp}}{5 \text{ unit}} = 63,88 \text{ Hp/unit} \end{aligned}$$

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

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{P}{n} = \frac{63,88 \text{ Hp}}{80\%} = 79,85 \text{ Hp}$$

### j. Menghitung Dimensi Jacket Pemanas

$$Q_{\text{steam}} = 844.314,56 \text{ kcal/jam}$$

$$\text{Massa steam} = 1.565,22 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas steam} = 889 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volume (G)} = \frac{\text{Massa steam}}{\text{Densitas steam}} = \frac{1.565,22 \text{ kg/jam}}{889 \text{ kg/m}^3} = 1,76 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### Tinggi jaket ( $H_J$ )

Asumsi 5% lebih tinggi dari tinggi cairan dalam tangki, sehingga:

$$H_J = (100\% + 5\%) \times H_t$$

$$= 105\% \times 9,74 \text{ m}$$

$$= 10,23 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam jaket, } D_1 = D + (2 \times t_s)$$

$$= 222,64 \text{ in} + (2 \times 0,625 \text{ in})$$

$$= 223,89 \text{ in}$$

$$r = \frac{223,89 \text{ in}}{2} = 111,94 \text{ in}$$

Asumsi jarak jaket adalah 5 in, sehingga:

$$\text{Diameter luar jaket, } D_2 = D_1 + (2 \times \text{jarak jaket})$$

$$= 223,89 \text{ in} + (2 \times 5 \text{ in})$$

$$= 233,89 \text{ in}$$

$$\text{Luas yang dilalui air panas, } A = \frac{\pi}{4} \times (D_2^2 - D_1^2)$$

$$= \frac{3,14}{4} \times ((233,89 \text{ m})^2 - (223,89 \text{ m})^2)$$

$$= 3.593,51 \text{ in}^2 = 2,32 \text{ m}^2$$

$$\text{Kecepatan steam, } V = \frac{G}{A} = \frac{1,76 \text{ m}^3/\text{jam}}{2,32 \text{ m}^2} = 0,76 \text{ m/jam}$$

### k. Menghitung Tebal Dinding Jaket ( $t_j$ )

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \rho \times g \times h_j$$

$$= 1.687,96 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 10,23 \text{ m}$$

$$= 82.612,21 \text{ Pa}$$

$$= 82,61 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi, } P_o = P + P_h$$

$$= 101,325 \text{ kPa} + 82,61 \text{ kPa}$$

$$= 183,94 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan desain, } P_d = (100\% + 20\%) \times 183,94 \text{ kPa}$$

$$= 220,72 \text{ kPa} = 32,01 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi (Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Efisiensi, } E = 80 \text{ (Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in (Tabel 6 Peter \& Timmerhaus, Hal. 542)}$$

$$\text{Tebal dinding shell, } t_s = \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \text{ (Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959)}$$

$$= \frac{32,01 \text{ psi} \times 111,94 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 32,01 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,48 \text{ in}$$

Dipilih tebal jaket standar 1/2 in (0,50 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959)

## 11. Centrifuge

Kode : CF-101

Fungsi : Memisahkan biomassa dari larutan, dengan gaya sentrifugal

Tipe/Jenis : *Disk bowl centrifuge*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur, T : 40°C

Tekanan, P : 1 atm = 101,325 kPa

Laju alir massa : 13.867,41 kg/jam

Waktu tinggal : 1 jam

Perhitungan:

Aliran umpan masuk *centrifuge*

Tabel C.10 Densitas Campuran Aliran Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	105,99	0,01	1.587	12,13
Monosakarida	92,49	0,01	1.560	10,40
H <sub>2</sub> O	4.679,34	0,34	997	336,42
Ca(OH) <sub>2</sub>	6.544,66	0,47	2.210	1.043,00
L. delbrueckii	529,46	0,04	945	36,08
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	1.915,47	0,14	1.490	205,81
<b>Total</b>	<b>13.867,41</b>	<b>1,00</b>	<b>8.789</b>	<b>1.643,85</b>

Densitas umpan yang masuk =  $\sum xf.\rho = 1.643,85 \text{ kg/m}^3$

Tabel C.11 Densitas Campuran Aliran Endapan (*Cake*)

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	2,12	0,00	1.587	0,47
Monosakarida	1,85	0,00	1.560	0,40
H <sub>2</sub> O	93,59	0,01	997	12,94
Ca(OH) <sub>2</sub>	6.544,66	0,91	2.210	2.006,06
L. delbrueckii	529,46	0,07	945	69,40
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	38,31	0,01	1.490	7,92
<b>Total</b>	<b>7.209,99</b>	<b>1,00</b>	<b>8.789</b>	<b>2.097,18</b>

Densitas *cake* =  $\sum xf.\rho = 2.097,18 \text{ kg/m}^3$

Tabel C.12 Densitas Campuran Filtrat

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	103,87	0,02	1.587	24,76

Monosakarida	90,64	0,01	1.560	21,24
H <sub>2</sub> O	4.585,75	0,69	997	686,75
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	1.877,16	0,28	1.490	420,13
<b>Total</b>	<b>6.657,42</b>	<b>1,00</b>	<b>5.634</b>	<b>1152,88</b>

$$\text{Densitas cairan} = \sum x f_i \rho = 1.152,88 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume} &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas umpan}} \\ &= \frac{13.867,4116 \text{ kg/m}^3}{1,643,8455 \text{ kg/m}^3} \\ &= 8,44 \text{ m}^3/\text{jam} = 2.343,32 \text{ cm}^3/\text{s} \end{aligned}$$

**a. Kecepatan Terminal Partikel Padatan ( $U_g$ )**

$$Q = 2U_g \Sigma \quad (\text{Pers. 10.2 Coulson \& Richardson, 2005})$$

Dimana,  $Q$  = *Volumetric flow of liquid*, m<sup>3</sup>/s

$U_g$  = Kecepatan terminal partikel padatan, m/s

$$U_g = \frac{\Delta \rho d_s^2 g}{18 \mu}$$

Dimana,  $\Sigma$  = Luas *centrifuge*, m<sup>2</sup>

$\Delta \rho$  = *Density difference between solid and liquid*, kg/m<sup>3</sup>

$\Delta \rho$  = Densitas *cake* – densitas filtrat

$$= 2.097,18 \text{ kg/m}^3 - 1.152,88 \text{ kg/m}^3$$

$$= 944,31 \text{ kg/m}^3$$

$$d_s = 0,00005 \text{ m}$$

$$\mu = 0,8313 \text{ cP} = 0,000831 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Maka, } U_g = \frac{\Delta \rho d_s^2 g}{18 \mu}$$

$$= \frac{944,31 \text{ kg/m}^3 \times (0,00005 \text{ m})^2 \times 9,807 \text{ m/s}^2}{18 \times 0,000831 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 0,000155 \text{ m/s} = 0,15 \text{ cm/s}$$

**b. Menghitung Luas *Centrifuge***

$$\begin{aligned} \Sigma &= \frac{Q}{2U_g} \\ &= \frac{2,343,32 \text{ cm}^3/\text{s}}{2 \times 0,15 \text{ cm/s}} \\ &= 7.572,58 \text{ cm}^2 = 0,76 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \textit{Throughput} \text{ cairan} &= \frac{\text{Laju alir massa filtrat}}{\text{Densitas filtrat}} \\ &= \frac{6.657,42 \text{ kg/jam}}{1.152,88 \text{ kg/m}^3} \\ &= 5,77 \text{ m}^3/\text{jam} = 25,42 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 18-12 Perry 7<sup>th</sup> Edition Hal. 18-112, dengan nilai *throughput* cairan = 25,42 gal/min diperoleh spesifikasi *centrifuge* sebagai berikut:

Tipe	: Disk
<i>Bowl</i> diameter	: 13 in
<i>Speed</i>	: 7.500 rpm
<i>Max centrifuge force</i>	: 10.400
<i>Throughput</i> cairan	: 5 – 50 gal/min
Power	: 6 Hp
Jumlah	: 1 unit

**12. Tangki Penyimpanan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>**

Kode : T-108

Fungsi : Menyimpan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 98%

Tipe/Jenis : Silinder vertikal dengan tutup dan alas berbentuk *torispherical*.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur, T : 30°C  
 Tekanan, P : 1 atm = 101,325 kPa

Laju alir massa : 843,8605 kg/jam

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Faktor keamanan : 20% (Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Tabel C.13 Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	xf.ρ
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	826,98	0,98	1.830	1.793,40
H <sub>2</sub> O	16,88	0,02	997	19,94
<b>Total</b>	<b>843,86</b>	<b>1,00</b>	<b>2.827</b>	<b>1.813,34</b>

$$\text{Densitas campuran} = \sum xf.\rho = 1.813,34 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}} = \frac{843,86 \text{ kg/jam}}{1.813,34 \text{ kg/m}^3} = 0,47 \text{ m}^3/\text{jam}$$

**a. Menghitung Ukuran Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_l &= \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,47 \text{ m}^3/\text{jam} \times 168 \text{ jam} = 78,18 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= (100\% + 20\%) \times V_l \\ &= 120\% \times 78,18 \text{ m}^3 \\ &= 93,82 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{H/D shell} = 1:1$$



$$\text{Volume shell, } V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$93,82 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$93,82 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$D^3 = \frac{93,82 \text{ m}^3}{0,79}$$

$$= 119,50 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{119,50 \text{ m}^3}$$

$$= 4,93 \text{ m} = 193,92 \text{ in}$$

$$r = 2,46 \text{ m} = 96,96 \text{ in}$$

$$H_{\text{shell}} = 4,93 \text{ m} = 193,92 \text{ in}$$

### b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } H_t = \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume tangki}} \times H_s$$

$$= \frac{78,18 \text{ m}^3}{93,82 \text{ m}^3} \times 4,93 \text{ m}$$

$$= 4,10 \text{ m}$$

### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \rho \times g \times h$$

$$= 1.183,34 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 4,10 \text{ m}$$

$$= 72.997,59 \text{ Pa}$$

$$= 73,00 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi, } P_o &= P + P_h \\
 &= 101,325 \text{ kPa} + 73,00 \text{ kPa} \\
 &= 174,32 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan desain, } P_d &= (100\% + 20\%) \times 174,32 \text{ kPa} \\
 &= 209,19 \text{ kPa} = 30,34 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

#### d. Menghitung Tebal Dinding Shell

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959})$$

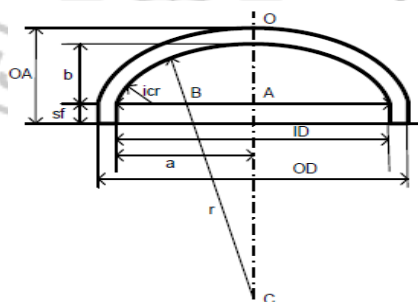
$$\text{Efisiensi, } E = 80 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6 Peter, Hal. 542})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal dinding shell, } t_s &= \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959}) \\
 &= \frac{30,34 \text{ psi} \times 96,96 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 30,34 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,41 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal *shell* standar yang digunakan yaitu 7/16 in (0,4375 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959).

#### e. Perancangan Tutup Tangki



$$\begin{aligned}
 OD &= D + (2 \times t_s) = 193,92 \text{ in} + (2 \times 0,44 \text{ in}) \\
 &= 194,79 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih OD standar} = 204 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.7 Brownell \& Young, 1959:90})$$

Sehingga,  $icr = 12\frac{1}{4} = 12,25$

$$r = 170$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{170}{12,25}} \right)$$

$$= 1,6813$$

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{30,34 \text{ psi} \times 1,68}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 30,34 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,55$$

Dipilih tebal *head* standar  $5/8$  in (0,625 in) dan dari sf 1,5 – 3,5 dipilih 2,5

(Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959:88)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{193,92 \text{ in}}{2} = 96,96 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 96,96 \text{ in} - 12,25$$

$$= 84,71 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 170 - 12,25$$

$$= 157,75 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{(157,75)^2 - (84,71 \text{ in})^2}$$

$$= 133,08 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 170 - 133,08 \text{ in}$$

$$= 36,92 \text{ in}$$

$$OA = th + sf + b = 0,55 + 3,5 + 36,92 \text{ in}$$

$$= 40,05 \text{ in} = 1,02 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{OA}) \\ &= 4,93 \text{ m} + (2 \times 1,02 \text{ m}) \\ &= 6,96 \text{ m} \end{aligned}$$

### 13. Acidifier

Kode	: AC-101
Fungsi	: Tempat mereaksikan kalsium laktat dengan asam sulfat menjadi asam laktat
Tipe/Jenis	: Silinder vertikal dengan tutup dan alas berbentuk <i>torispherical</i> dilengkapi dengan pengaduk.
Bahan	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 unit
Kondisi Operasi	: Temperatur, T : 30°C Tekanan, P : 1 atm = 101,325 kPa
Laju alir massa	: 7.501,28 kg/jam
Waktu tinggal	: 1 jam
Faktor keamanan	: 20% (Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Tabel C.14 Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	103,87	0,01	1.587	21,98
Monosakarida	90,64	0,01	1.560	18,85
H <sub>2</sub> O	4.585,75	0,61	997	609,50
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO) <sub>2</sub> Ca	1.877,16	0,25	1.490	372,87
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	843,86	0,11	1.830	205,87
<b>Total</b>	<b>7.501,28</b>	<b>1,00</b>	<b>7.464</b>	<b>1.229,05</b>

$$\text{Densitas campuran} = \sum \text{xf} \cdot \rho = 1.229,05 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}} = \frac{7.501,28 \text{ kg/jam}}{1.229,05 \text{ kg/m}^3} = 6,10 \text{ m}^3/\text{jam}$$

**a. Menghitung Ukuran Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_l &= \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 6,10 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} = 6,10 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= (100\% + 20\%) \times V_l \\ &= 120\% \times 6,10 \text{ m}^3 \\ &= 7,32 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$H/D \text{ shell} = 1:1$$

$$\text{Volume shell, } V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$7,32 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$7,32 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$D^3 = \frac{7,32 \text{ m}^3}{0,79}$$

$$= 9,33 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{9,33 \text{ m}^3}$$

$$= 2,11 \text{ m} \quad = 82,88 \text{ in}$$

$$r = 1,05 \text{ m} \quad = 41,44 \text{ in}$$

$$H \text{ shell} = 2,11 \text{ m} \quad = 82,88 \text{ in}$$

**b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki**

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } H_t = \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume tangki}} \times H_s$$

$$= \frac{6,10 \text{ m}^3}{7,32 \text{ m}^3} \times 2,11 \text{ m}$$

$$= 1,75 \text{ m}$$

### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \rho \times g \times h$$

$$= 1.229,05 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 1,75 \text{ m}$$

$$= 21.145,66 \text{ Pa}$$

$$= 21,13 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi, } P_o = P + P_h$$

$$= 101,325 \text{ kPa} + 21,13 \text{ kPa}$$

$$= 122,47 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan desain, } P_d = (100\% + 20\%) \times 122,47 \text{ kPa}$$

$$= 146,96 \text{ kPa} = 21,32 \text{ psi}$$

### d. Menghitung Tebal Dinding Shell

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Efisiensi, } E = 80 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6 Peter, Hal. 542})$$

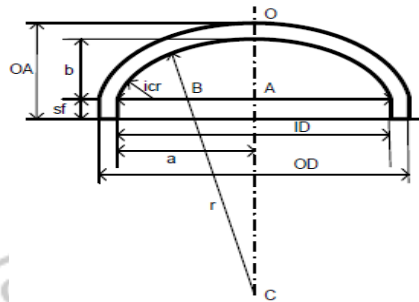
$$\text{Tebal dinding shell, } t_s = \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959})$$

$$= \frac{21,32 \text{ psi} \times 41,44 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 21,32 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

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

Dipilih tebal *shell* standar yang digunakan yaitu 1/4 in (0,25 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959).

**e. Perancangan Tutup Tangki**



$$OD = D + (2 \times ts) = 82,88 \text{ in} + (2 \times 0,25 \text{ in}) = 83,38 \text{ in}$$

Dipilih OD standar = 84 in (Tabel 5.7 Brownell & Young, 1959:90)

Sehingga,  $icr = 5 \frac{1}{8} = 5,125$

$$r = 84$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{84}{5,125}} \right)$$

$$= 1,76$$

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{21,32 \text{ psi} \times 1,76}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 21,32 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,28$$

Dipilih tebal *head* standar 5/16 in (0,3125 in) dan dari sf 1,5 – 3 dipilih 1,75 (Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959:88)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{82,88 \text{ in}}{2} = 41,44 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr = 41,44 \text{ in} - 5,125 \\ &= 36,31 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr = 84 - 5,125 \\ &= 78,88 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{(78,88)^2 - (36,31 \text{ in})^2} \\ &= 70,02 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC = 84 - 70,02 \text{ in} \\ &= 13,98 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= th + sf + b = 0,28 + 1,75 + 13,98 \text{ in} \\ &= 16,04 \text{ in} = 0,41 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times OA) \\ &= 2,12 \text{ m} + (2 \times 0,41 \text{ m}) \\ &= 2,92 \text{ m} \end{aligned}$$

#### f. Perancangan Pengaduk

$$\text{Jenis pengaduk} = \textit{Flat Six-Blade Turbin}$$

$$\text{Jumlah baffle} = 4 \text{ buah}$$

Adapun data-data pengaduk standar diperoleh dari Tabel 3.4-1 (Geankoplis, 1997) sebagai berikut:

$$\text{Diameter tangka, } Dt = D = 2,11 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter pengaduk, } Da &= 0,3 \times Dt = 0,3 \times 2,111 \text{ m} \\ &= 0,63 \text{ m} = 2,07 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal baffle, } J = \frac{Dt}{12} = \frac{2,11 \text{ m}}{12} = 0,18 \text{ m}$$



$$\text{Jarak pengaduk ke dasar tangki, } E = \frac{Dt}{3} = \frac{2,11 \text{ m}}{3} = 0,70 \text{ m}$$

$$\text{Tebal pengaduk, } W = \frac{Da}{5} = \frac{0,63 \text{ m}}{5} = 0,13 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pengaduk, } L = \frac{Da}{4} = \frac{0,63 \text{ m}}{4} = 0,16 \text{ m}$$

### g. Menghitung Kecepatan Pengaduk

$$\rho_{\text{larutan}} = 1.229,05 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{air}} = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific gravity, } sg = \frac{\rho_{\text{larutan}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{1.229,05 \text{ kg/m}^3}{997 \text{ kg/m}^3} = 1,23$$

$$H_t = 1,75 \text{ m}$$

WELH: *Water Equivalent Liquid Height*

$$\text{WELH} = H_t \times sg = 1,75 \text{ m} \times 1,23 = 2,16 \text{ m} = 7,10 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah turbin} = \frac{\text{WELH}}{Dt} = \frac{2,16 \text{ m}}{2,12 \text{ m}} = 1,03 \approx 1$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan pengaduk, } N &= \frac{600}{\pi \times Da} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \times Da}} \\ &= \frac{600}{3,14 \times 2,07 \text{ ft}} \sqrt{\frac{7,10 \text{ ft}}{2 \times 2,07 \text{ ft}}} \\ &= 120,68 \text{ rpm} = 2,01 \text{ rps} \end{aligned}$$

### h. Menghitung Power Pengaduk

$$\mu_{\text{air}} = 0,862 \text{ cP} \quad T = 30^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{larutan}} &= \frac{\mu_{\text{air}} \times \rho_{\text{larutan}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{0,862 \text{ cP} \times 1.229,05 \text{ kg/m}^3}{997 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,06 \text{ cP} = 0,00106 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \\ &= \frac{1.229,05 \text{ kg/m}^3 \times 2,0117 \text{ rps} \times (0,63 \text{ m})^2}{0,00106 \text{ kg/m.s}} \end{aligned}$$

$$= 92.797,80$$

Diperoleh  $N_p = 5$  (Fig. 3.4-4 Geankoplis, 1997)

$$\begin{aligned} P &= N_p \times \rho \times N^3 \times Da^5 \\ &= 5 \times 1.229,05 \text{ kg/m}^3 \times (2,01 \text{ rps})^3 \times (0,63 \text{ m})^5 \\ &= 5.025,67 \text{ J/s} = 6,74 \text{ HP} \end{aligned}$$

Efisiensi motor penggerak,  $n = 80\%$

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{P}{n} = \frac{6,74 \text{ HP}}{80\%} = 8,42 \text{ HP}$$

#### i. Menghitung Dimensi Jacket Pendingin

$$\text{Massa air pendingin} = 2.167,52 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air pendingin} = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume (G)} &= \frac{\text{Massa air pendingin}}{\text{Densitas air pendingin}} \\ &= \frac{2.167,52 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} = 2,17 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

#### Tinggi jacket ( $H_J$ )

Asumsi 5% lebih tinggi dari tinggi cairan dalam tangki, sehingga:

$$\begin{aligned} H_J &= (100\% + 5\%) \times H_t \\ &= 105\% \times 1,75 \text{ m} \\ &= 1,84 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam jacket, } D_1 &= D + (2 \times t_s) \\ &= 82,88 \text{ in} + (2 \times 0,25 \text{ in}) \\ &= 83,38 \text{ in} \end{aligned}$$

$$r = \frac{83,38 \text{ in}}{2} = 41,69 \text{ in}$$

Asumsi jarak jacket adalah 5 in, sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter luar jaket, } D_2 &= D_1 + (2 \times \text{jarak jaket}) \\
 &= 83,38 \text{ in} + (2 \times 5 \text{ in}) \\
 &= 93,38 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas yang dilalui air panas, } A &= \frac{\pi}{4} \times (D_2^2 - D_1^2) \\
 &= \frac{3,14}{4} \times ((93,38 \text{ m})^2 - (83,38 \text{ m})^2) \\
 &= 1.387,54 \text{ in}^2 = 0,90 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan steam, } V = \frac{G}{A} = \frac{2,17 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,80 \text{ m}^2} = 2,43 \text{ m/jam}$$

### I. Menghitung Tebal Dinding Jaket (tj)

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \times g \times h_j \\
 &= 1.229,05 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 1,84 \text{ m} \\
 &= 16.688,59 \text{ Pa} \\
 &= 16,69 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi, } P_o &= P + P_h \\
 &= 101,325 \text{ kPa} + 16,69 \text{ kPa} \\
 &= 118,01 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan desain, } P_d &= (100\% + 20\%) \times 118,01 \text{ kPa} \\
 &= 141,62 \text{ kPa} = 20,54 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Allowable working stress,  $f = 12.650 \text{ psi}$  (Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959)

Efisiensi,  $E = 80$  (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

Faktor korosi,  $C = 0,125 \text{ in}$  (Tabel 6 Peter & Timmerhaus, Hal. 542)

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal dinding shell, } t_s &= \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959}) \\
 &= \frac{20,54 \text{ psi} \times 41,69 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 20,54 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

= 0,21 in

Dipilih tebal jaket standar 1/4 in (0,25 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959)

#### 14. Rotary Drum Vacuum Filter II

Kode : RDFV-102

Fungsi : Memisahkan  $\text{CaSO}_4$  dari larutan asam laktat

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur, T :  $30^\circ\text{C}$   
 Tekanan, P : 1 atm = 101,325 kPa

Laju alir massa : 7.501,28 kg/jam

Waktu tinggal : 1 jam

Tabel C.15 Pembentukan *Cake* dan Filtrat dalam kg/jam

Komponen	Fasa	$\rho$ ( $\text{kg/m}^3$ )	Massa (kg/jam)		
			Umpan	Cake	Filtrat
Sukrosa	L	1.587	103,87	2,08	101,79
Monosakarida	L	1.560	90,64	1,81	88,83
$\text{H}_2\text{O}$	L	997	4.586,60	91,73	4.494,87
$(\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca}$	S	1.490	93,86	93,86	-
$\text{H}_2\text{SO}_4$	L	1.830	41,35	0,83	40,52
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	L	1.206	1.472,45	29,45	1.443,00
$\text{CaSO}_4$	S	2.320	1.112,52	1.112,52	-

Tabel C.16 Densitas Umpan

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ ( $\text{kg/m}^3$ )	xf. $\rho$
Sukrosa	103,87	0,01	1.587	21,98
Monosakarida	90,64	0,01	1.560	18,85
$\text{H}_2\text{O}$	4.586,60	0,61	997	609,61

$(\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca}$	93,86	0,01	1.490	18,64
$\text{H}_2\text{SO}_4$	41,35	0,01	1.830	10,09
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	1.472,45	0,20	1.206	236,73
$\text{CaSO}_4$	1.112,52	0,15	2.320	344,08
<b>Total</b>	<b>7.501,28</b>	<b>1,00</b>	<b>10.990</b>	<b>1.259,97</b>

$$\text{Densitas umpan} = \sum xf \cdot \rho = 1.259,97 \text{ kg/m}^3 = 78,66 \text{ lb/ft}^3$$

Tabel C.17 Densitas Filtrat

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	101,79	0,02	1.587	26,19
Monosakarida	88,83	0,01	1.560	22,46
$\text{H}_2\text{O}$	4.494,87	0,73	997	726,43
$\text{H}_2\text{SO}_4$	40,52	0,01	1.830	12,02
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	1.443,00	0,23	1.206	282,10
<b>Total</b>	<b>6.169,01</b>	<b>1,00</b>	<b>7.180</b>	<b>1.069,20</b>

$$\text{Densitas filtrat} = \sum xf \cdot \rho = 1.069,20 \text{ kg/m}^3 = 66,75 \text{ lb/ft}^3$$

Tabel C.18 Densitas Cake

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	2,08	0,0016	1.587	2,47
Monosakarida	1,81	0,0014	1.560	2,12
$\text{H}_2\text{O}$	91,73	0,07	997	68,65
$(\text{CH}_3\text{CHOHCOO})_2\text{Ca}$	93,86	0,07	1.490	104,97
$\text{H}_2\text{SO}_4$	0,8270	0,00062	1.830	1,14
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$	29,4490	0,02	1.206	26,66
$\text{CaSO}_4$	1.112,5181	0,84	2.320	1.937,32
<b>Total</b>	<b>1.332,2742</b>	<b>1,00</b>	<b>10.990</b>	<b>2.143,33</b>

$$\text{Densitas cake} = \sum xf \cdot \rho = 2.143,33 \text{ kg/m}^3 = 133,80 \text{ lb/ft}^3$$

#### a. Laju Alir Volumetrik

$$\text{Massa cake} = 1.332,27 \text{ kg/jam} = 2.937,16 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate cake} = \frac{\text{Massa cake}}{\text{Densitas cake}}$$

$$= \frac{2.937,16 \text{ lb/jam}}{133,80 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 21,95 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,37 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

### b. Jumlah Bahan dalam Tiap Putaran Drum

Dalam 1 menit terdapat 1/2 putaran, maka untuk 1 jam:

$$\text{Putaran dalam 1 jam} = 60 \times \frac{1}{2} = 30 \text{ putaran/jam}$$

$$\begin{aligned} \Sigma \text{ bahan yang diputar} &= \frac{\text{Massa cake}}{\text{Jumlah putaran}} \\ &= \frac{2.937,16 \text{ lb/jam}}{30 \text{ putaran/jam}} = 97,91 \text{ lb/putaran} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan yang diputar} &= \frac{\Sigma \text{ bahan yang diputar}}{\text{Densitas umpan}} \\ &= \frac{97,91 \text{ lb/putaran}}{78,66 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1,24 \text{ ft}^3/\text{putaran} \end{aligned}$$

### c. Menghitung Luas Permukaan Drum

$$\text{Asumsi tebal cake} = 1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in} = 0,0208 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas cake} &= \frac{V \text{ bahan yang diputar}}{\text{Tebal cake}} \\ &= \frac{1,24 \text{ ft}^3}{0,0208 \text{ ft}} \\ &= 59,77 \text{ ft}^2/\text{putaran} = 5,55 \text{ m}^2/\text{putaran} \end{aligned}$$

$$\text{Luas Drum} = \text{Luas cake}$$

### d. Menghitung Lebar Drum (L)

$$\text{Asumsi diameter, D} = 2 \text{ m} = 6,5617 \text{ ft}$$

$$\text{Luas drum} = \pi \times D \times L$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{\text{Luas drum}}{3,14 \times D} \\ &= \frac{5,55 \text{ m}^2/\text{putaran}}{3,14 \times 2 \text{ m}} \end{aligned}$$

$$= 0,88 \text{ m/putaran}$$

$$= 0,88 \text{ m} \times 3,14 \times 2 \text{ m}$$

$$= 5,55 \text{ m}$$

**e. Menentukan Total Power**

$$\text{Total power} = A^{0,75} - 3A^{0,75} \quad (\text{Ulrich, 1984:222})$$

Dipilih  $2A^{0,75}$ , dimana  $A$  = lebar *drum* (m)

$$\text{Power} = 2A^{0,75}$$

$$= 2 \times (5,55 \text{ m})^{0,75}$$

$$= 7,23 \text{ kW}$$

$$= 9,70 \text{ Hp}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Power aktual} &= \frac{\text{Power}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{9,70 \text{ Hp}}{80\%} = 12,13 \text{ Hp} \end{aligned}$$

**15. Evaporator**

Kode : EV-101

Fungsi : Menguapkan asam laktat dan air

Tipe/Jenis : *Long tube vertical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur, T : 125°C

Tekanan, P : 2 atm = 202,6500 kPa

Laju alir massa : 6.169,01 kg/jam

Waktu tinggal : 1,5 jam

Faktor keamanan : 15% (Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Tabel C.19 Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
Sukrosa	101,79	0,02	1.587	26,19
Monosakarida	88,83	0,01	1.560	22,46
H <sub>2</sub> O	4.494,87	0,73	997	726,43
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	40,52	0,01	1.830	12,02
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1.443,00	0,23	1.206	282,10
<b>Total</b>	<b>6.169,01</b>	<b>1,00</b>	<b>7.180</b>	<b>1.069,20</b>

$$\text{Densitas larutan} = \sum xf.\rho = 1.069,20 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas larutan}} = \frac{6.169,01 \text{ kg/jam}}{1.069,20 \text{ kg/m}^3} = 5,77 \text{ m}^3/\text{jam}$$

**a. Menghitung Ukuran Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_l &= \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 5,77 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1,5 \text{ jam} = 8,65 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= (100\% + 15\%) \times V_l \\ &= 115\% \times 8,65 \text{ m}^3 \\ &= 9,95 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$H/D \text{ shell} = 1:1$$

$$\text{Volume shell, } V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$9,95 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$9,95 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$D^3 = \frac{9,95 \text{ m}^3}{0,79}$$

$$= 12,68 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{12,68 \text{ m}^3}$$



$$= 2,33 \text{ m} = 91,80 \text{ in}$$

$$r = 1,17 \text{ m} = 45,90 \text{ in}$$

$$H_{shell} = 2,33 \text{ m} = 91,80 \text{ in}$$

### b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } H_t = \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume tangki}} \times H_s$$

$$= \frac{8,65 \text{ m}^3}{9,95 \text{ m}^3} \times 2,33 \text{ m}$$

$$= 2,03 \text{ m}$$

### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \rho \times g \times h$$

$$= 1.069,20 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 2,03 \text{ m}$$

$$= 21.261,53 \text{ Pa}$$

$$= 21,26 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi, } P_o = P + P_h$$

$$= 202,6500 \text{ kPa} + 21,26 \text{ kPa}$$

$$= 223,91 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan desain, } P_d = (100\% + 15\%) \times 223,91 \text{ kPa}$$

$$= 257,50 \text{ kPa} = 37,35 \text{ psi}$$

### d. Menghitung Tebal Dinding Shell

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959})$$

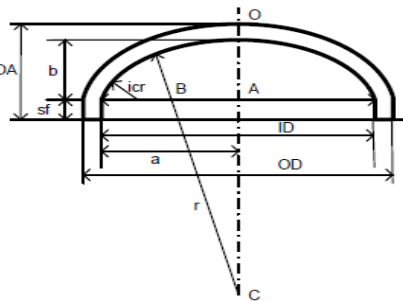
$$\text{Efisiensi, } E = 80 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6 Peter, Hal. 542})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal dinding shell, } t_s &= \frac{Pd \times r}{f \times E - 0,6 \times Pd} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959}) \\
 &= \frac{37,35 \text{ psi} \times 45,90 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 37,35 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,29 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal *shell* standar yang digunakan yaitu 5/16 in (0,3125 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959).

#### e. Perancangan Tutup Tangki



$$\begin{aligned}
 OD &= D + (2 \times t_s) = 91,80 \text{ in} + (2 \times 0,3125 \text{ in}) \\
 &= 92,42 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih OD standar = 96 in (Tabel 5.7 Brownell & Young, 1959:90)

$$\text{Sehingga, } icr = 5 \frac{7}{8} = 5,875$$

$$r = 96$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{96}{5,875}} \right)$$

$$= 1,76$$

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{37,35 \text{ psi} \times 1,76}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 37,35 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,436 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar 7/16 in (0,4375 in) dan dari sf 1,5 – 3,5 dipilih 2,5 (Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959:88)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{91,80 \text{ in}}{2} = 45,90 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr = 45,90 \text{ in} - 5,875 \\ &= 40,02 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr = 96 - 5,875 \\ &= 90,13 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{90,13^2 - 40,02^2} \\ &= 80,75 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC = 96 - 80,75 \text{ in} \\ &= 15,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= th + sf + b = 0,42 + 2,5 + 15,25 \text{ in} \\ &= 18,19 \text{ in} = 0,46 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times OA) \\ &= 2,33 \text{ m} + (2 \times 0,46 \text{ m}) \\ &= 3,26 \text{ m} \end{aligned}$$

**f. Menghitung Dimensi Jaket Pemanas**

$$Q_{\text{steam}} = 797.602,57 \text{ kcal/jam}$$

$$\text{Massa steam} = 1.521,50 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas steam} = 889 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volume, } G = \frac{\text{Massa steam}}{\text{Densitas steam}} = \frac{1.521,50 \text{ kg/jam}}{889 \text{ kg/m}^3} = 1,71 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Tinggi jaket ( $H_j$ )

Asumsi 5% lebih tinggi dari tinggi cairan dalam tangki, sehingga:

$$\begin{aligned}H_J &= (100\% + 5\%) \times H_t \\ &= 105\% \times 2,03 \text{ m} \\ &= 2,13 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter dalam jaket, } D_1 &= D + (2 \times t_s) \\ &= 91,80 \text{ in} + (2 \times 0,29 \text{ in}) \\ &= 92,42 \text{ in} = 2,35 \text{ m}\end{aligned}$$

$$r = \frac{92,42 \text{ in}}{2} = 46,21 \text{ in}$$

Asumsi jarak jaket adalah 5 in, sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Diameter luar jaket, } D_2 &= D_1 + (2 \times \text{jarak jaket}) \\ &= 92,42 \text{ in} + (2 \times 5 \text{ in}) \\ &= 102,42 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas penampang aliran steam, } A &= \frac{\pi}{4} \times (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{3,14}{4} \times ((102,42 \text{ in})^2 - (92,42 \text{ m})^2) \\ &= 1.529,56 \text{ in}^2 = 0,99 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan steam, } V = \frac{G}{A} = \frac{1,71 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,99 \text{ m}^2} = 1,73 \text{ m/jam}$$

**g. Menghitung Tebal Dinding Jaket (tj)**

$$\begin{aligned}\text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \times g \times h \\ &= 889 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 2,13 \text{ m} \\ &= 17.199,29 \text{ Pa} \\ &= 17,20 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi, } P_o = P + P_h$$

$$= 202,6500 \text{ kPa} + 17,20 \text{ kPa}$$

$$= 219,85 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan desain, Pd} = (100\% + 15\%) \times 224,97 \text{ kPa}$$

$$= 252,83 \text{ kPa} = 36,67 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable working stress, f} = 12.650 \text{ psi (Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Efisiensi, E} = 80 \text{ (Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Faktor korosi, C} = 0,125 \text{ in (Tabel 6 Peter \& Timmerhaus, Hal. 542)}$$

$$\text{Tebal dinding shell, ts} = \frac{Pd \times r}{f \times E - 0,6 \times Pd} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959})$$

$$= \frac{36,67 \text{ psi} \times 46,21 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 36,67 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,13 \text{ in}$$

Dipilih tebal jaket standar 3/16 in (0,1875 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959)

## 16. Flush Drum

Kode : FD-101

Fungsi : Mengubah fase asam laktat dan air dari uap menjadi cair dan menguapkan sebagian air

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur, T : 105°C

Tekanan, P : 1 atm = 101,325 kPa

Laju alir massa : 5.819,11 kg/jam

Waktu tinggal : 1 jam

Faktor keamanan : 20%

(Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Tabel C.20 Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1.414,14	0,24	1.206	293,08
H <sub>2</sub> O	4.404,97	0,76	997	754,71
<b>Total</b>	<b>5.819,11</b>	<b>1,00</b>	<b>2.203</b>	<b>1.047,79</b>

Densitas campuran = 1.047,79 kg/m<sup>3</sup>

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas larutan}} = \frac{5.819,11 \text{ kg/jam}}{1.047,79 \text{ kg/m}^3} = 5,55 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### a. Menghitung Ukuran Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_l &= \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 5,55 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} = 5,55 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= (100\% + 20\%) \times V_l \\ &= 120\% \times 5,55 \text{ m}^3 \\ &= 6,66 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{H/D shell} = 1:1$$

$$\text{Volume shell, } V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$6,66 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$6,6644 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$D^3 = \frac{6,66 \text{ m}^3}{0,79}$$

$$= 8,49 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{8,49 \text{ m}^3}$$

$$= 2,04 \text{ m} = 80,31 \text{ in}$$

$$r = 1,02 \text{ m} = 40,16 \text{ in}$$

$$H_{shell} = 2,04 \text{ m} = 80,31 \text{ in}$$

### b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki, } H_t &= \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume tangki}} \times H_s \\ &= \frac{5,55 \text{ m}^3}{6,66 \text{ m}^3} \times 2,04 \\ &= 1,70 \text{ m} \end{aligned}$$

### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \times g \times h \\ &= 1.047,79 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 1,70 \text{ m} \\ &= 17.468,85 \text{ Pa} \\ &= 17,47 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi, } P_o &= P + P_h \\ &= 101,325 \text{ kPa} + 17,47 \text{ kPa} \\ &= 118,79 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain, } P_d &= (100\% + 20\%) \times 118,79 \text{ kPa} \\ &= 142,55 \text{ kPa} = 20,68 \text{ psi} \end{aligned}$$

### d. Menghitung Tebal Dinding Shell

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959})$$

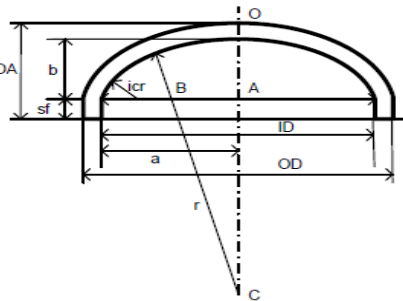
$$\text{Efisiensi, } E = 80 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6 Peter, Hal. 542})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal dinding shell, } t_s &= \frac{Pd \times r}{f \times E - 0,6 \times Pd} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959}) \\
 &= \frac{20,68 \text{ psi} \times 40,16 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 20,68 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,21 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal *shell* standar yang digunakan yaitu 1/4 in (0,25 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959).

#### e. Perancangan Tutup Tangki



$$\begin{aligned}
 OD &= D + (2 \times t_s) = 80,31 \text{ in} + (2 \times 0,25 \text{ in}) \\
 &= 80,81 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih OD standar = 84 in (Tabel 5.7 Brownell & Young, 1959:90)

$$\text{Sehingga, } icr = 5 \frac{1}{8} = 5,125$$

$$r = 84$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{84}{5,125}} \right)$$

$$= 1,7621$$

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{20,68 \text{ psi} \times 1,76}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 20,68 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$



$$= 0,28$$

Dipilih tebal *head* standar 5/16 in (0,3125 in) dan dari sf 1,5 – 3 dipilih 1,75 (Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959:88)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{80,31 \text{ in}}{2} = 40,16 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr = 40,16 \text{ in} - 5,125 \\ &= 35,03 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr = 84 - 5,125 \\ &= 78,88 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{(78,88)^2 - (35,03 \text{ in})^2} \\ &= 70,67 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC = 84 - 70,67 \text{ in} \\ &= 13,33 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= th + sf + b = 0,28 + 1,75 + 13,33 \text{ in} \\ &= 15,39 \text{ in} = 0,39 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times OA) \\ &= 2,04 \text{ m} + (2 \times 0,39 \text{ m}) \\ &= 3,82 \text{ m} \end{aligned}$$

### 17. Cooler

Kode : C-101

Fungsi : Mendinginkan larutan dari suhu 105°C hingga 30°C

Tipe/Jenis : *Double Pipe*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Temperatur, T : 30°C

Tekanan, P : 1 atm = 101,325 kPa

Data perhitungan:

**Fluida Panas**

Flow rate,  $W_1$  = 1767,68 kg/jam = 3897,73 lb/jam

Temperatur awal,  $T_1$  = 105°C = 221°F

Temperatur akhir,  $T_2$  = 30°C = 86°F

**Fluida Dingin**

Flow rate,  $W_2$  = 3824,60 kg/jam = 8.431,80 lb/jam

Temperatur awal,  $t_1$  = 25°C = 77°F

Temperatur akhir,  $t_2$  = 45°C = 113°F

$Q_{\text{pendingin}}$  = 76.576,23 kkal/jam = 303.670,70 btu/jam

Fluida Panas		Fluida Dingin		Selisih		
T1	221 °F	t2	113 °F	$\Delta t_2$	108 °F	
		Temperatur yang lebih tinggi				
T2	86 °F	t1	77 °F	$\Delta t_1$	9 °F	
		Temperatur yang lebih rendah				
T1-T2	126 °F	Selisih	t2-t1	36 °F	$\Delta t_2 - \Delta t_1$	99 °F

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \\ &= \frac{99^\circ\text{F}}{\ln \frac{108^\circ\text{F}}{9^\circ\text{F}}} = 39,84^\circ\text{F} \end{aligned}$$

**a. Menentukan Suhu Rata-Rata**

Fluida panas:

Fluida dingin:

$$T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2}$$

$$= \frac{(221 + 86)^\circ\text{F}}{2}$$

$$= 153,5^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2}$$

$$= \frac{(113 + 77)^\circ\text{F}}{2}$$

$$= 95^\circ\text{F}$$

**b. Menghitung Area Perpindahan Panas (*Surface Area*)**

Dari tabel 8 (Kern, 1965:840) untuk fluida panas *light organics* ( $\mu < 0,5$  cP)

diperoleh UD sebesar = 75 – 150 btu/h.ft<sup>2</sup> °F

Diambil UD = 75 btu/h.ft<sup>2</sup> °F

$$A = \frac{Q}{UD \times LMTD} = \frac{303.670,70 \text{ btu/jam}}{(75 \text{ btu/h.ft}^2 \times 39,84^\circ\text{F})} = 101,63 \text{ ft}^2$$

Karena  $A > 200 \text{ ft}^2$ , maka digunakan *double pipe* dengan ukuran standar yang digunakan (Tabel 11 Kern, 1965):

Fluida panas: *Annulus*

Dipilih pipa dengan ukuran 4 in IPS dengan *schedule 80*, diperoleh:

$$\text{ID (D}_2) = 4,026 \text{ in} = 0,3354 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 4,50 \text{ in} = 0,3749 \text{ ft}$$

Fluida dingin: *Inner Pipe*

Dipilih pipa dengan ukuran 3 in IPS dengan *schedule 80*, diperoleh:

$$\text{ID} = 3,068 \text{ in} = 0,2556 \text{ ft}$$

$$\text{OD (D}_1) = 3,50 \text{ in} = 0,2916 \text{ ft}$$

***Annulus: Fluida Panas***

$$\text{Flow area, } a_s = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= \frac{3,14 \times (0,3354^2 - 0,2916^2) \text{ ft}}{4}$$

***Inner Pipe: Fluida Dingin***

$$\text{Flow area, } a_t = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$= \frac{3,14 \cdot 0,2556^2 \text{ ft}}{4}$$

$$= 0,02 \text{ ft}^2$$

Diameter ekivalen. De

$$De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_2} = \frac{(0,3354 \text{ ft}^2 - 0,2916 \text{ ft}^2)}{0,3354 \text{ ft}}$$

$$= 0,08 \text{ ft}$$

Laju alir massa, Gs

$$Gs = \frac{W_1}{a_s} = \frac{3897,73 \text{ lb/jam}}{0,0216 \text{ ft}^2}$$

$$= 180.728,64 \text{ lb/ft}^2 \text{ h}$$

Pada Tc = 149°F, diperoleh:

$$C_p = 0,43 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F}$$

(Fig. 2 Kern, 1965:804)

$$\mu = 0,30 \text{ cP} = 0,73 \text{ lb/ft.h}$$

(Fig. 14 Kern, 1965:823)

$$k = 0,398 \text{ btu/h.ft } ^\circ\text{F}$$

(Tabel 4 Kern, 1965:800)

Reynold Number ( $N_{Re}$ )

$$N_{Re} = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0,0819 \text{ ft} \times 180.728,643 \text{ lb/ft}^2 \text{ h}}{0,30}$$

$$= 49.343,16$$

Dari nilai  $N_{Re}$ , diperoleh JH = 200  
(Fig. 24 Kern, 1965:834)

$$\left(\frac{c_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,43 \times 0,73 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{h}}}{0,398 \frac{\text{btu}}{\text{h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}}}\right)^{1/3}$$

$$= 0,05 \text{ ft}^2$$

Diameter ekivalen, De

$$De = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_2} = \frac{(0,3749^2 - 0,2556^2) \text{ ft}}{0,3749 \text{ ft}}$$

$$= 0,20 \text{ ft}$$

Laju alir massa, Gt

$$G_t = \frac{W_2}{a_t} = \frac{8431,80 \text{ lb/jam}}{0,0513 \text{ ft}^2}$$

$$= 164.456,06 \text{ lb/ft}^2 \text{ h}$$

Pada Tc = 95°F, diperoleh:

$$C_p = 1 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F}$$

(Fig. 2 Kern, 1965:804)

$$\mu = 0,95 \text{ cP} = 2,30 \text{ lb/ft.h}$$

(Fig. 14 Kern, 1965:823)

$$k = 0,381 \text{ btu/h.ft } ^\circ\text{F}$$

(Tabel 4 Kern, 1965:800)

Reynold Number ( $N_{Re}$ )

$$N_{Re} = \frac{De \times G_t}{\mu}$$

$$= \frac{0,2006 \text{ ft} \times 164.456,06 \text{ lb/ft}^2 \text{ h}}{0,95}$$

$$= 14.355,93$$

Diperoleh nilai  $N_{Re}$ , diperoleh JH = 70  
(Fig. 24 Kern, 1965:834)

$$\left(\frac{c_p \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{1 \times 2,30 \text{ lb/ft.h}}{0,381 \text{ btu/h.ft} \cdot ^\circ\text{F}}\right)^{1/3}$$

$$= 0,92$$

$$h_o = JH \cdot \frac{k}{ID} \cdot \left( \frac{cP \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

(Pers. 6.15 Kern, 1965)

$$= 200 \cdot \frac{0,398 \text{ btu/h.ft}^\circ\text{F}}{0,3354 \text{ ft}} \cdot 0,92$$

$$= 219,04 \text{ btu/h.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$= 1,81$$

$$h_i = JH \cdot \frac{k}{ID} \cdot \left( \frac{cP \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

(Pers. 6.15 Kern, 1965)

$$= 70 \cdot \frac{0,381 \text{ btu/h.ft}^\circ\text{F}}{0,2556 \text{ ft}} \cdot 1,81$$

$$= 188,83 \text{ btu/h.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{ID}{OD} \quad (\text{Pers. 6.5 Ker, 1975})$$

$$= 165,52 \text{ btu/h.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

**c. Koefisien Panas Bersih Keseluruhan ( $U_c$ )**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{(165,52 \times 219,04) \text{ btu/h.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}}{(165,52 + 219,04) \text{ btu/h.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}} = 94,28 \text{ btu/h.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

**d. Menghitung  $U_d$  (*Design Overall Coefficient*)**

Digunakan  $R_d = 0,002$

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

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{94,28 \text{ btu/h.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}} + 0,002$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,0086$$

$$U_d = 116,19 \text{ btu/h.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

**e. Menghitung  $A$  (*Surface Area*) Required**

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \text{LMTD}} = \frac{303.670,70 \text{ btu/jam}}{116,19 \text{ btu/h.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \times 39,84^\circ\text{F}} = 65,60 \text{ ft}^2$$

**f. Menghitung Jumlah Hairpin**

Dari tabel 11 (Kern, 1965:844) untuk 1¼ in IPS, *external surface* ( $a''$ ) = 0,917 ft<sup>2</sup>/ft

$$\text{Required length, } L = \frac{A}{a''} = \frac{65,60 \text{ ft}^2}{0,917 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 71,54 \text{ ft}$$

1 hairpin panjangnya = 20 – 40 ft (Kern, 1965)

Digunakan = 20 ft

1 hairpin terdiri dari 2 pipa ( $n = 2$ ), maka jumlah hairpin yang diperlukan:

$$\text{Hairpin} = \frac{L}{2 \cdot H_p} = \frac{71,54 \text{ ft}}{20 \text{ ft}} = 3,58 \approx 4$$

Maka jumlah hairpin yang digunakan = 4 buah

Koreksi panjang pipa,  $L_{kor} = 2 \times 20 \text{ ft} \times 4 = 320 \text{ ft}$

**g. Menghitung Luas Permukaan Perpindahan yang Tersedia**

$$A = L_{kor} \times a'' = 320 \text{ ft} \times 0,917 \text{ ft}^2/\text{ft} = 146,72 \text{ ft}^2$$

**h. Menghitung *Actual Design Overall Coeffisient* ( $U_{d,act}$ )**

$$U_{d,act} = \frac{Q}{A \times LMTD} = \frac{303.670,70 \text{ btu/jam}}{146,72 \text{ ft}^2 \times 39,84} = 51,95 \text{ btu/h.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi benar karena  $U_d \text{ koreksi} > U_d \text{ actual}$ .

Setelah didapat nilai  $U_c$  dan  $U_{d,act}$ , maka dapat dihitung nilai  $R_d$ :

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{(94,28 - 51,95) \text{ btu/h.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{(94,28 \times 51,95) \text{ btu/h.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} = 0,008$$

$R_d$  yang diperlukan = 0,002 sehingga  $R_d \text{ hitung} > R_d \text{ diperlukan}$ , maka perancangan *cooler* dapat dilanjutkan (memenuhi)

**i. Menghitung *Pressure Drop***

**Pressure Drop: Annulus**

$$\begin{aligned} De' &= D_2 - D_1 \\ &= 0,3345 \text{ ft} - 0,2916 \text{ ft} \\ &= 0,04 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re_a' &= \frac{De' \times G_s}{\mu} \\ &= \frac{0,0438 \text{ ft} - 180.728,643 \text{ lb/ft}^2\text{h}}{2,2981} \\ &= 3.445,74 \end{aligned}$$

Fanning factor untuk turbulen:

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_a')^{0,42}} \\ &= 0,0032 + \frac{0,264}{3.445,7369^{0,42}} \\ &= 0,01 \end{aligned}$$

$$S = 0,012 \quad (\text{Fig.27 Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned} \rho &= 1020,62 \text{ kg/m}^3 \\ &= 63,72 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 63,72 \text{ lb/ft}^3 \times 0,012 \\ &= 0,76 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta F_a &= \frac{4.f.G_s^2.L}{2.g.\rho^2.De'} \\ &= 118,40 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{G_s}{\rho \times 3600} \\ &= \frac{180.728,64 \text{ lb/ft}^3\text{h}}{0,7646 \text{ lb/ft}^3 \times 3600} \end{aligned}$$

**Pressure Drop: Inner Pipe**

$$Re = 14.355,93$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(Re)^{0,42}} \\ &= 0,0032 + \frac{0,264}{14.355,93^{0,42}} \\ &= 0,00824 \end{aligned}$$

$$S = 0,0041 \quad (\text{Fig.27, Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned} \rho &= 997 \text{ kg/m}^3 \\ &= 62,24 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 62,24 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0041 \\ &= 0,26 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta F_p &= \frac{4.f.G_t^2.L}{2.g.\rho^2.De'} \\ &= 102,50 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_a &= \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} \\ &= \frac{102,50 \text{ ft} \times 0,2552 \text{ lb/ft}^3}{144} \end{aligned}$$

$$= 0,18 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi)}$$

$$= 65,66 \text{ ft/s}$$

$$\Delta F1 = 3 \frac{v^2}{2 \cdot g}$$

$$= 3 \cdot \frac{65,66^2}{2 \times 32,2} = 200,8332 \text{ ft}$$

$$\Delta Pa = \frac{(\Delta Fa + \Delta F1) \times \rho}{144}$$

$$= \frac{(118,40 + 200,83) \text{ ft} \times 0,7646 \text{ lb/ft}^3}{144}$$

$$= 1,70 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi)}$$

## 18. Tangki Penyimpanan Produk

Kode	: T-105
Fungsi	: Menyimpan produk berupa larutan asam laktat
Tipe/Jenis	: Silinder vertikal dengan tutup dan alas berbentuk <i>torispherical</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
Kondisi Operasi	: Temperatur, T : 30°C
	Tekanan, P : 1 atm = 101,325 kPa
Laju alir massa	: 1.767,68 kg/jam
Waktu tinggal	: 1 jam
Faktor keamanan	: 20% (Tabel 3-1, Peter, 2003:82)

Tabel C.21 Densitas Campuran

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$xf \cdot \rho$
----------	------------	-------------	-----------------------------	-----------------



C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1.414,14	0,80	1.206	964,80
H <sub>2</sub> O	353,54	0,20	997	199,40
<b>Total</b>	<b>1.767,68</b>	<b>1,00</b>	<b>2.203</b>	<b>1.164,20</b>

$$\text{Densitas campuran} = 1.164,20 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas larutan}} = \frac{1.767,68 \text{ kg/jam}}{1.164,20 \text{ kg/m}^3} = 1,52 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### a. Menghitung Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_l = \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 1,52 \text{ m}^3/\text{jam} \times 120 \text{ jam} = 182,20 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (100\% + 20\%) \times V_l$$

$$= 120\% \times 182,20 \text{ m}^3$$

$$= 218,64 \text{ m}^3$$

$$H/D \text{ shell} = 1:1$$

$$\text{Volume shell, } V_s = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$218,64 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$218,64 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$D^3 = \frac{218,64 \text{ m}^3}{0,79}$$

$$= 278,49 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{278,49 \text{ m}^3}$$

$$= 6,53 \text{ m} = 257,10 \text{ in}$$

$$r = 3,27 \text{ m} = 128,55 \text{ in}$$

$$H \text{ shell} = 6,53 \text{ m} = 257,10 \text{ in}$$

### b. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan dalam tangki, } H_t &= \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Volume tangki}} \times H_s \\ &= \frac{182,20 \text{ m}^3}{218,64 \text{ m}^3} \times 6,53 \\ &= 5,44 \text{ m}\end{aligned}$$

### c. Menghitung Tekanan Desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \times g \times h \\ &= 1.164,20 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 5,44 \text{ m} \\ &= 62.135,84 \text{ Pa} \\ &= 62,14 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan operasi, } P_o &= P + P_h \\ &= 101,325 \text{ kPa} + 62,14 \text{ kPa} \\ &= 163,46 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan desain, } P_d &= (100\% + 20\%) \times 163,46 \text{ kPa} \\ &= 196,15 \text{ kPa} = 28,45 \text{ psi}\end{aligned}$$

### d. Menghitung Tebal Dinding *Shell*

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Efisiensi, } E = 80 \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young, 1959})$$

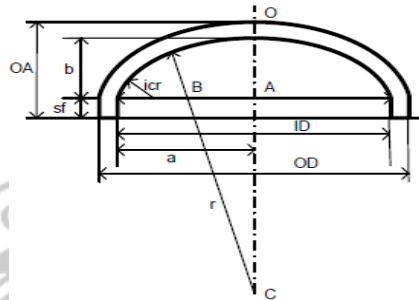
$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6 Peter, Hal. 542})$$

$$\begin{aligned}\text{Tebal dinding } shell, t_s &= \frac{P_d \times r}{f \times E - 0,6 \times P_d} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959}) \\ &= \frac{28,45 \text{ psi} \times 128,55 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8) - (0,6 \times 28,45 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}\end{aligned}$$

$$= 0,49 \text{ in}$$

Dipilih tebal *shell* standar yang digunakan yaitu 1/2 in (0,50 in) pada Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959).

#### e. Perancangan Tutup Tangki



$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times ts) = 257,10 \text{ in} + (2 \times 0,5 \text{ in}) \\ &= 258,10 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih OD standar = 240 in (Tabel 5.7 Brownell & Young, 1959:90)

$$\text{Sehingga, } icr = 14 \frac{7}{16} = 14,4375$$

$$r = 180$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{180}{14,4375}} \right)$$

$$= 1,63$$

$$th = \frac{Pd \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times Pd)} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell \& Young, 1959:138})$$

$$= \frac{28,45 \text{ psi} \times 1,63}{(2 \times 12.650 \times 0,8) - (0,2 \times 28,45 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,54$$

Dipilih tebal *head* standar 5/8 in (0,625 in) dan dari sf 1,5 – 3,5 dipilih 1,75 (Tabel 5.6 Brownell & Young, 1959:88)

$$a = \frac{D}{2} = \frac{257,10 \text{ in}}{2} = 128,55 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr = 128,55 \text{ in} - 14,44 \\ &= 114,11 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr = 180 - 14,44 \\ &= 165,56 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{(165,56)^2 - (114,11 \text{ in})^2} \\ &= 119,95 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC = 180 - 119,95 \text{ in} \\ &= 60,05 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= th + sf + b = 0,625 + 2,5 + 60,05 \text{ in} \\ &= 63,17 \text{ in} = 1,60 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times OA) \\ &= 6,53 \text{ m} + (2 \times 1,60 \text{ m}) \\ &= 9,74 \text{ m} \end{aligned}$$

## 19. Pompa

Dalam proses ini digunakan beberapa pompa, yaitu

- P-101 : Memompa molase ke tangki hidrolisis
- P-102 : Memompa molase ke *rotary drum vacuum filter I*
- P-103 : Memompa molase ke tangki penyimpanan molase encer
- P-104 : Memompa molase ke *culture tank* dan fermentor
- P-105 : Memompa starter dari *culture tanj* ke fermentor
- P-106 : Memompa hasil fermentasi ke *centrifuge*

- P-107 : Memompa larutan dari *centrifuge* ke *acidifier*
- P-108 : Memompa larutan dari *acidifier* ke *rotary drum vacuum filter II*
- P-109 : Memompa keluaran *rotary drum vacuum filter II* ke evaporator
- P-110 : Memompa keluaran *flash drum* ke *cooler*
- P-111 : Memompa produk dari *cooler* ke tangki penyimpanan produk
- P-112 : Memompa bakteri ke *culture tank*
- P-113 : Memompa  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  ke *culture tank* dan fermentor
- P-114 : Memompa enzim *aspergillus niger* ke *culture tank*
- P-115 : Memompa  $\text{H}_2\text{SO}_4$  ke *acidifier*

Perhitungan P-101:

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Temperatur cairan =  $30^\circ\text{C}$  = 303,15 K

Tekanan, P = 1 atm

Densitas campuran =  $1.566,85 \text{ kg/m}^3$  =  $97,82 \text{ lb/ft}^3$

Rate aliran =  $3,373,30 \text{ kg/jam}$  =  $7.436,84 \text{ lb/jam}$

Viskositas air,  $\mu$  = 0,8 cP

Viskositas molase,  $\mu$  = 7500 cP

= 7,5 kg/ms

= 18.143,16 lb/ft jam

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik, } Q_f &= \frac{\text{Rate aliran}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{7.436,84 \text{ lb/jam}}{97,82 \text{ lb/ft}^3} \end{aligned}$$

$$= 76,03 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,02 \text{ ft}^3/\text{detik} = 9,48 \text{ gpm}$$

**a. Perencanaan Pompa**

Laju alir pipa diasumsi sebagai aliran turbulen. Berdasarkan Pers. 16

(Peter, Hal.496)  $N_{Re} > 2100$ , maka diameter pipa optimum ( $D_{opt}$ ):

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,02 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 97,82 \text{ lb}/\text{ft}^3 \\ &= 1,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel A.5-1 Geankoplis, dipilih:

$$\begin{aligned} \text{Nominal Pipe Size, (NPS)} &= 1 \frac{1}{2} \text{ in} \\ \text{Inside Diameter, ID} &= 1,610 \text{ in} = 0,1342 \text{ ft} \\ \text{Outside Diameter, OD} &= 1,9 \text{ in} \\ \text{Inside Cross Sectional Area, A} &= 0,01414 \text{ ft}^2 \\ \text{Sch. Number} &= 40 \end{aligned}$$

**b. Bilangan Reynold**

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan lajur alir, V} &= \frac{Qf}{A} \\ &= \frac{0,02 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,01414 \text{ ft}^2} \\ &= 1,49 \text{ ft}/\text{detik} = 5.376,90 \text{ ft}/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } N_{Re} &= \frac{\rho \times V \times ID}{\mu} \\ &= \frac{97,82 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 5.376,90 \text{ ft}/\text{jam} \times 0,1342}{18.143,16 \text{ lb}/\text{ft}\cdot\text{jam}} \\ &= 3,89 \end{aligned}$$

Karena,  $N_{Re} < 2100$ , maka alirannya merupakan aliran laminar.

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{64}{N_{Re}} \\
 &= \frac{64}{3,89} \\
 &= 16,46
 \end{aligned}$$

### c. Perancangan Panjang Pipa

Direncanakan:

$$\text{Panjang pipa lurus, } L = 8 \text{ m} = 26,25 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi pemompaan, } H = 6 \text{ m} = 19,69 \text{ ft}$$

$$\text{Elbow } 90^\circ = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Standar radius, } Le/D = 32 \quad (\text{Tabel 1 Peter, Hal. 484})$$

$$\begin{aligned}
 Le &= 32 \times 4 \times ID \\
 &= 32 \times 4 \times 0,1342 \text{ ft} \\
 &= 17,17 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Number of velocity head, } K = 0,75 \quad (\text{Tabel 6-4, Perry 7}^{\text{th}} \text{ Edition})$$

$$\text{Gate valve fully open} = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Standar radius, } Le/D = 7 \quad (\text{Tabel 1 Peter, Hal. 484})$$

$$\begin{aligned}
 Le &= 7 \times 1 \times ID \\
 &= 7 \times 1 \times 0,1342 \text{ ft} \\
 &= 0,94 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Number of velocity head, } K = 0,17 \quad (\text{Tabel 6-4, Perry 7}^{\text{th}} \text{ Edition})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang total pipa, } \sum L &= 26,25 \text{ ft} + 17,17 \text{ ft} + 0,94 \text{ ft} \\
 &= 44,36 \text{ ft} = 13,52 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### d. Menentukan *Friction Loss*

$$g_c = 32,17 \text{ ft.lbm mass/s}^2.\text{lbf}$$

- Friksi sepanjang pipa lurus ( $F_1$ )

$$F_1 = \frac{2 \times f \times V^2 \times \sum L}{gc \times ID}$$

$$= \frac{2 \times 16,46 \times (1,4936 \text{ ft/s})^2 \times 44,36 \text{ ft}}{32,17 \text{ ft/lbm mass/s}^2 \cdot \text{lbf} \times 0,1342 \text{ ft}}$$

$$= 754,55 \text{ lbf.ft/lbm}$$

- Friksi Elbow ( $F_2$ )

$$F_2 = \frac{n \times K \times V^2}{2 \times gc}$$

$$= \frac{4 \times 0,75 \times (1,4936 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,17 \text{ ft.lbm mass/s}^2 \cdot \text{lbf}}$$

$$= 0,10 \text{ lbf.ft/lbm}$$

- Friksi *Gate Valve*

$$F_3 = \frac{n \times K \times V^2}{2 \times gc}$$

$$= \frac{1 \times 0,17 \times (1,4936 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,17 \text{ ft.lbm mass/s}^2 \cdot \text{lbf}}$$

$$= 0,01 \text{ lbf.ft/lbm}$$

- Total Friksi ( $\sum F$ ) = (754,55 + 0,10 + 0,01) lbf.ft/lbm  
= 754,66 lbf.ft/lbm

**e. Menentukan Tenaga Penggerak Pompa**

Diketahui:

$$Z_1 = 0$$

$$Z_2 = 19,69 \text{ ft}$$

$$V_1 = 0$$

$$V_2 = 1,49 \text{ ft/s}$$

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} + \sum F$$



$$= 19,69 \times \frac{32,2 \text{ ft/s}^2}{32,17 \text{ ft.lbm mass/s}^2.\text{lbf}} + 754,66 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$= 774,42 \text{ ft lbf/lbm}$$

**f. Menentukan Daya Pompa**

$$\eta \text{ pompa} = 40\% \quad (\text{Fig. 12-17, Peter 5}^{\text{th}} \text{ Edition, 516})$$

$$W_p = \frac{W_s}{\eta}$$

$$= \frac{774,42 \text{ ft lbf/lbm}}{40\%} = 1.936,06$$

$$\text{BHP} = \frac{W_s \times Q_f}{\eta \times 550}$$

$$= \frac{774,42 \text{ ft lbf/lbm} \times 1,3185 \text{ lbm/s}}{40\% \times 550}$$

$$= 4,64 \text{ Hp}$$

**g. Menghitung Daya Motor**

$$H \text{ motor} = 80\% \quad (\text{Fig. 14-38, Peter})$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{BHP}}{91\%}$$

$$= \frac{4,64 \text{ Hp}}{80\%}$$

$$= 5,80 \text{ Hp} \approx 6 \text{ Hp}$$

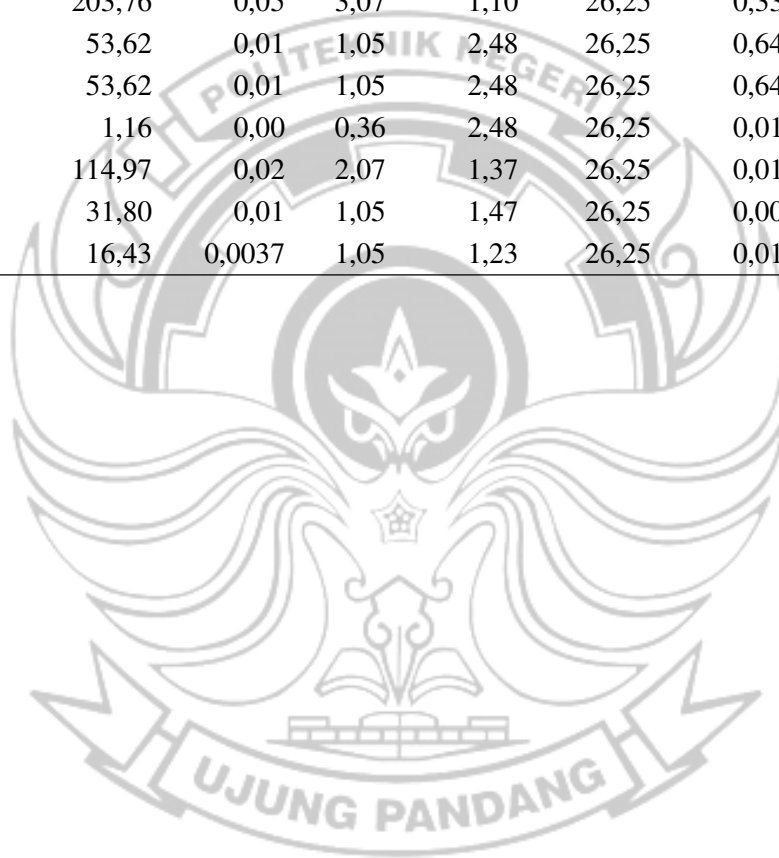
$$= 4.474,20 \text{ Watt}$$

Dengan melakukan perhitungan yang sama seperti P-01, diperoleh data hasil perhitungan untuk pompa lainnya sebagai berikut:

Tabel C.22 Spesifikasi Pompa

Pompa	Laju Alir,	A (ft <sup>2</sup> )	ID	V (ft/s)	L (ft)	Daya	P
-------	------------	----------------------	----	----------	--------	------	---

	<b>Qf (ft<sup>3</sup>/jam)</b>		<b>(in)</b>		<b>(HP)</b>	<b>Standar (HP)</b>	
P-101	76,03	0,01	1,61	1,49	26,25	5,80	6,00
P-102	213,36	0,05	3,07	1,16	26,25	2,55	3,00
P-103	188,59	0,05	3,07	1,02	26,25	3,05	5,00
P-104	188,59	0,05	3,07	1,02	26,25	3,05	4,00
P-105	29,77	0,01	1,05	1,38	26,25	8,00	8,00
P-106	297,91	0,05	3,07	1,61	26,25	0,50	1,00
P-107	215,54	0,05	3,07	1,17	26,25	0,36	1,00
P-108	210,25	0,05	3,07	1,14	26,25	0,36	1,00
P-109	203,76	0,05	3,07	1,10	26,25	0,33	1,00
P-110	53,62	0,01	1,05	2,48	26,25	0,64	1,00
P-111	53,62	0,01	1,05	2,48	26,25	0,64	1,00
P-112	1,16	0,00	0,36	2,48	26,25	0,01	1,00
P-113	114,97	0,02	2,07	1,37	26,25	0,01	1,00
P-114	31,80	0,01	1,05	1,47	26,25	0,00	1,00
P-115	16,43	0,0037	1,05	1,23	26,25	0,01	1,00



## LAMPIRAN D UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik sebagai penunjang berjalannya proses produksi dalam pabrik tersebut. Unit utilitas yang diperlukan pada pabrik asam laktat yaitu:

### 1. Unit Penyediaan Steam

Berdasarkan pada perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan steam alat proses sebagai berikut:

Tabel D.1 Kebutuhan Steam

No.	Nama Alat	Jumlah Steam (kg/jam)
1.	<i>Cultur tank</i>	10.461,34
2.	Fermentor	1.565,72
3.	Evaporator	1,521.49
	<b>Total</b>	<b>13.548,56</b>

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan dan kebocoran, maka direncanakan steam yang disediakan 20% lebih besar dari kebutuhan normal.

Maka jumlah steam yang harus disediakan oleh boiler yaitu:

$$\begin{aligned} W_s &= 1,2 \times \text{total steam} \\ &= 1,2 \times 13.548,56 \text{ kg/jam} \\ &= 16.258,27 \text{ kg/jam} \\ &= 35.843,31 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

#### 1.1 Boiler

Fungsi = Menghasilkan saturated steam yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan steam pada alat proses

Jenis = *Water Tube*

Jumlah = 1 unit

Steam yang digunakan adalah *saturated steam* pada kondisi suhu 180 °C data entalpi steam sebagai berikut:

- Uap jenuh (Hv) = 1.138,1 kJ/kg = 489,29 btu/lb
- Cair jenuh (Hf) = 148 kJ/kg = 65,62 btu/lb

- Power boiler dihitung sesuai persamaan:

$$\text{BHP} = \frac{W_s \times (H_v - H_f)}{C_f \times 34,5 \frac{\text{lb/jam}}{\text{Hp}}}$$

Dimana:

BHP = Boiler Horse Power (Hp)

Ws = Massa steam yang dihasilkan (lb/jam)

Hv = Entalpi steam (btu/lb)

Hf = Entalpi air masuk (btu/lb)

Cf = Panas laten penguapan air pada suhu 100°C = 970,3 btu/lb

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{35.843,31 \text{ lb/jam} (489,29 \text{ btu/lb} - 65,62 \text{ btu/lb})}{970,3 \text{ btu/lb} \times 34,5 \frac{\text{lb/jam}}{\text{Hp}}} \\ &= 455,77 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Diketahui:

$$\text{Heating surface 1 Hp} = 10 \text{ ft}^2$$

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Heating surface boiler (A)} &= \text{BHP} \times 10 \text{ ft}^2 \\ &= 455,77 \text{ Hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \end{aligned}$$

$$= 4.557,74 \text{ ft}^2$$

$$= 423,41 \text{ m}^2$$

Steam yang digunakan adalah *saturated steam* pada suhu 180 °C diperoleh data berikut:

$$\text{Kapasitas steam, } W_s = 16.258,27 \text{ kg/jam}$$

$$\text{BM H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Panas laten} = 4062,45 \text{ kJ/mol}$$

$$\text{Temperatur boiling air, } T_1 = 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatur steam, } T_2 = 180 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T (T_2 - T_1) = 80 \text{ }^\circ\text{C}$$

Sehingga berdasarkan Fig. 12.59 (Sinnott,2005) nilai *heat flux* 70.000W/m<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Head load} &= \frac{W_s \times H_i}{3600 \times \text{BM}} \\ &= \frac{16.258,27 \text{ kg/jam} \times 4.062,45 \text{ kJ/kmol}}{3600 \times 18 \text{ kg/kmol}} \\ &= 1.019,26 \text{ kJ/s} \end{aligned}$$

$$= 1.019,26 \times 10^3 \text{ W}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{\text{Head load}}{\text{Heat flux}} \\ &= \frac{1.019,26 \times 10^3 \text{ W}}{60.000 \text{ W/m}^2} \\ &= 16,98 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 11 (Kern,1965) dipilih ukuran pipa

$$\text{Nps} = 1 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,31 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$\text{L} = 6 \text{ ft}$$

$$= 72 \text{ in}$$

$$\text{Area tube, } A_t = \pi \times \text{ID} \times \text{L}$$

$$= 3,14 \times 1,04 \text{ in} \times 72 \text{ in}$$

$$= 237,15 \text{ in}^2$$

$$= 0,15 \text{ m}^2$$

$$\text{Nt} = \frac{A}{A_t}$$

$$= \frac{16,98 \text{ m}}{0,15 \text{ m}^2}$$

$$= 111,02 \text{ tube}$$

$$= 111 \text{ tube}$$

a. Kebutuhan Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$W_b = \frac{W_s \times (H_v - H_f)}{C_f}$$

Dimana:

$$W_s = \text{Massa steam} = 35.843,31 \text{ lb/jam}$$

$$H_v = \text{Entalpi saturated steam (Btu/lb)} = 489,29 \text{ btu/lb}$$

$$H_f = \text{Entalpi umpan masuk (Btu/lb)} = 65,62 \text{ btu/lb}$$

$$C_f = \text{Panas laten penguapan air pada suhu } 100^\circ\text{C} = 970.3 \text{ btu/lb}$$

Maka jumlah air yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 W_b &= \frac{35.843,31 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times (489,291 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} - 65,62 \frac{\text{btu}}{\text{lb}})}{970,3 \text{ btu/lb}} \\
 &= 81.704,78 \text{ lb/jam} \\
 &= 37.060,47 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Kondensat *steam* disirkulasi dengan asumsi terjadi kehilangan sebanyak 20% dari total kondensat *steam*.

$$\begin{aligned}
 \text{Kondensat } \textit{steam} \text{ yang sirkulasi} &= 80\% \times W_b \\
 &= 80 \times 37.060,47 \text{ kg/jam} \\
 &= 29.648,37 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kondensat } \textit{make up water boiler} &= W_b - \text{Kondensat } \textit{steam} \\
 &= 37.060,47 \text{ kg/jam} - 29.648,37 \text{ kg/jam} \\
 &= 7.412,09 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

b. Kebutuhan Bahan Bakar ( $W_f$ )

Bahan bakar yang digunakan *fuel oil* 33° API diketahui:

*Heating value*,  $H_v = 132.000 \text{ btu/lb}$

Ditentukan efisiensi *boiler* 85% sehingga:

$$\begin{aligned}
 W_f &= \frac{W_b (H_v - h_f)}{\eta \times H_v} \\
 &= \frac{81.704,78 \text{ lb/jam} (489,29 \text{ btu/lb} - 65,62 \text{ btu/lb})}{0,85 \times 489,29 \text{ btu/lb}} \\
 &= 83.623,28 \text{ lb/jam} \\
 &= 37.930,68 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Diketahui densitas *fuel oil* 893,33 kg/m<sup>3</sup>

Maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Laju Volumetrik (Q)} &= \frac{Wf}{\rho} \\
 &= \frac{37.930,68 \text{ kg/jam}}{893,33 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 42,45 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

c. Tangki Bahan Bakar Boiler

Fungsi = Menyimpan bahan bakar *fuel oil* untuk boiler

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Bahan = *Carbon steel SA-283 grade C*

Jumlah = 1 unit

Kondisi operasi = Temperatur, T = 30 °C

Tekanan, P = 1 atm = 101,32 kpa

Waktu Tinggal = 1 jam

Laju Volumetrik = 42,45 m<sup>3</sup>/jam

Densitas = 893,33 kg/m<sup>3</sup>

- Volume larutan (Vl)

$$\begin{aligned}
 V_l &= \text{Laju alir} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= 42,45 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 42,45 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

- Volume tangki (Vt)

$$\begin{aligned}
 V_t &= 1,2 \times V_l \\
 &= 1,2 \times 42,45 \text{ m}^3 \\
 &= 50,95 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$



$$V_t = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D^3 = \frac{4 \times V_t}{\pi}$$

$$= \frac{4 \times 50,95 \text{ m}^3}{3,14} = 64,90 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{64,90 \text{ m}^3} = 4,01 \text{ m} = 158,22 \text{ in}$$

$$r = 2,00 \text{ m} = 2,00 \text{ m} = 79,11 \text{ in}$$

$$H = D = 4,01 \text{ m} = 15,22 \text{ in}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi tangki (D:H) = 1:1

- Tekanan desain

$$\text{Percepatan gravitasi (g)} = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrolisi} &= \rho \cdot g \cdot h \\ &= 893,33 \text{ kg/m}^3 \times 9,80 \text{ m/s}^2 \times 4,01 \text{ m} \\ &= 35,208.28 \text{ Pa} \\ &= 35,20 \text{ kpa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= P + P_h \\ &= 101,32 \text{ kPa} + 35,20 \text{ kpa} \\ &= 136,533.28 \text{ kpa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain (Pd)} &= 1,2 \times 136,533.28 \text{ kpa} \\ &= 163,839.9428 \text{ kPa} \\ &= 23,75 \text{ psia} \end{aligned}$$

- Tebal dinding tangki (ts)

Allowable working stress,  $f = 16,259$  psi Tabel 13.1

(Brownell & Young, 1959)

Efisiensi,  $E = 80\%$  Tabel 13.2 (Brownell & Young, 1959)

Faktor korosi,  $C = 0,125$  in Hal-542 Tabel 6 Peter

$$\begin{aligned} \text{Tebal dinding shell, } t_s &= \frac{P d r}{f E - 0.6 P d} + C \\ &= \frac{23,75 \text{ psia } 40,06 \text{ in}}{(16,25 \text{ psi} \times 0,8) - 0.6(23,75 \text{ psia})} + 0,125 \\ &= 0,43 \text{ in} \end{aligned}$$

## 2. Unit penyediaan air

Kebutuhan air untuk pabrik direncanakan memakai air yang bersumber dari sungai yang akan diolah menjadi air bersih sehingga layak digunakan pada pabrik. Kebutuhan air terdiri atas:

### a. Air umpan boiler

Kebutuhan umpan boiler ( $W_b$ ) = 37.060,47 kg/jam

### b. Air pendingin

Berdasarkan perhitungan pada neraca panas, diketahui kebutuhan air pendingin sebagai berikut:

Tabel D.2 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Alat	Jumlah Air Pendingin (kg/jam)
1.	Acidifier	2.167,51
2.	Cooler	1.326,05
<b>Total</b>		<b>3.493,57</b>

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan, maka direncanakan air pendingin yang disediakan 10% lebih besar dari kebutuhan normal. Maka jumlah air pendingin, yaitu:

$$\begin{aligned} W_p &= 1,1 \times \text{total air pendingin} \\ &= 1,1 \times 3.493,57 \text{ kg/jam} \\ &= 3.842,93 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Untuk menghemat penggunaan air, air bekas pendingin perlu disirkulasi. Dengan asumsi terjadi kehilangan 10% dari total air sebelum disirkulasi

$$\begin{aligned} \text{Air pendingin yang tersirkulasi} &= 90 \% \times W_p \\ &= 90\% \times 3.842,93 \text{ kg/jam} \\ &= 3.458,64 \text{ kg jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } \textit{make up} \text{ air pendingin} &= W_p - \text{Air sirkulasi} \\ &= (3.842,93 - 3.458,64) \\ &= 384,29 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Air proses

Berdasarkan perhitungan neraca massa, diketahui kebutuhan air proses sebagai berikut:

Tabel D.3 Kebutuhan Air Proses

No.	Alat	Jumlah air proses (kg/jam)
1.	Tangki pengenceran	3.833,33
<b>Total</b>		<b>3.833,33</b>

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan maka disuplai air 10% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$W_{pr} = 1,1 \times \text{total air proses}$$

$$= 1,1 \times 3.833,33 \text{ kg/jam}$$

$$= 4.216,66 \text{ kg/jam}$$

d. Air sanitasi

Kebutuhan air sanitasi dapat diperkirakan sebagai berikut:

- Air karyawan

Kebutuhan air setiap karyawan = 70 L/hari

Jumlah Karyawan = 85 orang

Jadi, kebutuhan total air karyawan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} W_k &= \frac{70 \text{ L}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1 \text{ kg}}{\text{L}} \times 85 \text{ orang} \\ &= 247,91 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium sebesar 10% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_1 &= 10 \times w_k \\ &= 10 \times 247,91 \text{ kg/jam} \\ &= 247.916,66 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air kebersihan

Direncanakan kebutuhan air untuk kebersihan dan pertamanan sebesar 10% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_{kp} &= 10 \times w_k \\ &= 10 \times 247,91 \text{ Kg/jam} \\ &= 247.916,66 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air prasarana lain

Direncanakan kebutuhan air untuk prasarana lainnya sebesar 50% dari kebutuhan karyawan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_{pl} &= 50\% \times w_k \\ &= 50\% \times 247,91 \text{ Kg/jam} \\ &= 123,9 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi, total air sanitasi ( $W_{as}$ ) sebagai berikut:

$$\begin{aligned} W_{as} &= W_k + W_l + W_{kp} + W_{pl} \\ &= (247,91 + 247.916,66 + 247.916,66 + 123,9) \text{ kg/jam} \\ &= 421,4 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Dengan mempertimbangkan faktor keamanan maka disuplai air 10% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_{as} &= 1,1 \times \text{total air sanitasi} \\ &= 1,1 \times 421,45 \text{ kg/jam} \\ &= 463,60 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, total kebutuhan air} &= W_b + W_p + W_{pr} + W_{as} \\ &= (37.060,47 + 7.563,07 + 11.263,04 + 421,45) \text{ kg/jam} \\ &= 45.583,67 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

## 2.2. Spesifikasi Peralatan Pengolahan Air

### a. *Screen*

Fungsi = Menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan

mengendapkan partikel-partikel berat dalam air yang berasal dari Sungai

Bentuk = *Bar Screen*

Kondisi operasi :

Densitas Air =  $997 \text{ kg/m}^3$

Total air bersih =  $45.583,67 \text{ kg/jam}$

Diasumsikan pengotor kasar 10% dan 5% pengotor halus

Pengotor =  $45.583,67 \text{ kg/jam} \times 15\%$   
=  $6.837,55 \text{ kg/jam}$

Rate aliran = total air bersih x pengotor  
=  $45.583,67 \text{ kg/jam} \times 6.837,55 \text{ kg/jam}$   
=  $52.421,23 \text{ kg/jam}$

Pengotor yang tersaring = Pengotor x 10 %  
=  $6.837,55 \text{ kg/jam} \times 10\%$   
=  $683,75 \text{ kg/jam}$

Laju alir massa =  $\frac{\text{Rate masuk}}{\text{Pengotor yang tersaring}}$   
=  $\frac{52.421,23 \text{ kg/jam}}{683,75 \text{ kg/jam}}$   
=  $51.737,47 \text{ kg/jam}$

a) Laju Alir Volume

Laju alir volume =  $\frac{\text{Laju air massa}}{\rho} = \frac{51.727,47 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} = 51,89 \text{ m}^3/\text{jam}$

b) Kriteria Desain

Adapun kriteria desain untuk bar screen pengolahan air menurut Metcalf & Eddy, 1979 yaitu:

- Jarak antar batang (b) = 1 – 2 in  
     Dipilih = 1 in = 0,0254 m
- Tebal batang (w) = 0,8 – 1 in  
     Dipilih = 0,8 in = 0,02032 m
- Kemiringan batang ( $\alpha$ ) = 30°-60°  
     Dipilih = 60°

c) Dimensi Bak

Rencana perbandingan Lebar (L) dan Tinggi (H) sebagai berikut:

$$H = 1 \text{ m}$$

$$L = 2 \text{ m}$$

- Jumlah batang (n)

$$L = nw + (n + 1) b$$

$$= nw + bn + b$$

$$= n(w + b) + b$$

sehingga,

$$n = \frac{L - b}{w + b}$$

$$= \frac{2 \text{ m} - 0,0254 \text{ m}}{0,0203 \text{ m} + 0,0254 \text{ m}}$$

$$= 43,19 \text{ buah}$$

$$= 43 \text{ buah}$$

- Jumlah bukaan (N)

$$\begin{aligned}
 N &= n + 1 \\
 &= 43 + 1 \\
 &= 44 \text{ bukaan}
 \end{aligned}$$

- Luas tiap bukaan ( $A_b$ )

$$\begin{aligned}
 A_b &= b \times \frac{1 \text{ m}}{\sin \alpha} \\
 &= 0,0254 \text{ m} \times \frac{1 \text{ m}}{\sin 60} \\
 &= 0,86 \text{ m}^2 \\
 &= 45,46 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Bak penampungan awal

Fungsi = Menampung air sungai dan mengendapkan partikel berat dalam air sungai yang berasal dari sungai

Bentuk = Bak Balok

Bahan = Beton

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas =  $997 \text{ kg/m}^3$

Volume air yang akan di tampung ( $V_c$ ) =  $51.737,47 \text{ kg/jam}$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air yang akan mengisi bak} &= \frac{51.737,47 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 51,89 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Direncanakan bak dengan *over design* 20% maka:

$$\begin{aligned}
 V_b &= 1,2 \times 51,89 \text{ m}^3 \\
 &= 62,27 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$



Penentuan ukuran bak:

$$\text{Panjang (P)} = 2x$$

$$\text{Lebar (L)} = 1x$$

$$\text{Tinggi (T)} = 1x$$

Maka:

$$V = P.L.T$$

$$= 51,89 \text{ m}^3 = 2x^3$$

$$x^3 = \sqrt[3]{951,89 \text{ m}^3} = 2,96 \text{ m}$$

Sehingga,

$$P = 2x$$

$$= 2 \times 2,96 \text{ m}$$

$$= 5,92 \text{ m}$$

Maka,

$$\text{Panjang} = 5 \text{ meter}$$

$$\text{Lebar} = 2 \text{ meter}$$

$$\text{Tinggi} = 2 \text{ meter}$$

c. Tangki *clarifier*

Fungsi = Mengendapkan kotoran yang tersuspensi dalam air dengan penambahan koagulan

Bentuk = Silinder tegak dengan konis dasar

Bahan = *Carbon steel*

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas = 997 kg/m<sup>3</sup>

Volume air yang akan di tampung (Vc) = 51.737,47 kg/jam

Volume air yang akan mengisi bak =  $\frac{51.737,47 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3}$

= 51,89 m<sup>3</sup>

Direncanakan tangki dengan *over design* 20% maka:

Vt = 1,2 x 51,89 m<sup>3</sup>

= 62,27 m<sup>3</sup>

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi (D:H) = 1:1

(Brownell & Young, 1959)

Volume tangki = Volume *shell* + Volume konis

Volume *shell* (Vs) =  $\frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$

Volume konis (Vc) =  $\frac{1}{24} \pi D^3$

Volume tangki (Vt) =  $\frac{\pi}{4} D^3 + \frac{1}{24} \pi D^3$   
= 32,92 m<sup>3</sup> + 0,13 D<sup>3</sup>

Vt =  $(7 \frac{\pi}{24}) D^3$

D<sup>3</sup> =  $(24 \times \frac{vt}{7\pi})$

=  $(24 \times \frac{62,27 \text{ m}^3}{7 \times 3,14})$

D = 4,08 m

H = 4,08 m

### Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Konis (Hk)} &= \frac{1}{2} \frac{D}{\tan \alpha} \\ &= \frac{1}{2} \frac{4,0815 \text{ m}}{\tan 45} \\ &= 1,2599 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan dalam konis (Vk)} &= \left(\frac{1}{24}\right) \times \pi (D^3) \\ &= \left(\frac{1}{24}\right) \times 3,14 (67,99) \\ &= 41,128,51 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan dalam sheel (Vs)} &= V_t - V_k \\ &= 62,27 \text{ m}^3 - 41,128,51 \text{ m}^3 \\ &= 41,076,62 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan dalam sheel (Hc)} &= \frac{(D^3 \times 4)}{(\pi \times V_s)^2} \\ &= \frac{(67,9 \text{ m} \times 4)}{(3,14 \times 41,076,62 \text{ m}^3)^2} \\ &= 11,31 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total bahan} &= H_k + H_c \\ &= 1,25 \text{ m} + 11,31 \text{ m} \\ &= 12,57 \text{ m}\end{aligned}$$

### Pengaduk

Jenis pengaduk = *Flat six-blade* turbin

Jumlah *baffle* = 4 buah

Adapun data-data standar diperoleh dari Tabel 3.4-1 (Geankoplis, 1997)

sebagai berikut:

$$\text{Diameter tangki (Dt)} = D = 4,08 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter pengaduk (Da)} &= 1,2 \times Dt \\ &= 1,2 \times 4,08 \text{ m} \\ &= 2,04 \text{ m} \\ &= 6,69 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal Baffle (J)} = \frac{Dt}{12} = \frac{4,08 \text{ m}}{12} = 0,34 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk ke dasar tangki, E} = \frac{Dt}{1/3} = \frac{4,08 \text{ m}}{1/3} = 1,36 \text{ m}$$

$$\text{Tebal pengaduk, W} = \frac{Da}{1/5} = \frac{2,04 \text{ m}}{1/5} = 0,40 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pengaduk, L} = \frac{Dt}{1/4} = \frac{4,08 \text{ m}}{1/4} = 1,02 \text{ m}$$

### Menghitung Kecepatan Pengaduk

$$\text{Densitas air} = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific gravity, sg} = 1$$

$$\text{Ht} = 12,57 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{WELH (water equivalent liquid height)} &= \text{Ht} \times \text{sg} \\ &= 12,57 \text{ m} \times 1 \end{aligned}$$

$$= 12,57 \text{ m}$$

$$= 41,26 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah Turbin} = \frac{12,57 \text{ m}}{3,30 \text{ m}}$$

$$= 3,0816$$

$$\text{Kecepatan pengaduk (N)} = \frac{600}{\pi \cdot Da} \frac{\sqrt{\text{WELH}}}{2 \cdot Da}$$

$$= \frac{600}{3,14 \times 6,69 \text{ ft}} \frac{\sqrt{41,26 \text{ ft}}}{2 \times 6,69 \text{ ft}}$$

$$= 70,85 \text{ rpm}$$

$$= 1,18 \text{ rps}$$

### Menghitung Power Pengaduk

Perhitungan bilangan *reynold*, NRe

$$\mu \text{ air} = 0,9 \text{ Cp}$$

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\rho \times n \times D^2}{\mu} \\ &= \frac{997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,21 \times 2,04 \text{ m}}{0,9 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}} \\ &= 5.448,06 \end{aligned}$$

$$\text{Diperoleh } N_p = 4$$

Fig. 3.4-4 (Geankoplis, 1997)

$$\begin{aligned} P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5 &= 4 \times 997 \text{ kg/m}^3 \times (1,21 \text{ rps})^3 \times (2,04 \text{ mm})^5 \\ &= 23.244,96 \text{ js} \\ &= 311,71 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor penggerak,  $n = 90\%$  (Fig. 14-38 Hal. 512 Peter)

$$\begin{aligned} \text{Daya motor penggerak} &= \frac{P}{n} = \frac{311,71 \text{ hp}}{90} \\ &= 346 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### Kebutuhan koagulan

$$\text{Jenis koagulan} = \text{PAC}$$

$$\text{Kadar koagulan} = 50 - 70 \text{ mg/lit, diambil } 60 \text{ mg/lit}$$

Jumlah air yang di olah = 27,44 kg/jam

Kebutuhan PAC = 1,3152 kg/jam

d. Bak *Sand Filter*

Fungsi = Menyaring partikel-partikel tersuspensi yang masih tersisa

Bentuk = *gravity sand filter*

Bahan = Beton

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas = 997 kg/m<sup>3</sup>

= 62.21 lb/ft<sup>3</sup>

Volume air yang akan di tampung

Vc = 18.294,17 kg/jam

= 80,49 gpm

Volume air dalam bak, Vc =  $\frac{18.294,17 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$

= 18,34 m<sup>3</sup>

Direncanakan bak dengan *over design* 20%

Vb = 1,2 x 18,34 m<sup>3</sup>

= 22,09 m<sup>3</sup>

Kecepatan penyaringan = 2 gal/min.ft<sup>2</sup> (GG Brown Hal-230)

Luas permukaan, A =  $\frac{Vc}{v}$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{280,49 \text{ gpm}}{2 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \cdot \text{ft}^2} \\
 &= 40,24 \text{ ft}^2 \\
 &= 3,78 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak:

Panjang (P) = 2x

Lebar (L) = 1x

Tinggi = 1x

Maka:

$$\begin{aligned}
 V &= P.L.T \\
 &= 18,34 \text{ m}^3 = 2x^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 X^3 &= \sqrt[3]{18,34 \text{ m}^3} \\
 &= 2,09 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 P &= 2x \\
 &= 2 \times 2,09 \text{ m} \\
 &= 4,18 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka,

Panjang = 5 meter

Lebar = 2 meter

Tinggi = 2 meter

e. Bak air bersih

Fungsi = Menampung air bersih dari bak send filter

Bentuk = Balok

Bahan = Beton

Waktu tinggal = 2 jam

Densitas =  $997 \text{ kg/m}^3$

=  $62,21 \text{ lb/ft}^3$

Volume air yang akan di tampung ( $V_c$ )

$V_c = 18.294,17 \text{ kg/jam}$

Volume air dalam bak,  $V_c = \frac{18.294,178 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3}$

=  $36,69 \text{ m}^3$

Dirancang bak dengan *over design* 20 %, maka:

$V_b = 1,2 \times 36,69 \text{ m}^3$

=  $44,03 \text{ m}^3$

Penentuan ukuran bak:

Panjang (P) = 2x

Lebar (L) = 1x

Tinggi = 1x

Maka:

$V = P.L.T$

=  $36,69 \text{ m}^3 = 2x^3$

$X^3 = \sqrt{36,69 \text{ m}^3}$

=  $2,63 \text{ m}$

Sehingga,



$$\begin{aligned}
 P &= 2x \\
 &= 2 \times 2,63 \text{ m} \\
 &= 5,27 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Panjang} = 5 \text{ meter}$$

$$\text{Lebar} = 2 \text{ meter}$$

$$\text{Tinggi} = 2 \text{ meter}$$

f. Bak Air Sanitasi

$$\text{Fungsi} = \text{Menampung air kebutuhan sanitasi}$$

$$\text{Bentuk} = \text{Balok}$$

$$\text{Bahan} = \text{Beton}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 6 \text{ jam}$$

$$\text{Jumlah} = 1 \text{ unit}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas air} &= 997 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 62,21 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Volume air yang akan di tampung ( $V_c$ )

$$\begin{aligned}
 V_c &= 463,60 \text{ kg/jam} \\
 &= 2,03 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air dalam Bak} &= \frac{463,60 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 6 \text{ jam}}{997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= 2,78 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Dirancang bak dengan *over design* 20%, maka:

$$V_b = 1,2 \times 2,78 \text{ m}^3$$

$$= 3,34 \text{ m}^3$$

Penentuan ukuran bak:

$$\text{Panjang (P)} = 2x$$

$$\text{Lebar (L)} = 1x$$

$$\text{Tinggi (T)} = 1x$$

Maka,

$$\begin{aligned} V &= P.L.T \\ &= 2,78 \text{ m}^3 = 2x^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X^3 &= \sqrt{2,78 \text{ m}^3} \\ &= 1,11 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} P &= 2x \\ &= 2 \times 1,11 \text{ m} \\ &= 2,23 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka,

$$\text{Panjang} = 2 \text{ meter}$$

$$\text{Lebar} = 1 \text{ meter}$$

$$\text{Tinggi} = 1 \text{ meter}$$

g. Tangki Kation *Exchanger*

Fungsi = Menghilangkan kesadahan air melalui pertukaran kation

Bentuk = Silinder tegak *bed resin*

Bahan = *Carbon steel*

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air =  $997 \text{ kg/m}^3$

=  $62,21 \text{ lb/ft}^3$

Volume air yang akan di tampung,  $V_c = 8,443.33 \text{ kg/jam}$

Volume air dalam tangki,  $V_c$

$$V_c = \frac{8,443.33 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 8,46 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 37,28 \text{ gpm}$$

Menentukan luas penampang *bed* resin,  $A_r$

Jika kecepatan penyerapan 3-5  $\text{gpm/ft}^2$ , dipilih 4  $\text{gpm/ft}^2$

$$A_r = \frac{V_c}{4 \text{ gpm/ft}^2}$$

$$= \frac{1.437,28 \text{ gpm}}{4 \text{ gpm/ft}^2}$$

$$= 9,32 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan (Powell, 1954) hal-155, diketahui tinggi *bed* resin dalam *exchanger* yaitu 30-72 in, maka ditetapkan:

Tinggi *bed* = 72 in

= 6 ft

=  $1,829 \text{ m}^2$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bed} &= Ar \times T \\
 V_b &= 36,18 \text{ ft}^2 \times 6 \text{ ft} \\
 &= 217,11 \text{ ft}^3 \\
 &= 1,82 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= \left( \frac{4 Ar}{\pi} \right)^{1/2} \\
 &= \left( \frac{4 \times 9,32 \text{ ft}^2}{3,14} \right)^{1/2} \\
 &= 5,93 \text{ ft} \\
 &= 1,80 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ditetapkan } H &= 1,5D \\
 H &= 1,5 \times 1,80 \text{ m} \\
 &= 2,71 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jika diasumsikan kesadahan air = 60 ppm = 3,5 *grain/gallon*. Kandungan *grain hardness* dalam air, yaitu:

$$\begin{aligned}
 \text{Grain hardnes} &= V_c \times \text{kesadahan air} \\
 &= 37,28 \text{ gpm} \times 3.5 \text{ grain/glan} \times 60 \text{ min/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Grain hardnes} = 7.831,58 \text{ grain/jam}$$

Berdasarkan Tabel 6 Hal-176 (Powell, 1954), diketahui untuk “*caustic*” memiliki kapasitas penyerapan 11 *kgrain/ft*<sup>3</sup>, sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume resin } v_r &= \text{Volume bed} \times \text{kapasitas penyerapan} \\
 &= 5,93 \text{ ft}^3 \times 2,800 \text{ grain/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$= 159.599,27 \text{ grain}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu operasi} &= \frac{Vr}{\text{grain hardness}} \\ &= \frac{159.599,27 \text{ grain grainn}}{7.831,58 \frac{\text{grain}}{\text{jam}}} \\ &= 20 \text{ jam} \end{aligned}$$

h. Tangki Anion *Exchanger*

Fungsi = Menghilangkan kesadahan air melalui pertukaran anion

Bentuk = Silinder tegak *bed* resin

Bahan = *Carbon steel*

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air =  $997 \text{ kg/m}^3$

$$= 62,21 \text{ lb/ft}^3$$

Volume air yang akan di tampung =  $8.443,33 \text{ kg/jam}$

Volume air yang mengisi bak

$$Vc = \frac{8.443,33 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}}{997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 8,46 \text{ m}^3/\text{jam m}^3$$

$$= 37,28 \text{ gpm}$$

Menentukan luas penampang *bed* resin, Ar

Jika kecepatan penyerapan  $3-5 \text{ gpm/ft}^2$ , dipilih  $4 \text{ gpm/ft}^2$

$$\begin{aligned}
 Ar &= \frac{Vc}{4 \text{ gpm/ft}^2} \\
 &= \frac{37,28 \text{ gpm}}{4 \text{ gpm/ft}^2} \\
 &= 9,32 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Berdasarkan (Powell, 1954) hal-155 diketahui tinggi *bed* resin dalam *exchanger* yaitu 30-72 in, maka ditetapkan:

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi } bed &= 72 \text{ in} \\
 &= 6 \text{ ft} \\
 &= 1,82 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume } bed &= Ar \times T \\
 Vb &= 9,32 \text{ ft}^2 \times 6 \text{ ft} \\
 &= 55,92 \text{ ft}^3 \\
 &= 1,58 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= \left( \frac{4Ar}{\pi} \right)^{1/2} \\
 &= \left( \frac{4 \times 9,3 \text{ ft}^2}{3,14} \right)^{1/2} \\
 &= 5,93 \text{ ft} \\
 &= 1,80 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Ditetapkan } H = 1,5 D$$

$$\begin{aligned}
 H &= 1,5 \times 1,80 \text{ m} \\
 &= 2,71 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jika diasumsikan kesadahan air = 60 ppm = 3,5 *grain/gallon*. Kandungan *grain hardness* dalam air sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Grain hardness} &= V_c \times \text{kesadahan air} \\
 &= 37,28 \text{ gpm} \times 3,5 \text{ grain/glan} \times 60 \text{ min/jam} \\
 &= 7.831,43 \text{ grain/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 6 Hal-176 (Powell, 1954) diketahui untuk “caustic” memiliki kapasitas penyerapan 11 kgrain/ft<sup>3</sup>, sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume resin, } v_r &= \text{Volume } bed \times \text{kapasitas penyerapan} \\
 &= 55,92 \text{ ft}^3 \times 11.000 \text{ grain/ft}^3 \\
 &= 651.211,43 \text{ grain}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu operasi} &= \frac{v_r}{\text{grain hardness}} \\
 &= \frac{651.211,43 \text{ grain}}{7.831,43 \text{ grain/jam}} \\
 &= 78,56 \text{ jam (79 jam)} \\
 &= 3,27 \text{ hari}
 \end{aligned}$$

i. Tangki H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Fungsi = Melarutkan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk regenerasi penukar kation

Bentuk = Silinder tegak

Bahan = Carbon steel

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 1830 kg/m<sup>3</sup>

Menghitung kebutuhan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Kemampuan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk regenerasi yaitu 1,23 lb/ft<sup>3</sup> = 19,7028 kg/m<sup>3</sup> hal  
172 (Powell, 1954)

$$\begin{aligned} \text{Volume bed} &= 55,92 \text{ ft}^3 \\ &= 1,58 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang dibutuhkan} &= 1,58 \text{ m}^3 \times 19,70 \text{ kg/m}^3 \\ &= 31,20 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menghitung massa air yang dibutuhkan:

Larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dibuat dengan kadar 5%, maka:

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \frac{95\%}{5\%} \times 31,20 \text{ kg} \\ &= 592,86 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menghitung volume larutan:

$$\begin{aligned} V_l &= \frac{592,86 \text{ kg} + 31,20 \text{ kg}}{1830 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,34 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung volume tangki:

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 0,34 \text{ m}^3 \\ &= 0,40 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi *shell* = D:H = 1:1

(Brownell & Young, 1959)

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\begin{aligned} D^3 &= \frac{4 \times V_t}{\pi} \\ &= \frac{4 \times 0,23 \text{ m}^3}{3,14} = 0,52 \end{aligned}$$



$$D = \sqrt[3]{0,52} = 0,80 \text{ m}$$

$$H = D = 0,80 \text{ m}$$

j. Tangki NaOH

Fungsi = Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion

Bentuk = Silinder tegak

Bahan = *Carbon steel*

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas =  $1230 \text{ kg/m}^3$

Menghitung kebutuhan NaOH

Kemampuan NaOH untuk regenerasi yaitu  $3,5 \text{ lb/ft}^3 = 56.0648 \text{ kg/jam}$  hal 176 (Powell, 1954)

Volume bed =  $55,92 \text{ ft}^3 = 1,58 \text{ m}^3$

NaOH yang dibutuhkan =  $1,58 \text{ m}^3 \times 56,06 \text{ kg/jam} = 88,79 \text{ kg}$

Menghitung massa air

Larutan NaOH dibuat dengan kadar 5%

$$\text{Massa air} = \frac{95\%}{5\%} \times 88,79 \text{ kg}$$

$$= 1.697,01 \text{ kg}$$

Menghitung volume larutan

$$V_l = \frac{88,79 \text{ kg} + 1.697,01 \text{ kg}}{1230 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,83\text{m}^3$$

Mengitung volume tangki

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 0,83\text{m} \\ &= 1,00 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi shell = D:H = 1:1

(Brownell & Young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3 \\ D^3 &= \frac{4 \times V_t}{\pi} \\ D &= \frac{4 \times 1,00 \text{ m}^3}{3,14} = 1,08 \text{ m}^3 \\ H &= D = 1,08 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

k. Tangki Air Umpan Boiler

Fungsi = Menampung air untuk kebutuhan boiler

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Bahan = *Carbon steel SA-283 grade C*

Waktu tinggal = 2 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m<sup>3</sup>

= 62,21 lb/ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \frac{\text{Rate aliran}}{\rho \text{ air}} \times \text{waktu} \\ &= \frac{48.443,33 \text{ kg/jam}}{997 \text{ kg/m}^3} \times 2 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$= 16,93 \text{ m}^3$$

Dirancang bak penampungan dengan over design 20%, sehingga:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 16,93 \text{ m}^3$$

$$= 20,32 \text{ m}^3$$

Ditetapkan ukuran H/D = 1:1

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi \times D^2 \times h}{4}$$

$$20,3249 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times D^2 \times 1,5 D}{4}$$

$$D^3 = 25,89$$

$$\text{Diameter tangki} = \sqrt[3]{\frac{20,32 \text{ m}^3}{3,14}}$$

$$= 2,72 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = 2,72 \text{ m}$$

#### 1. Deaerator

Fungsi = Menampung air untuk kebutuhan boiler

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Bahan = *Carbon steel SA-283 grade C*

Waktu tinggal = 2 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air = 997 kg/m<sup>3</sup>

$$= 62,21 \text{ lb/ft}^3$$

Kondisi operasi = Temperatur 30°C

= Tekanan 1 atm (101,325 kpa)

Laju alir volume = 8.442,34 kg/jam

Volume larutan (Vl) = Laju air volume x densitas  
= 8,442.34 kg/jam x 997 kg/m<sup>3</sup>  
= 8,46 m<sup>3</sup>/jam

Volume tangki (Vt) = 1,2 x Vl  
= 1,2 x 8,46 m<sup>3</sup>/jam  
= 10,16 m<sup>3</sup>

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi tangki = D:H = 1:1

(Brownell & Young)

Volume tangki = Volume *shell* + (2 x volume *head*)

Volume *shell* Vs =  $\frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$

Volume *head*, Vh = 0,000049 D<sup>3</sup>

Volume tangki =  $\frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$

= 0,22 D<sup>3</sup>

10,1624 m<sup>3</sup> = 1,04 D<sup>3</sup>

D<sup>3</sup> =  $\frac{10,16 \text{ m}^3}{0,22 D^3}$

= 45,2906 m<sup>3</sup>

=  $\sqrt[3]{45,29 \text{ m}^3}$

D = 3,56 m

= 140,33 in

$$r = 70,16 \text{ in}$$

$$H = 3,56 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam tangki  $H_t$

$$\text{Volume head, } V_h = 0,000049 D^3 \times (3,56 \text{ m})$$

$$= 0,017 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan dalam shell, } V_s = V_l - V_h$$

$$= 8,46 \text{ m}^3/\text{jam} - (0,017 \text{ m}^3)$$

$$= 48,46 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } H_t = \frac{4 \times V_s}{\pi D^2}$$

$$= \frac{4 \times 48,46}{3,14 \times (3,56 \text{ m})^2}$$

$$= 0,84 \text{ m}^3$$

Tekanan desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \rho \cdot g \cdot h$$

$$= 997 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 0,84 \text{ m}^3$$

$$= 82.743 \text{ Pa}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan desain} = 1,2 \text{ kpa}$$

$$= 0,17 \text{ psi}$$

Tebal dinding tangki,  $t_s$

Allowable working stress,  $f = 16,259$  psi Tabel 13.1 (Brownell & Young, 1959)

Efisiensi,  $E = 80\%$  Tabel 13.2 (Brownell & Young, 1959)

Faktor korosi,  $C = 0.125$  in (Hal-542 Tabel 6 Peter)

$$\begin{aligned} \text{Tebal dinding } \textit{shell}, \textit{ ts} &= \frac{Pd.r}{F.E-0.6pd} + C \\ &= \frac{0,17 \text{ psi} \times 70,16 \text{ in}}{(16,259 \text{ psi} \times 0.8) - 0,6 (0,17 \text{ psi})} + 0,125 \\ &= 0,02 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *head* (OA)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times \textit{ts}) \\ &= 140,33 \text{ in} + (2 \times 0,02 \text{ in}) \\ &= 140,37 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standar = 120 in Tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959)

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Icr} &= 1 \frac{1}{4} \\ &= 7,25 \text{ r} \\ &= 114 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \left( 3 \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \left( 3 \sqrt{\frac{114}{7,25}} \right) \end{aligned}$$

$$\text{Th} = \frac{Pd.w}{2f.E - 0.2pd} + C$$

$$= \frac{0,17 \text{ psi} \times 11,79}{(2 \times 12,65 \text{ psia}) - 0,2 (0,17) \text{ psi}} + 0,12 \text{ in}$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

Dipilih tebal *head* standar 3/16 in (0,1875 in) dan dari sf standar 1,5 - 2 dipilih 1,80 in Tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959)

$$A = \frac{D}{2}$$

$$= \frac{140,3357 \text{ in}}{2}$$

$$= 70,1678 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 70,16 \text{ in} - 7,25 \text{ in}$$

$$= 62,91 \text{ in}$$

$$BC = R - icr$$

$$= (114 - 7,25) \text{ in}$$

$$= 106,75 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{106,75 \text{ in}^2 - 62,91 \text{ in}^2}$$

$$= 7,436.90 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= (144 - 7,436.90) \text{ in}$$

$$= 27,76 \text{ in}$$

$$OA = Th + sf + b$$

$$= 0,12 \text{ in} + 1,80 \text{ in} + 27,76 \text{ in}$$

$$= 7,08 \text{ in}$$

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

$$\text{Panjang tangki} = \text{Panjang shell} + (2 \times \text{tinggi head (OA)})$$

$$= 3,56 \text{ m} + (2 \times 7,08 \text{ in})$$

$$= 3,96 \text{ m}$$

m. Bak air proses

$$\text{Fungsi} = \text{Menampung air kebutuhan air proses}$$

$$\text{Bentuk} = \text{Balok}$$

$$\text{Bahan} = \text{Beton}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 2 \text{ jam}$$

$$\text{Jumlah} = 1 \text{ unit}$$

$$\text{Densitas} = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$= 62,21 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume air yang akan di tampung (Vc)} = 4.216,66 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume air dalam bak}$$

$$V_c = \frac{4.216,66 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2 \text{ jam}}{997 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 8,45 \text{ m}^3$$

Dirancang bak dengan *over design* 20%, maka:

$$V_b = 1,2 \times 8,45 \text{ m}^3$$

$$= 10,15 \text{ m}^3$$

$$\text{Panjang (P)} = 2x$$



Lebar (L) = 1x

Tinggi (T) = 1x

Maka:

V = P.L.T

= 10,15 m<sup>3</sup> = 2x<sup>3</sup>

x =  $\sqrt[3]{10,15 \text{ m}^3} = 1,71 \text{ m}$

Sehingga:

P = 2x

= 2 x 1,71 m

= 3,43 m

Maka,

Panjang = 3 meter

Lebar = 1 meter

Tinggi = 1 meter

n. Bak air pendingin

Fungsi = Menampung sementara kebutuhan air pendingin sebelum digunakan di pabrik

Bentuk = Balok

Bahan = Beton

Waktu tinggal = 2 jam

Jumlah = 1 Unit

Densitas air = 997 kg/m<sup>3</sup>

$$= 62,21 \text{ lb/ft}^3$$

Volume air yang akan di tampung ( $V_c$ ) = 3.842,93 kg/jam

Volume air dalam bak

$$\begin{aligned} V_c &= \frac{3,842.93 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2 \text{jam}}{997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 7,70 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang bak dengan over design 20 %, maka:

$$\begin{aligned} V_b &= 1,2 \times 7,70 \text{ m}^3 \\ &= 9,25 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Penentuan ukuran bak:

$$\text{Panjang} = 2x$$

$$\text{Lebar} = 1x$$

$$\text{Tinggi} = 1x$$

Maka:

$$V = P.L.T$$

$$X^3 = \sqrt{9,25 \text{ m}^3}$$

$$= 1,66 \text{ m}$$

Sehingga:

$$P = 2x$$

$$= 2 \times 1,66 \text{ m}$$

$$= 3,33 \text{ m}$$

Maka,

Panjang = 1 meter

Lebar = 1 meter

Tinggi = 1 meter

o. Cooling tower

Fungsi = Mendinginkan air pendingin dari peralatan untuk digunakan kembali

Jenis = *Cooling tower induced draft*

Waktu tinggal = 2 jam

Jumlah = 1 Unit

Densitas air = 997 kg/m<sup>3</sup>  
= 62,21 lb/ft<sup>3</sup>

Kondisi operasi:

Suhu air masuk (*t in*) = 45°C = 122°F

Suhu air keluar (*t out*) = 30°C = 86 °F

Suhu *wet bulb* (*Twb*) = 22°C = 77 °F

Laju alir = 3,493,57 kg/jam

Kecepatan volumetrik =  $\frac{\text{Laju alir}}{\rho \text{ air}}$

$$= \frac{3,493.57 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$= 3,50 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 15.42 \text{ gpm}$$

Berdasarkan Perry's 7<sup>th</sup> ed, fig. 12-14, hal. 12-16, diketahui kecepatan aliran pendingin (L) 0,25 gal/m.ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Luas tower} &= \frac{Q}{L} \\ &= \frac{15,42 \text{ gpm}}{0,25 \frac{\text{gal}}{\text{m} \cdot \text{ft}}} \\ &= 6,17 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

*Over design* menara 20% sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Luas menara} &= 1,2 \times 6,17 \text{ ft}^2 \\ &= 7,40 \text{ ft}^2 \\ &= 0,69 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Ditentukan P/L} = 2$$

$$\text{Panjang} = 1,17 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 1,17 \text{ m}$$

Berdasarkan Perry's 7<sup>ed</sup> hal 12-16, untuk *cooling range* 25-35 °F dan temperatur *approach* 15-20 °F diperoleh tinggi menara 4,6 – 6,1 m, maka dipilih tinggi menara = 6 m dan lebar 3 m.

$$\begin{aligned} \text{Volume menara (V)} &= Q \times t \\ &= 3,50 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam} \\ &= 7,00 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi menara} &= \frac{V}{A} \\ &= \frac{7,00 \text{ m}^3}{0,69 \text{ m}^2} \\ &= 10,18 \text{ m} \end{aligned}$$

Diambil standar *power performance* menara 100% maka dari Perry's 7<sup>th</sup> ed, fig. 12-15, hal. 12-17 diperoleh tenaga kipas 0,041 Hp/ft<sup>2</sup>.

$$\begin{aligned}\text{Tenaga yang dibutuhkan} &= A \times 0,041 \text{ Hp/ft}^2 \\ &= 7,40 \text{ ft}^2 \times 0,041 \text{ Hp/ft}^2 \\ &= 0,30 \text{ Hp}\end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi fan} = 90\%$$

$$\text{Fan power} = 0,02$$

$$\text{Efisiensi motor} = 85\%$$

$$\begin{aligned}\text{Daya motor} &= 0,02 / 0,85 \\ &= 0,03 \text{ hp}\end{aligned}$$

p. Pompa

Dalam proses utilitas ini digunakan beberapa pompa, yaitu:

1. P-201 : Mengalirkan air dari sungai menuju bak penampungan awal
2. P-202 : Mengalirkan air dari bak penampungan awal menuju tangki pengendapan
3. P-203 : Mengalirkan air dari bak penampung air sanitasi
4. P-204 : Mengalirkan air dari bak air bersih menuju tangki kation exchanger
5. P-205 : Mengalirkan air dari tangki umpan boiler menuju boiler
6. P-206 : Mengalirkan umpan air menuju peralatan proses
7. P-207 : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju peralatan

proses

8. P-208 : Mengalirkan bahan bakar boiler dari tangki

penyimpanan : menuju boiler

### **Perhitungan pompa (P-201)**

Tipe: pompa sentrifugal

Kapasitas laju alir umpan (Q) = 16.966,54 kg/jam

$$= 37.404,77 \text{ lb/jam}$$

Densitas air ( $\rho$ ) = 997 kg/m<sup>3</sup>  
= 66,99 lb/ft<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) = 0,9 cp  
= 0,0006 lb/ft.s

Laju volumetrik (Qf) =  $\frac{Q}{\rho}$   
=  $\frac{37.404,77 \text{ lb/jam}}{66,99 \text{ lb/ft}^3}$   
= 558,318 ft<sup>3</sup>/jam  
= 0,15 ft<sup>3</sup>/s  
= 69,60 gpm  
= 9,68 lbm/s

a. Perencanaan pompa

Diasumsikan laju alir pipa sebagai aliran turbulen, maka berdasarkan Peter and Timmerhaus pers.15 hal 496 ( $N_{re} \geq 2100$ ) maka diameter optimum (Diopt):

$$\begin{aligned}
 \text{Diopt} &= 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,155 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}^{0,45} \times 66,99^{0,13} \\
 &= 2,91 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel A5-1 (Geankoplis, 1997), dipilih:

$$\text{Nominal size pia} = 3$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Inside diameter (ID)} = 2,06 \text{ in}$$

$$= 0,17 \text{ ft}$$

$$\text{Outside diameter (OD)} = 3,50$$

$$\text{Luas penampang} = 0,23 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linier (V)} = \frac{Qf}{A}$$

$$= \frac{0,155 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{0,02 \text{ ft}}$$

$$= 6,65 \text{ ft/s}$$

b. Pemeriksaan bilangan *reynold* (NRe):

$$\text{Nre} = \frac{\rho \times v \times ID}{\mu}$$

$$= \frac{66,99 \times 6,65 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,17 \text{ ft}}{0,0006 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

$$= 12.695,88 \text{ (NRe} \geq 2100, \text{ maka asumsi benar)}$$

Dipilih material pipa *commercial steel*:

$$\varepsilon = 0,046 \text{ mm}$$

$$= 0,00015 \text{ ft}$$

$$\varepsilon/\text{ID} = 0,00015 \text{ ft} / 2,06$$

$$= 0,000227 \text{ in}$$

$$f = 0,00225$$

Direncanakan:

$$\text{Panjang pipa lurus (P)} = 500 \text{ m}$$

$$= 1.640,42 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi pompa} = 5 \text{ m}$$

$$= 16,40 \text{ ft}$$

*Elbow 90°*

$$\text{Le/ID} = 32 \text{ Tabel 1 Hal-848 (Peters \& Timmerhaus, 1991)}$$

$$\text{Le} = 32 \times 3 \times \text{ID}$$

$$= 32 \times 3 \times 0,17 \text{ ft}$$

$$= 16,40 \text{ ft}$$

$$\text{Kf} = 0,75$$

*1 gate valve open*

$$\text{Le/ID} = 7 \text{ Tabel 1 Hal-848 (Peters \& Timmerhaus, 1991)}$$

$$\text{Le} = 7 \times 1 \times \text{ID}$$

$$= 7 \times 1 \times 0,17 \text{ ft}$$

$$= 1,20 \text{ ft}$$

$$\text{Kf} = 0,17$$

$$\text{Panjang toal pipa} = 1,640.42 \text{ ft} + 16,52\text{ft} + 1,20 \text{ ft}$$

$$= 1.658,1546 \text{ ft}$$


c. Menentukan *friction loss*



Faktor konverai gravitasi,  $g_c = 32,17 \text{ ft.lbm mass/s}^2$

- Fraksi sepanjang pipa lurus, F1

$$\begin{aligned} F1 &= \frac{2 \times f \times v^2 \times L}{g_c \times ID} \\ &= \frac{2 \times 0,002 \times (6,65 \text{ ft/s})^2 \times 1,658,1 \text{ ft}}{32,17 \text{ ft.lbm mass/s}^2 \times 0,17 \text{ ft}} \\ &= 59,68 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$


$$\begin{aligned} F2 &= \frac{n \times K_f \times v^2}{2 \times g_c} \\ &= \frac{3 \times 0,75 \times 6,65 \text{ ft/s}^2}{2 \times 32,17 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lbf}} \\ &= 1,549,34 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

- Friksi *elbow* 90°, F2

$$\begin{aligned} F2 &= \frac{n \times K_f \times v^2}{2 \times g_c} \\ &= \frac{1 \times 0,17 \times 6,65 \text{ ft/s}^2}{2 \times 32,17 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lbf}} \\ &= 0,11 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

- Friksi pada *gate valve*, F3

- Total friksi ( $\Sigma F$ )

$$\begin{aligned}\Sigma F &= (59,68 + 1,54 + 0,11) \text{ lbf ft/lbm} \\ &= 61,34 \text{ lbf.ft/lbm}\end{aligned}$$

d. Kerja pompa / head pompa (W)

Dengan hukum Bernoulli (Pers.10 Peters, hal 486), didapatkan kerja pompa:

$$W = \left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + (\Delta Z) + \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F$$

Dimana:

W = Head pompa (ft.lbf/lbm)

$\Delta P/\rho$  = Pressure head (ft.lbf/lbm)

$\Delta Z$  = Potensial head (ft.lbf/lbm)

$\Delta V^2/2 \times g_c$  = Velocity head (ft.lbf/lbm)

F = Friction head (ft.lbf/lbm)

Gc = 32,17 ft.lbm mass/s<sup>2</sup>.lbf

g = 32,17 ft/s<sup>2</sup>

$\alpha$  = 1 (aliran turbulen)

Diketahui:

V1 = 0 Maka  $\Delta V = 8,49 \text{ ft/s}$

V2 = 6,65 ft/s

$$P1 = P2 \text{ Maka } \Delta P = 0$$

Beda ketinggian ditinjau dari ketinggian bak 5 m – *suction* pompa 0,5 m

$$\text{Maka } \Delta V = 4,5 \text{ m}$$

$$= 14,76 \text{ ft}$$

$$= \frac{g \times \Delta Z}{gc}$$

$$= 14,76 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$W = \left( \frac{(6,65 \text{ ft/s})^2}{2 \times 1 \times 31,17 \text{ ft.lbm/s}^2 \cdot \text{lbf}} \right) + 14,76 \text{ ft.lbf/lbm} + 61,34 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$= 62,49 \text{ ft.lbf/lbm}$$

e. Menghitung daya pompa

Untuk  $Q = 69,60 \text{ gpm}$

Diperoleh efisiensi pompa ( $\eta_p$ ) = 40% fig.14-37, hal-520 (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$W_p = \frac{w}{\eta_p}$$

$$= \frac{62,49 \text{ ft.lbf/lbm}}{40\%}$$

$$= 156,24 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Sehingga,

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times Q_f}{550}$$

$$= \frac{156,24 \frac{\text{ft.lb}}{\text{lbm}} \times 13,75 \text{ lbm/s}}{550}$$

$$= 2,75 \text{ Hp}$$

f. Menghitung daya motor

Untuk BHP = 7.8571 Hp, diperoleh efisiensi motor ( $\eta_m$ ) = 80% fig.14-38, hal-521 (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{2,750 \text{ Hp}}{0,80} \\ &= 3,43 \text{ hp} \\ &= 3 \text{ hp} \end{aligned}$$

Tabel D.4 Spesifikasi Pompa

Pompa	Laju Alir, Qf (kg/jam)	A (ft <sup>2</sup> )	ID (in)	V (ft/s)	Lt (ft)	Daya (HP)	Daya Standar (HP)
P-201	16.966,54	0,02	2,06	6,65	1,658.15	3,43	3
P-202	16.966,54	0,02	2,06	7,25	46,32	0,23	1
P-203	463,60	0,60	1,04	0,39	688,77	0,10	0,5
P-204	8.443,33	0,60	1,04	13,83	688,77	0,02	0,5
P-205	8.443,33	0,60	1,04	1,25	52,29	0,95	0,5
P-206	4.216,66	0,03	2,46	1,25	525,56	0,01	0,5
P-207	3.842,93	0,60	1,04	0,17	1,018.69	0,000	0,5
P-208	8.641,59	0,60	1,04	0,40	98,22	0,08	0,5

### 3. Unit penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini direncanakan dipenuhi dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator sebagai cadangan. Adapun perincian kebutuhan listrik, sebagai berikut:

#### a. Kebutuhan listrik untuk proses

$$\begin{aligned} P \text{ proses} &= 276 \text{ HP} \times 0,74 \text{ kw/HP} \\ &= 205,53 \text{ kW} \end{aligned}$$

#### b. Kebutuhan listrik utilitas

$$\begin{aligned}
 P \text{ utilitas} &= 80 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kW/Hp} \\
 &= 59,80 \text{ watt} \\
 &= 0,59 \text{ Kw}
 \end{aligned}$$

Total kebutuhan listrik untuk pabrikasi (P pabrikasi)

$$\begin{aligned}
 P \text{ pabrikasi} &= P \text{ proses} + p \text{ utilitas} \\
 &= 205,53 \text{ kW} + 0,59 \text{ Kw} \\
 &= 206,13 \text{ Kw}
 \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan 20 %, maka:

$$\begin{aligned}
 P \text{ Keamanan} &= 1,2 \times 206,13 \text{ Kw} \\
 &= 247,35 \text{ kw}
 \end{aligned}$$

c. Kebutuhan listrik untuk alat kontrol

$$\begin{aligned}
 P \text{ kontrol} &= 0,2 \times 247,35 \text{ kw} \\
 &= 49,47 \text{ kw}
 \end{aligned}$$

d. Kebutuhan listrik untuk penerangan

$$\begin{aligned}
 P \text{ penerangan} &= 0,2 \times 247,35 \text{ kw} \\
 &= 123,67 \text{ kw}
 \end{aligned}$$

e. Kebutuhan listrik untuk bengkel dan lainnya

$$\begin{aligned}
 P \text{ penerangan} &= 0,5 \times 247,35 \text{ kw} \\
 &= 123,67 \text{ kw}
 \end{aligned}$$

Total kebutuhan listrik

$$\begin{aligned}
 P &= P \text{ pabrikasi} + P \text{ kontrol} + P \text{ penerangan} + P \text{ penerangan lainnya} \\
 &= (206,13 + 49,47 + 123,67 + 123,67) \text{ kW} \\
 &= 544,18 \text{ kw}
 \end{aligned}$$

#### 4. Unit penyediaan bahan bakar

Generator disediakan untuk menyuplai kebutuhan listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan listrik dari PLN. Power faktor untuk generator penggerak mesin diesel diketahui sebesar 80%. Adapun bahan bakar yang akan digunakan adalah minyak solar dikarenakan lebih efisien dan memiliki nilai bakar yang tinggi.

$$\text{Daya yang dibutuhkan} = \frac{\text{total kebutuhan listrik}}{\text{power factor}}$$

$$= \frac{544,18 \text{ kw}}{0,80}$$

$$= 680,23 \text{ kw}$$

$$= 232.105,71 \text{ Btu/h}$$

$$\text{Nilai bahan bakar solar} = 19,86 \text{ btu/lb (Perry,1999)}$$

$$\text{Densitas bahan bakar solar} = 0,89 \text{ kg/l (Perry, 1999)}$$

Jumlah solar yang dibutuhkan untuk bahan bakar

$$= \frac{\text{daya yang dibutuhkan } \left(\frac{\text{btu}}{\text{jam}}\right)}{\text{nilai bahan bakar } \left(\frac{\text{btu}}{\text{jam}}\right)}$$

$$= \frac{232,105.71 \left(\frac{\text{btu}}{\text{jam}}\right)}{19,86 \left(\frac{\text{btu}}{\text{jam}}\right)}$$

$$= 11.687,09 \text{ lb/jam}$$

$$= 53.059,41 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan solar} = \frac{53,059.41 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}{0,89 \left(\frac{\text{kg}}{\text{l}}\right)}$$

$$= 59.617,31 \text{ l/jam}$$

Diperkirakan total gangguan listrik dari PLN selama 1 tahun produksi sebanyak 2 minggu atau 336 jam.

$$\begin{aligned} \text{Bahan bakar generator} &= 336 \text{ jam/tahun} \times 59.617,31 \text{ l/jam} \\ &= 200.314,19 \text{ l/tahun} \end{aligned}$$

## 2.1 Tangki bahan bakar generator

Fungsi = Menyimpan bahan bakar soloar untuk generator

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Bahan = *Carbon steel SA-283 grade C*

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah = 1 unit

Densitas air =  $890 \text{ kg/m}^3$

Kondisi operasi = Temperatur  $30^\circ\text{C}$

= Tekanan 1 atm (101,325 kpa)

Menghitung volume larutan

$$V_l = 59.617,31 \text{ l/jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 59.617,31 \text{ l}$$

$$= 59.61 \text{ m}^3$$

Mengitung volume tangki

$$V_t = 1,2 \times 59,61 \text{ m}^3$$

$$= 71,54 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi tangki =  $D:H = 1:1$

(Brownell & Young)

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D^3 = \frac{4 \times Vt}{\pi}$$

$$71,5407 \text{ m}^3 = \frac{4 \times 71,54 \text{ m}^3}{3,14} = 91,13 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{91,1347 \text{ m}^3} = 4,50 \text{ m}$$

$$r = \frac{D}{2} = 2,25 \text{ m} = 88,58 \text{ in}$$

$$H = D = 4,50 \text{ m}$$

Tekanan desain

Diketahui:

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \rho \cdot g \cdot h \\ &= 997 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 4,50 \text{ m} \\ &= 39.278,43 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan desain} = 24,47 \text{ psi}$$

$$\text{Tebal dinding tangki, } t_s = 0,33$$

*Allowable working stress*,  $f = 12650 \text{ psi}$  Tabel 13.1 (Brownell & Young, 1959); Efisiensi,  $E = 80\%$  Tabel 13.2 (Brownell & Young, 1959); Faktor korosi  $C = 0.125 \text{ in}$  (Hal-542 Tabel 6 Peter).

$$\begin{aligned} \text{Tebal dinding shell, } t_s &= \frac{P \cdot d \cdot r}{F \cdot E - 0.6 p d} + C \\ &= \frac{24.47 \text{ psi} \times 88,62 \text{ in}}{(12650 \text{ psia} \times 0.8) - 0.6(24,47 \text{ psi})} + 0.125 \end{aligned}$$



= 0,33 in



## LAMPIRAN E ANALISIS EKONOMI

Kapasitas produksi	= 14.000 tahun/ton
Nilai tukar rupiah	= Rp. 15.412, -/US \$1
Pengadaan alat, tahun	= 2026
Mulai konstruksi, tahun	= 2026
Lama konstruksi	= 3 tahun
Mulai beroperasi, tahun	= 2029

Menurut Aries & Newton (1955), perhitungan ekonomi meliputi:

### A. *Production Cost* (Biaya Produksi)

#### 1) *Capitar Investment*

- a. Modal tetap/*Fixed Capital Investment* (FCI)
- b. Modal kerja/*Working Capital Investment* (WCI)

#### 2) *Manufacturing Cost*

- a. Biaya produksi langsung/*Direct Manufacturing Cost*
- b. Biaya produksi tetap/*Indirect Manufacturing Cost*
- c. *Fixed Manufacturing Cost*

#### 3) *General Expense*

- a. Administrasi
- b. *Sales*
- c. *Research*
- d. *Finance*

### B. Analisa Kelayakan

#### 1) Keuntungan (*Profit*)

- 2) *Return On Investment* (ROI)
- 3) *Pay Out Time* (POT)
- 4) *Profit On Sales* (POS)
- 5) *Break Even Point* (BEP)
- 6) *Shut Down Point* (SDP)
- 7) *Discounted Cash Flow* (DFC)

### 1. Harga Peralatan

Harga peralatan setiap tahun akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{indeks harga tahun sekarang}}{\text{indeks harga tahun x}} \times \text{harga tahun x}$$

Perhitungan pada analisa ekonomi ini berdasarkan:

- Tahun pengadaan alat = 2026
- Tahun pabrik selesai didirikan = 2029

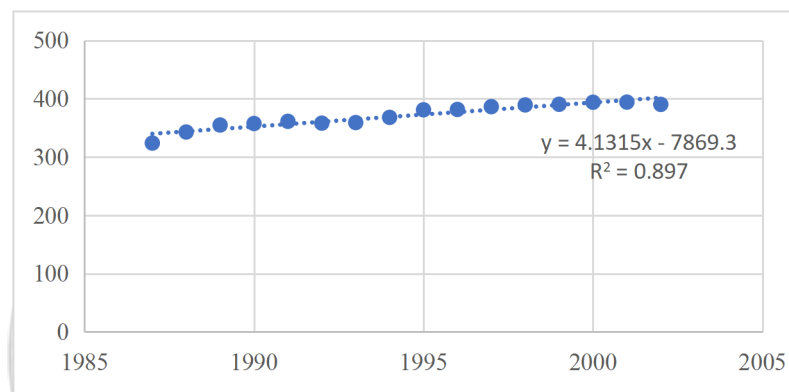
Tabel E.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI)

<b>Tahun</b>	<b>Annual Index</b>
1987	324
1988	343
1989	355
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5

1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	390,4

Sumber: Peter & Timmerhaus, 1991

Untuk mengetahui *annual* indeks tahun 2026, maka dilakukan regresi linier seperti berikut:



Gambar E.1 Grafik Persamaan Regresi Linier Annual Indeks

Dari grafik tersebut, diperoleh persamaan  $y = 4,1315x - 7869,3$ , sehingga untuk *annual* indeks tahun 2026 sebagai berikut:

$$y = 4,1315x - 7869,3$$

$$2026 = 4,1315x - 7869,3$$

$$y = 501,119$$

Jadi, *annual* indeks tahun 2026 adalah 501,119.

### 1.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan proses pada perhitungan analisis kelayakan ekonomi merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari *Gulf Coast* USA tahun 2014 dan

menggunakan *figure* pada *section 6.7* (Coulson & Richardson, 2005) harga pada tahun 2004.

- Contoh perhitungan menggunakan *figure* dari buku Coulson

1. Tangki Penyimpanan Molase

Diketahui: Diameter tangki = 1 m

Tinggi tangki = 16,2 m

Material faktor = 1,0

Material = Carbon Steel

Pressure faktor = 1,0

Dengan memplotkan tinggi dengan tinggi tangki pada *figure 6.5b* (Coulson, 2005), diperoleh *equipment cost* \$ 35.000,00. Sehingga,

*Purchased cost* (2004) = (*bare cost from figure*) × material faktor

× *pressure factor*

= \$ 35.000,00 × 1,0 × 1,0

= \$ 35.000,00

Harga tahun 2026 =  $\frac{\text{indeks tahun 2026}}{\text{indeks tahun 2004}} \times \text{harga tahun 2004}$

=  $\frac{501,119}{410,226} \times \$ 35.000,00$

= \$ 38.842,91

*Cost total* (2026) = \$ 38.842,91 × jumlah alat

= \$ 38.842,91 × 1 unit

= \$ 42.754,88

- Contoh perhitungan menggunakan harga dari [www.matche.com](http://www.matche.com)

### 1. Tangki Hidrolisis

$$\text{Harga tahun 2014} = \$ 35.000,00 \text{ (sumber: } \text{www.mathce.com)}$$

$$\text{Harga tahun 2026} = \frac{\text{indeks tahun 2026}}{\text{indeks tahun 2014}} \times \text{harga tahun 2014}$$

$$= \frac{501,119}{451,541} \times \$ 35.000,00$$

$$= \$ 38.842,91$$

$$\text{Cost total (2026)} = \$ 38.842,91 \times \text{jumlah alat}$$

$$= \$ 38.842,91 \times 1 \text{ unit}$$

$$= \$ 38.842,91$$

Sehingga diperoleh harga setiap alat pada tabel berikut:

Tabel E.2 Harga Peralatan Proses

Nama Alat	Jumlah	Harga		Total Harga
		2014	2026	
Tangki Molase	1	\$ 35.000	\$ 42.755	\$ 42.755
Tangki Hidrolisis	1	\$ 35.000	\$ 38.843	\$ 38.843
<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	2	\$ 252.500	\$ 280.224	\$ 560.448
Tangki Penampungan Molase Encer	1	\$ 11.500	\$ 12.763	\$ 12.763
Tangki Penyimpanan Bakteri	1	\$ 11.700	\$ 12.985	\$ 12.985
Tangki Penyimpanan Ca(OH) <sub>2</sub>	1	\$ 31.200	\$ 34.626	\$ 34.626
Silo Penyimpanan <i>Malt Sprouts</i>	1	\$ 3.200	\$ 3.551	\$ 3.551
<i>Culture Tank</i>	1	\$ 48.400	\$ 53.714	\$ 53.714
Fermentor	5	\$ 328.100	\$ 364.125	\$ 1.820.623
<i>Centrifuge</i>	1	\$ 75.800	\$ 84.123	\$ 84.123
Acidifier	1	\$ 78.800	\$ 87.452	\$ 87.452
Evaporator	1	\$ 95.200	\$ 105.653	\$ 105.653
Flash Drum	1	\$ 30.600	\$ 33.960	\$ 33.960

<i>Cooler</i>	1	\$ 1.600	\$ 1.776	\$ 1.776
Tangki Penyimpanan Produk	1	\$ 78.700	\$ 87.341	\$ 87.341
Pompa <i>centrifugal</i> (1 in)	6	\$ 24.400	\$ 27.079	\$ 162.474
Pompa <i>centrifugal</i> (2,5 in)	2	\$ 27.300	\$ 30.297	\$ 60.595
Pompa <i>centrifugal</i> (3 in)	5	\$ 29.100	\$ 32.295	\$ 226.066
<i>Bucket Elevator</i>	1	\$ 9.000	\$ 9.988	\$ 9.988
Tangki Penyimpanan <i>Aspergillus Niger</i>	1	\$ 3.500	\$ 3.884	\$ 3.884
Tangki Penyimpanan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1	\$ 5.000	\$ 5.549	\$ 5.549
<b>Total</b>				\$ 3.449,166

Kurs Dollar Amerika \$ 1 = Rp 15.402 (<https://go.co.finance/USD-IDR>)

Jadi, harga peralatan proses pada tahun 2026:

$$= \text{Rp } 15.402 \times \$ 3.449,166$$

$$= \text{Rp } 53.125.964.627$$

## 1.2 Harga Peralatan Utilitas

Harga peralatan utilitas dihitung dengan cara yang sama pada saat menghitung harga peralatan alat proses, sehingga diperoleh harga setiap alat pada tabel berikut:

Tabel E.1 Harga Peralatan Utilitas

Harga Peralatan Utilitas	Jumlah	Harga		Total Harga
		2014	2026	
Boiler	1	\$ 270.500	\$ 300.200	\$ 300.200
Bak Penampungan Air Sungai	1	\$ 3.884	\$ 4.310	\$ 4.310
Clarifier	1	\$ 16.119	\$ 17.888	\$ 17.888
Bak Sand Filter	1	\$ 26.711	\$ 29.643	\$ 29.643
Bak Penampungan Air Bersih	1	\$ 4.780	\$ 5.304	\$ 5.304
Bak Air Sanitasi	1	\$ 11.950	\$ 13.262	\$ 13.262
Tangki Kation Exchanger	1	\$ 9.950	\$ 11.042	\$ 11.042
Tangki Penyimpanan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1	\$ 14.775	\$ 16.397	\$ 16.397
Tangki Anion	1	\$ 16.950	\$ 18.811	\$ 18.811

Exchanger				
Tangki NaOH	1	\$ 12.032	\$ 13.353	\$ 13.353
Demin Tank	1	\$ 7.170	\$ 7.957	\$ 7.957
Deaerator	1	\$ 34.000	\$ 37.733	\$ 37.733
Bak Air Proses	1	\$ 17.160	\$ 19.044	\$ 19.044
Bak Air Pendingin	1	\$ 16.000	\$ 17.756	\$ 17.756
Cooling Tower	1	\$ 388.500	\$ 431.156	\$ 431.156
Pompa Centrifugal	8	\$ 29.100	\$ 32.295	\$ 258.360
<b>Total</b>				<b>\$ 1.202.222</b>

Kurs Dollar Amerika \$ 1 = Rp. 15.402 (<https://go.co/finance/USD-IDR>)

Jadi, harga peralatan utilitas pada tahun 2026:

$$= \text{Rp } 15.402 \times \$ 1.202.222$$

$$= \text{Rp } 18.517.290.165$$

Total harga peralatan (A) = Harga alat proses + Harga alat utilitas

$$= \text{Rp } 53.125.964.627 + \text{Rp } 18.517.290.165$$

$$= \text{Rp } 71.643.254.792$$

## 2. Harga Bahan dan Penjualan Produk

### 2.1 Perhitungan Biaya Bahan Baku

Tabel E.3 Biaya Bahan Baku

No	Bahan Baku	Jumlah (kg/hari)	Harga per kg		Total Harga
1.	Molase	103.833,4152	Rp	7.000	Rp 726.833.906
2.	<i>L. delbrueckii</i>	1.770,6330	Rp	400.000	Rp 708.253.190
3.	Malt Sprouts	177,0632	Rp	50.000	Rp 8.853.164
4.	Ca(OH) <sub>2</sub>	18.714,8271	Rp	10.000	Rp 187.148.271
5.	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	19.020,9791	Rp	30.000	Rp 570.629.373
<b>Total Biaya Bahan Baku</b>					<b>Rp 2.201.717.905</b>

Total biaya bahan baku per tahun = Rp 2.201.717.905 × 330

$$= \text{Rp } 726.566.908.947$$



## 2.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel E.4 Hasil Penjualan Produk

Produk	Jumlah (ton/tahun)	Harga	Total
Asam Laktat (80%)	14000	Rp 120.000	Rp 1.680.000.000.000

## 3. Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan sebagai berikut:

Tabel E.5 Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per bulan (Rp)	Total Gaji
1.	Dewan Komisaris	2	Rp 70.000.000	Rp 140.000.000
2.	Direktur Utama	1	Rp 50.000.000	Rp 50.000.000
3.	Direktur Operasi dan Produksi	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
4.	Direktur Administrasi dan Umum	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
5.	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
6.	Kepala Bagian Perencanaan dan Pengendalian	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
7.	Kepala Bagian Teknologi	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
8.	Kepala Bagian Administrasi Keuangan	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
9.	Kepala Bagian PSDM	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
10.	Kepala Bagian Umum	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
11.	Kepala Bagian IT	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000
12.	Kepala Seksi Proses	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
13.	Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
14.	Kepala Seksi Bengkel dan Pemeliharaan	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
15.	Kepala Seksi Operasi dan Pemeliharaan	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
16.	Kepala Seksi Administrasi Pemasaran	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
17.	Kepala Seksi Administrasi	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000

Penjualan					
18.	Kepala Seksi Pengolahan Energi	1	Rp 7.000.000	Rp	7.000.000
19.	Kepala Seksi Pengendalian Kualitas	1	Rp 7.000.000	Rp	7.000.000
20.	Kepala Seksi Keamanan	1	Rp 7.000.000	Rp	7.000.000
21.	Kepala Seksi Pelayanan Umum	1	Rp 7.000.000	Rp	7.000.000
22.	Kepala Seksi Akuntansi Biaya	1	Rp 7.000.000	Rp	7.000.000
23.	Kepala Seksi Pelapor Keuangan dan Manajemen	1	Rp 7.000.000	Rp	7.000.000
24.	Kepala Seksi Keuangan	1	Rp 7.000.000	Rp	7.000.000
25.	Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Rp 7.000.000	Rp	7.000.000
26.	Karyawan Pemasaran	5	Rp 3.500.000	Rp	17.500.000
27.	Karyawan K3	6	Rp 3.500.000	Rp	21000.000
28.	Karyawan Kas/Anggaran	4	Rp 3.500.000	Rp	14.000.000
29.	Karyawan Proses dan Utilitas	18	Rp 3.500.000	Rp	63/000.000
30.	Karyawan Pemeliharaan	5	Rp 3.500.000	Rp	17.500.000
31.	Perawat	2	Rp 4.000.000	Rp	80.00.000
32.	Satpam	6	Rp 3.000.000	Rp	18.000.000
33.	Supir	4	Rp 3.000.000	Rp	12.000.000
34.	Cleaning Service	10	Rp 3.000.000	Rp	30.000.000
<b>Total</b>		<b>86</b>		<b>Rp</b>	<b>595.500.000</b>

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan = Rp 595.500.000

Biaya untuk gaji karyawan selama satu tahun = Rp 7.140.000.000

#### 4. Penentuan Investasi Total (Total Capital Investment, TCI)

##### 4.1 Biaya Langsung (Direct Cost, DC)

1.	Harga peralatan (A)	100%	A	Rp	71.643.254.792
2.	Instrumen & Pengendalian	15%	A	Rp	10.746.488.218
3.	Instalasi	25%	A	Rp	17.910.813.698

4. Pemipaan	68%	A	Rp	48.717.413.258
5. Listrik	15%	A	Rp	10.746.488.218
6. Bangunan pabrik	40%	A	Rp	28.657.301.916
7. <i>Service vact &amp; yard imrovement</i>	20%	A	Rp	14.328.650.958
8. Tanah	10%	A	Rp	7.164.325.479
9. Transportasi	15%	A	Rp	10.746.488.218
			Rp	220.661.224.759
Total Biaya Langsung (DC)				

#### 4.2 Biaya Tidak Langsung (Indirect Cost, IC)

1. <i>Engineering</i> dan Supervision	30%	A	Rp	66.198.367.427
2. Biaya Konstruksi	20%	A	Rp	44.132.244.951
3. Biaya Hukum	4%	A	Rp	8.826.448.990
4. Ongkos Kontraktor	5%	A	Rp	11.033.061.237
5. Biaya Tak Terduga	7%	A	Rp	15.446.285.733
Total <i>Indirect Cost</i> (IC)				Rp 145.636.408.341

#### 4.3 *Fixed Capital Investment* (FCI)

$$\text{FCI} = \text{DC} + \text{IC}$$

$$= \text{Rp } 220.661.224.759 + \text{Rp } 145.636.408.341$$

$$= \text{Rp } 366.297.633.101$$

#### 4.1 Modal Kerja (*Working Capital Investment*, WCI)

$$\text{WCI} = 10\% \text{ TCI}$$

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 366.297.633.101 + 10\% \text{ TCI}$$

$$= \frac{\text{Rp } 366.297.633.101}{90\%}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 406.997.370.112$$

$$\text{WCI} = 10\% \times \text{Rp } 406.997.370.112$$

$$= \text{Rp } 40.699.737.011$$

Jadi,

$$\text{TCI} = \text{Rp } 406.997.370.112$$

$$\text{WCI} = \text{Rp } 40.699.737.011 +$$

$$\text{Total Investasi (TCI)} = \text{Rp } 447.697.107.123$$

Modal investasi terbagi atas:

1. Modal sendiri (*equity*) (40%) Rp 179.078.842.849
2. Modal pinjaman bank (loan) (60%) Rp 268.618.264.274

## 5. Penentuan Biaya Produksi

### 5.1 Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost, DPC*)

1. Bahan baku (1 tahun)			Rp	726.566.908.947
2. Tenaga kerja (L)			Rp	7.140.000.000
3. Biaya supervisi	20%	L	Rp	1.428.000.000
4. Utilitas	10%	TPC	Rp	154.793.195.544
5. Perawatan perbaikan (M)	15%	FCI	Rp	54.944.644.965
6. Operating Supplies	15%	M	Rp	8.241.696.744
7. Laboratorium	10%	L	Rp	714.000.000

8	Paten & Royalti	1%	TPC	Rp	15.479.319.554
	Total Biaya Produksi Langsung (DPC)			Rp	969.307.765.757

#### 5.2 Biaya Tetap (*Fixed Charges, FC*)

1.	Depresiasi	25%	FCI	Rp	91.574.408.275
2.	Pajak	5%	FCI	Rp	18.314.881.655
3.	Asuransi	8%	FCI	Rp	29.303.810.648
4.	Bunga	8%	loan	Rp	21.489.461.141
	Total Biaya Tetap (FC)			Rp	160.682.561.720

#### 5.3 Biaya *Plant Overhead* (*Plant Overhead Cost, POC*)

POC = 5% TPC

#### 5.4 Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses, GE*)

1.	Biaya administrasi	3%	TPC
2.	Biaya distribusi dan penjualan	5%	TPC
3.	Biaya R&D	3%	TPC
	<b>Total GE</b>	<b>11%</b>	<b>TPC</b>

#### 5.5 Total Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost, MC*)

MC = DPC + FC + POC, dimana:

DPC = Rp 969.307.765.757 + 16% TPC

FC = Rp 160.682.561.720

POC = 5% TPC +

MC = Rp 1.129.990.327.577 + 16% TCP

TPC = MC + GE

$$\begin{aligned}
 MC &= \text{Rp } 1.129.990.327.577 + 27\% \text{ TPC} \\
 GE &= \frac{73\% \text{ TPC}}{73\%} + \\
 \text{TPC} &= \frac{\text{Rp } 1.129.990.327.577}{73\%} \\
 &= \text{Rp } 1.547.931.955.448
 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 MC &= \text{Rp } 1.625.328.553.221 \\
 GE &= \text{Rp } 170.272.515.099 \\
 \text{TPC} &= \text{Rp } 1.547.931.955.448
 \end{aligned}$$

## 6. Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan menggunakan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang digunakan sebagai berikut:

- 1) Modal:
  - Modal sendiri = 40%
  - Modal pinjaman = 60%
- 2) Bunga bank = 8%
- 3) Laju inflasi = 5%
- 4) Masa konstruksi = 3 tahun

Tahun pertama menggunakan 40% modal sendiri dan 60% modal pinjaman, tahun kedua dan ketiga menggunakan sisa modal sendiri dan pinjaman. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut:

- Pada awal masa konstruksi tahun pertama dilakukan pembayaran sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
  - Pada akhir tahun kedua dan ketiga masa konstruksi dibayarkan sisa modal pinjaman.
- 5) Pengembalian pinjaman dalam 10 tahun, sebesar 10% per tahun
  - 6) Umur peralatan pabrik diperkirakan 10 tahun dengan depresiasi 25%
  - 7) Pajak pendapatan 30% (pajak pendapatan, UU No.36, tahun 2008)
    - a) Perhitungan biaya total produksi  
 Biaya produksi tanpa depresiasi:  
 = TPC – depresiasi  
 = Rp 1.547.931.955.448 – Rp 91.574.408.275  
 = Rp 1.456.357.547.173
    - b) Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruhi oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir konstruksi tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir konstruksi adalah:

Tabel E.6 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa kons.	%	Modal Pinjaman	Bunga	Jumlah
-3	35%	Rp 94.016.392.496	-	Rp 94.016.392.496
-2	35%	Rp 94.016.392.496	Rp 7.521.311.399	Rp 101.537.703.895

-1	30%	Rp 80.585.479.282	Rp 8.123.016.311	Rp 88.708.495.593
0		-	Rp 7.096.679.647	Rp 7.096.679.647
<b>Modal pinjaman akhir masa konstruksi</b>				<b>Rp 291.359.271.633</b>

Tabel E.7 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa kons.	%	Modal Pinjaman	Bunga	Jumlah
-3	35%	Rp 62.677.594.997		Rp 62.677.594.997
-2	35%	Rp 62.677.594.997	Rp 3.133.879.749	Rp 65.811.474.747
-1	30%	Rp 53.723.652.854	Rp 3.290.573.737	Rp 57.014.226.592
0			Rp 2.850.711.329	Rp 2.850.711.329
<b>Modal sendiri akhir masa konstruksi</b>				<b>Rp 188.354.007.666</b>

Total investasi pada akhir konstruksi = modal sendiri + modal pinjaman  
= Rp 479.713.279.299

c) Perhitungan harga penjualan

Dari *cash flow*, maka untuk kapasitas 100% didapatkan harga penjualan:

Produk Asam Laktat 80% = Rp 1.680.000.000.000

Tabel E.8 Keuntungan (*Profit*)

Tahun	Kapasitas	Sebelum Pajak	Pajak	Sesudah Pajak
0	0%			
1	60%	Rp (33.311.449.102)	Rp (9.993.434.731)	Rp (23.318.014.372)
2	80%	Rp (6.897.840.192)	Rp (2.069.352.058)	R (4.828.488.134)
3	100%	Rp 19.515.768.718	Rp 5.854.730.615	Rp 13.661.038.103
4	100%	Rp 19.515.768.718	Rp 5.854.730.615	Rp 13.661.038.103
5	100%	Rp 19.515.768.718	Rp 5.854.730.615	Rp 13.661.038.103
6	100%	Rp 19.515.768.718	Rp 5.854.730.615	Rp 13.661.038.103
7	100%	Rp 19.515.768.718	Rp 5.854.730.615	Rp 13.661.038.103
8	100%	Rp 19.515.768.718	Rp 5.854.730.615	Rp 13.661.038.103
9	100%	Rp 19.515.768.718	Rp 5.854.730.615	Rp 13.661.038.103
10	100%	Rp 19.515.768.718	Rp 5.854.730.615	Rp 13.661.038.103



Rata-rata	Rp 11.591.686.045	Rp 8.114.180.252
-----------	-------------------	------------------

Keterangan;

Pajak sebesar 30% sesuai dengan pasal 17 UU PPh Mo.17, tahun 2012

Rata-rata laba sebelum pajak = Rp 11.591.686.045

Rata-rata sesudah pajak = Rp 8.114.180.232

Harga penjualan = Rp 1.680.000.000.000

Sehingga didapatkan nilai rata-rata sebagai berikut:

*Percent Profit Sale (POS)*

$$\begin{aligned} \text{POS sebelum pajak} &= \frac{\text{profit sebelum pajak}}{\text{harga penjualam}} \times 100 \% \\ &= \frac{\text{Rp 11.591.686.045}}{\text{Rp 1.680.000.000.000}} \times 100 \% \\ &= 7,86\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{POS sesudah pajak} &= \frac{\text{profit sesudah pajak}}{\text{harga penjualan}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp 8.114.180.232}}{\text{Rp 1.680.000.000.000}} \times 100\% \\ &= 5,50\% \end{aligned}$$

#### 6.1 *Percent Return on Investment (ROI)*

*Return on investment* adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$\begin{aligned} \text{Laba sebelum pajak} &= \text{Total penjualan} - \text{TPC} \\ &= \text{Rp 1.680.000.000.000} - \text{Rp} \\ &1.547.931.955.448 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 132.068.044.551$$

Pajak perusahaan, 30% dari laba sebelum pajak

$$= 30\% \times \text{Rp } 132.068.044.551$$

$$= \text{Rp } 39.620.413.365$$

Laba setelah pajak = Laba sebelum pajak – Pajak perusahaan

$$= \text{Rp } 132.068.044.551 - \text{Rp } 39.620.413.365$$

$$= \text{Rp } 92.447.631.185$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 406.997.370.112$$

$$\text{ROI} = \frac{\text{profit}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

$$\text{ROI sebelum pajak} = \frac{\text{Rp } 132.068.044.551}{\text{Rp } 406.997.370.112} \times 100\%$$

$$= 29,50 \%$$

$$\text{ROI sesudah pajak} = \frac{\text{Rp } 92.447.631.185}{\text{Rp } 406.997.370.112} \times 100\%$$

$$= 20,67 \%$$

## 6.2 Pay Out Time (POT)

$$\text{Pay Out Tiime} = \frac{\text{FCI}}{\text{Rata-rata profit+depresiasi}}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Rp } 366.297.633.101}{(\text{Rp } 11.591.686.045 + \text{Rp } 91.574.408.275)}$$

$$= 3,55 \text{ tahun}$$

$$\text{POT sesudah pajak} = \frac{\text{Rp } 366.297.633.101}{(\text{Rp } 8.114.180.232 + \text{Rp } 91.574.408.275)}$$

$$= 3,67 \text{ tahun}$$

## 6.3 Perhitungan Internal of Return (IRR)

*Internal rate of return* berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan trial i, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{akhir masa konstruksi}$$

Keterangan:

n = tahun

CF= *cash flow* pada tahun ke-n

Tabel E.9 Trial Laju Bunga

Tahun ke-	Net Cash Flow	Trial Discount Factor	Present Value (Rp)
1	Rp 39.120.466.740	0,904055367	Rp 35.367.067.924
2	Rp 57.609.992.978	0,817316107	Rp 47.085.575.181
3	Rp 76.099.519.216	0,738899013	Rp 56.229.859.650
4	Rp 76.099.519.216	0,668005619	Rp 50.834.906.413
5	Rp 76.099.519.216	0,603914065	Rp 45.957.569.983
6	Rp 76.099.519.216	0,545971752	Rp 41.548.187.806
7	Rp 76.099.519.216	0,493588692	Rp 37.561.862.183
8	Rp 76.099.519.216	0,446231507	Rp 33.958.003.108
9	Rp 76.099.519.216	0,403417989	Rp 30.699.914.968
10	Rp 76.099.519.216	0,364712198	Rp 27.754.422.899
<b>Total</b>			<b>Rp 406.997.370.113</b>

$$\text{Discount factor (i)} = 0,1061269434345 = 10,61\%$$

$$\text{Ratio} = \frac{\text{Total Present Value}}{\text{TCl}}$$

$$= \frac{\text{Rp 406.997.370.113}}{\text{Rp 406.997.370.113}}$$

$$= 1,00$$

Berdasarkan *trial and error* diperoleh harga *discounted cash flow* (i) sebesar 14% per tahun. Harga i (suku bunga) yang diperoleh lebih besar dari harga Bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan dengan kondisi tingkat suku bunga Bank sebesar 8%.

#### 6.4 Analisa Titik Impas (*Break Event Point*, BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel E.10 Biaya FC, VC, SVC dan S

No.	Keterangan	Jumlah
1	Biaya Tetap, FC	Rp 160.682.561.729
2	Biaya Variabel, VC	
	Bahan Baku	Rp 726.566.908.948
	Utilitas	Rp 154.132.221.882
	Royalti	Rp 15.413.222.188
	Total	Rp 896.112.353.018
3	Biaya Semi Variabel, SVC	
	Gaji Karyawan	Rp 7.140.000.000
	Pengawasan, 5% TPC	Rp 77.396.597.772
	<i>Maintenance</i>	Rp 54.944.644.965
	<i>Operating Supplies</i>	Rp 8.241.696.745
	Laboratorium	Rp 714.000.000
	Pengeluaran Umum	Rp 170.272.515.099
	<i>Plant Overhead Cost</i>	Rp 77.396.597.772
	Total	Rp 396.106.052.354
4	Total Penjualan	Rp 1.680.000.000.000

Berdasarkan perhitungan sebelumnya, maka dapat dihitung total

*Break Even Point* (BEP) sebagai berikut:

$$BEP = \frac{FC + (0,3 \times SVC)}{S - (0,7 \times SVC) - VC} \times 100 \%$$

$$= 55,25 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Titik BEP terjadi pada kapasitas produk} &= 55,25\% \times 14.000 \text{ ton} \\ &= 7.735,33 \text{ ton} \end{aligned}$$

BEP yang diperoleh sebesar 55,25% menjadi titik impas pabrik yang artinya kondisi pabrik sudah tidak memperoleh keuntungan dari hasil penjualan produk. Operasi pabrik pada kapasitas dibawah titik ini akan mengakibatkan kerugian sedangkan operasi pabrik pada kapasitas diatas titik ini akan menghasilkan keuntungan. Melalui BEP, maka dapat ditentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

#### 6.5 Shut down point (SDP)

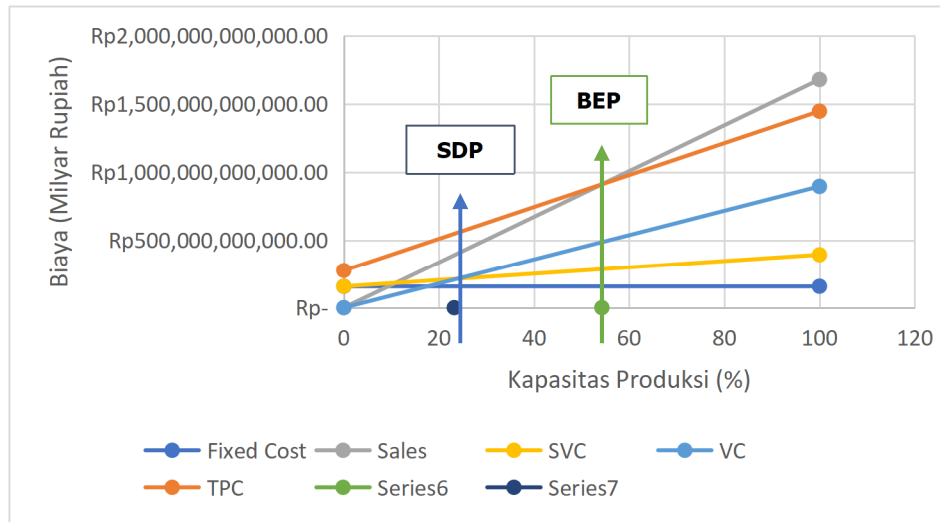
*Shut down point* adalah suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain adalah *variable cost* yang terlalu tinggi, atau karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{S-0,7 \text{ SVC}-\text{VC}} \times 100\% \\ &= 23,48 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Titik SDP terjadi pada kapasitas produksi} &= 23,48\% \times 14.000 \text{ ton} \\ &= 3.250 \text{ ton} \end{aligned}$$

Dengan demikian, dari perhitungan tersebut diketahui bahwa kapasitas minimal SDP sebesar 23,48% untuk dapat mencapai kapasitas produksi 14.000 ton/tahu. Dalam hal ini, dapat diartikan bahwa jika pabrik tidak mampu mencapai kapasitas minimal tersebut, maka lebih

baik berhenti beroperasi karena akan jauh lebih murah saat menutup pabrik dan membayar *fixed cost* dibandingkan harus terus berproduksi. Berikut adalah grafik *Break Event Point* (BEP) dan *Shut Down Point* (SDP)



Gambar E.2 Analisa Kelayakan



Tahun ke n	Kapasitas	INVESTASI							
		Modal Sendiri				Modal Pinjaman			
		Pengeluaran 1	Inflasi 2	Jumlah 3	Akumulasi 4	Pengeluaran 5	Bunga 6	Jumlah 7	Akumulasi 8
-3		62.677.594.997	-	62.677.594.997	62.677.594.997	94.016.392.496		94.016.392.496	94.016.392.496
-2		62.677.594.997	3.133.879.750	65.811.474.747	128.489.069.745	94.016.392.496	7.521.311.400	101.537.703.896	195.554.096.392
-1		53.723.652.855	3.290.573.737	57.014.226.592	185.503.296.337	80.585.479.282	8.123.016.312	88.708.495.594	284.262.591.986
0	0%	-	2.850.711.330	2.850.711.330	188.354.007.666		7.096.679.648	7.096.679.648	291.359.271.633
1	60%	-	-	-	-	-	-	-	-
2	80%	-	-	-	-	-	-	-	-
3	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
4	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
5	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
6	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
7	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
8	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
9	100%	-	-	-	-	-	-	-	-
10	100%	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabel E.11 Perhitungan Cash Flow





Tahun ke n	Kapasitas	Investasi Total	Pengembalian Pinjaman	Sisa Pinjaman	Hasil Penjualan	Biaya Operasi	Depresiasi	Bunga dari Sisa Pinjaman
		4 + 8						
		9	10	11	12	13	14	15
-3		156.693.987.493	-	-	-	-	-	-
-2		324.043.166.136	-	-	-	-	-	-
-1		469.765.888.322	-	-	-	-	-	-
0	0%	479.713.279.300	-	291.359.271.633	-	1.547.931.955.449	-	-
1	60%	-	29.135.927.163	262.223.344.470	1.008.000.000.000	928.759.173.269	91.574.408.275	20.977.867.558
2	80%	-	29.135.927.163	233.087.417.307	1.344.000.000.000	1.238.345.564.359	91.574.408.275	20.977.867.558
3	100%	-	29.135.927.163	203.951.490.143	1.680.000.000.000	1.547.931.955.449	91.574.408.275	20.977.867.558
4	100%	-	29.135.927.163	174.815.562.980	1.680.000.000.000	1.547.931.955.449	91.574.408.275	20.977.867.558
5	100%	-	29.135.927.163	145.679.635.817	1.680.000.000.000	1.547.931.955.449	91.574.408.275	20.977.867.558
6	100%	-	29.135.927.163	116.543.708.653	1.680.000.000.000	1.547.931.955.449	91.574.408.275	20.977.867.558
7	100%	-	29.135.927.163	87.407.781.490	1.680.000.000.000	1.547.931.955.449	91.574.408.275	20.977.867.558
8	100%	-	29.135.927.163	58.271.854.327	1.680.000.000.000	1.547.931.955.449	91.574.408.275	20.977.867.558
9	100%	-	29.135.927.163	29.135.927.163	1.680.000.000.000	1.547.931.955.449	91.574.408.275	20.977.867.558
10	100%	-	29.135.927.163	0	1.680.000.000.000	1.547.931.955.449	91.574.408.275	20.977.867.558

Tahun ke n	Kapasitas	Sebelum Pajak	Pajak	Sesudah Pajak	Actual Cash Flow	Net Cash Flow	Akumulasi
		12-13-14-15	16-17	18+14	19+10		
		16	17	18	19	20	
-3							
-2							
-1							
0	0%	1.547.931.955.449		1.547.931.955.449	1.547.931.955.449	1.547.931.955.449	1.547.931.955.449
1	60%	33.311.449.102	9.993.434.731	23.318.014.372	68.256.393.904	39.120.466.740	1.508.811.488.708
2	80%	6.897.840.192	2.069.352.058	4.828.488.134	86.745.920.141	57.609.992.978	1.451.201.495.731
3	100%	19.515.768.718	5.854.730.615	13.661.038.103	105.235.446.378	76.099.519.215	1.375.101.976.516
4	100%	19.515.768.718	5.854.730.615	13.661.038.103	105.235.446.378	76.099.519.215	1.299.002.457.301
5	100%	19.515.768.718	5.854.730.615	13.661.038.103	105.235.446.378	76.099.519.215	1.222.902.938.086
6	100%	19.515.768.718	5.854.730.615	13.661.038.103	105.235.446.378	76.099.519.215	1.146.803.418.871
7	100%	19.515.768.718	5.854.730.615	13.661.038.103	105.235.446.378	76.099.519.215	1.070.703.899.656
8	100%	19.515.768.718	5.854.730.615	13.661.038.103	105.235.446.378	76.099.519.215	994.604.380.442
9	100%	19.515.768.718	5.854.730.615	13.661.038.103	105.235.446.378	76.099.519.215	918.504.861.227
10	100%	19.515.768.718	5.854.730.615	13.661.038.103	105.235.446.378	76.099.519.215	842.405.342.012
		1.432.015.094.996	429.604.528.499	1.466.790.153.132			