

No : 44

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM LAKTAT (*LACTIC ACID*)  
DARI PATI SINGKONG (*CASSAVA STARCH*) DENGAN  
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat**

**Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



**Oleh :**

**Nama : Dian Fitria Ningrum**

**Nama : Lutfiyah Nur Kamaliya**

**NIM : 18521084**

**NIM : 18521091**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**YOGYAKARTA**

**2022**

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

### PRARANCANGAN PABRIK ASAM LAKTAT (*LACTIC ACID*) DARI PATI SINGKONG (*CASSAVA STARCH*) DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Dian Fitria Ningrum

NIM : 18521084

Nama : Lutfiyah Nur Kamaliya

NIM : 18521091

Yogyakarta, 20 Juli 2022

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Dian Fitria Ningrum



Lutfiyah Nur Kamaliya

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM LAKTAT (*LACTIC ACID*) DARI  
PATI SINGKONG (*CASSAVA STARCH*) DENGAN KAPASITAS  
35.000 TON/TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**



Oleh :

Nama : Dian Fitria Ningrum

NIM : 18521084

Nama : Lutfiyah Nur Kamaliya

NIM : 18521091

Yogyakarta, 27 Juli 2022

Pembimbing I

27/7/22

Pembimbing II

Dr. Khamdan Cahyari, S.T.,M.Sc.

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T.,M.Eng.

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM LAKTAT (*LACTIC ACID*) DARI  
PATI SINGKONG (*CASSAVA STARCH*) DENGAN KAPASITAS  
35.000 TON/TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

Oleh :

Nama : Dian Fitria Ningrum

NIM : 18521084

Nama : Lutfiyah Nur Kamaliya

NIM : 18521091

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 16 Agustus 2022

Tim Penguji,

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Ketua

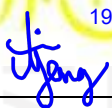
Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

Anggota I

Umi Rofiqah, S.T., M.T.

Anggota II

 19/8/22

 19/08/2022



Mengetahui:

**Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia**



**Dr. Suharno Rusdi**

## KATA PENGANTAR

*Assalamualaikum warahmatullahi wabarakatuh.*

Alhamdulillah, segala puji dan syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan segala rahmat, hidayah, dan karunia-Nya. Shalawat serta salam penulis panjatkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik Asam Laktat (*Lactic Acid*) dari Pati Singkong (*Cassava Starch*) dengan kapasitas 35.000 ton/tahun.”

Penulisan Tugas Akhir ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat wajib untuk mencapai gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari beberapa pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan terimakasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya, serta memberikan kesehatan, kesabaran dan kemudahan dalam mengerjakan Tugas Akhir ini.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, meluangkan waktu, dan tenaga dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh civitas akademik di lingkungan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Teman-teman Teknik Kimia 2018 yang selalu memberikan semangat, dukungan dan kerja samanya.

7. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan Tugas Akhir ini. Akhir kata semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, tidak hanya penulis juga bagi para pembaca. Aamiin.

*Wassalamualaikum warahmatullahi wabarakatuh.*

Yogyakarta, 18 Juli 2022



Dian Fitria Ningrum



Lutfiyah Nur Kamaliya

## **LEMBAR PERSEMBAHAN**

Karya ini saya persembahkan kepada:

Bapak Minto dan Ibu Leginah, kedua orang tua saya yang telah membesarkan dengan penuh cinta dan kasih sayang yang tulus serta kakak-kakak saya yang telah memberikan do'a, dorongan, motivasi, dan kasih sayang yang luar biasa. Terima kasih telah berjuang dan berkorban untuk saya hingga saya bisa mencapai di tahap ini.

Lutfiyah Nur Kamaliya sebagai partner prarancangan pabrik saya ini, yang selama ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyusunan prarancangan pabrik ini. Terima kasih untuk segala kebaikan, kerja keras serta dukungannya. Semoga perjuangan kita selama ini dapat bermanfaat bagi orang lain. Maaf atas segala kekurangan saya.

Teruntuk teman dekat saya Kharisma Sukma Amin dan Luthfi Nabila Nur Afifah dari awal masuk kuliah sampai saat ini. Terima kasih telah menerima segala suka dan duka selama perkuliahan. Terima kasih atas semua perhatian dan kasih sayangnya. Semoga dapat dipersatukan lagi diwaktu yang tepat.

Teknik Kimia UII 2018, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terima kasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang dicita-citakan.

(Dian Fitria Ningrum)

## **LEMBAR PERSEMBAHAN**

Karya ini saya persembahkan kepada:

Bapak Sriyanto dan Ibu Nurkhasanah, kedua orang tua saya yang telah membesarkan dengan penuh cinta dan kasih sayang yang tulus, serta kak Ratna dan kak Rindy yang telah memberikan do'a, dorongan, motivasi, dan kasih sayang yang luar biasa. Terima kasih telah berjuang dan berkorban untuk saya hingga saya bisa mencapai di tahap ini.

Dian Fitria Nsebagai partner prarancangan pabrik saya ini, yang selama ini telah bersabar menghadapi tingkah laku saya dan terus berjuang dalam penyusunan prarancangan pabrik ini. Terima kasih untuk segala kebaikan, kerja keras serta dukungannya. Semoga perjuangan kita selama ini dapat bermanfaat bagi orang lain. Maaf atas segala kekurangan saya.

Teruntuk teman dekat saya Luthfi Nabila Nur Afifah dan tim adus terimakasih atas semua perhatian dan kasih sayangnya. Terimakasih sudah mendengarkan curhatan dan keluh kesah saya. Doa terbaik untuk kalian semua.

Teknik Kimia UII 2018, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terima kasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang dicita-citakan.

(Lutfiyah Nur Kamaliya)



## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	iv
KATA PENGANTAR .....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	vii
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	viii
DAFTAR ISI .....	ix
DAFTAR TABEL .....	xi
DAFTAR GAMBAR .....	xiv
DAFTAR LAMPIRAN .....	xv
ABSTRAK .....	xvi
BAB I .....	1
PENDAHULUAN .....	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.3. Tinjauan Pustaka .....	8
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika .....	17
BAB II .....	27
PERANCANGAN PRODUK .....	27
2.1. Spesifikasi Produk .....	27
2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung .....	28
2.3. Pengendalian Kualitas .....	29
BAB III .....	34
PERANCANGAN PROSES .....	34
3.1. Diagram Alir Proses dan Material .....	34
3.2. Uraian Proses .....	36
3.3. Spesifikasi Alat .....	40
3.4. Neraca Massa .....	69
3.5. Neraca Panas .....	78
BAB IV .....	82
PERANCANGAN PABRIK .....	82

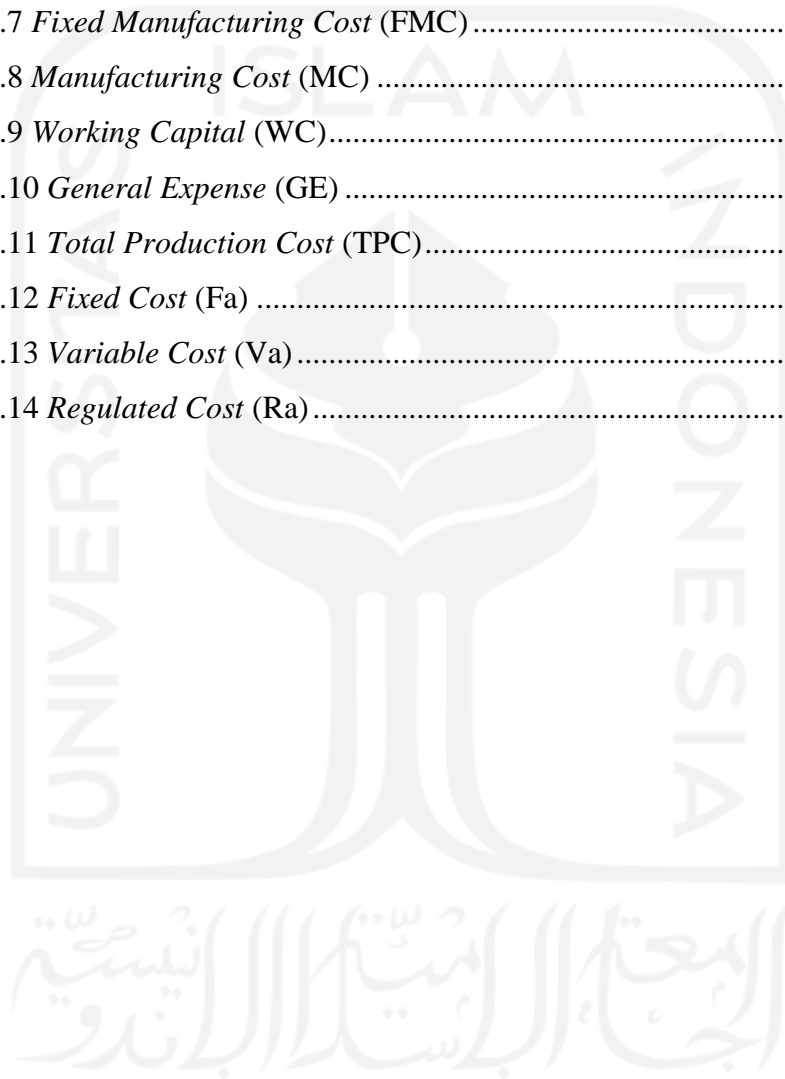
4.1	Lokasi Pabrik.....	82
4.2	Tata Letak Pabrik .....	85
4.3	Tata Letak Mesin.....	91
4.4	Tata Letak Alat Proses .....	92
4.5	Organisasi Perusahaan.....	95
BAB V.....		110
UTILITAS.....		110
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	110
5.2	Unit Penyediaan Steam .....	119
5.3	Unit Pembangkit Listrik .....	119
5.4	Unit Penyedia Udara Tekan.....	123
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar .....	123
5.6	Unit Pengolahan Limbah.....	123
5.7	Spesifikasi Alat-Alat Utilitas.....	124
BAB VI.....		134
EVALUASI EKONOMI.....		110
6.1	Penaksiran Harga Peralatan.....	135
6.2	Dasar Perhitungan .....	137
6.3	Perhitungan Biaya .....	138
6.4	Analisa Kelayakan.....	140
BAB VII.....		152
PENUTUP.....		152
7.1	Kesimpulan.....	152
7.2	Saran.....	153
DAFTAR PUSTAKA .....		154

## DAFTAR TABEL

Table 1.1 Data Impor Asam Laktat di Indonesia .....	2
Table 1.2 Data Produksi Asam Laktat Luar Negeri.....	4
Table 1.3 Data Ekspor Asam Laktat di Indonesia.....	5
Table 1.4 Data Konsumsi Asam Laktat di Indonesia.....	6
Table 1.5 Bakteri yang mampu mengolah bahan baku menjadi asam laktat .....	11
Table 1.6 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Laktat .....	15
Tabel 2.1 Spesifikasi Produk.....	27
Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung .....	28
Tabel 2.3 Daftar Sistem Kontrol yang digunakan pada Alat Proses .....	33
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor .....	40
Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor .....	41
Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor .....	43
Tabel 3.4 Spesifikasi Mixer .....	45
Tabel 3.5 Spesifikasi Netralizer .....	46
Tabel 3.6 Spesifikasi Rotary Vacuum Drum Filter-01 .....	47
Tabel 3.7 Spesifikasi Bleaching-01.....	48
Tabel 3.8 Spesifikasi Filter Press-01.....	50
Tabel 3.9 Spesifikasi Evaporator-01 .....	50
Tabel 3.10 Spesifikasi Bleaching-02.....	51
Tabel 3.11 Spesifikasi Filter Press-02.....	53
Tabel 3.12 Spesifikasi Tangki.....	54
Tabel 3.13 Spesifikasi Silo.....	56
Tabel 3.14 Spesifikasi Pompa.....	57
Tabel 3.15 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> .....	63
Tabel 3.16 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> .....	64
Tabel 3.17 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> .....	65
Tabel 3.18 Spesifikasi Condensor.....	66
Tabel 3.19 Spesifikasi <i>Cooler</i> .....	68
Tabel 3.20 Neraca Massa Total.....	69
Tabel 3.21 Neraca Massa di Mixer-01 .....	70

Tabel 3.22 Neraca Massa di Reaktor-01 .....	70
Tabel 3.23 Neraca Massa di Netralizer-01 .....	71
Tabel 3.24 Neraca Massa di Reaktor-02 .....	72
Tabel 3.25 Neraca Massa di Reaktor-03 .....	73
Tabel 3.26 Neraca Massa di Rotary Vacuum Filter-01 .....	74
Tabel 3.27 Neraca Massa di Bleaching-01 .....	75
Tabel 3.28 Neraca Massa di Filter Press-01 .....	75
Tabel 3.29 Neraca Massa di Bleaching-02 .....	76
Tabel 3.30 Neraca Massa di Filter Press-02 .....	76
Tabel 3.31 Neraca Massa di Evaporator-01 .....	77
Tabel 3.32 Neraca Massa di <i>Storage Tank</i> .....	77
Tabel 3.33 Neraca Panas di Reaktor-01 .....	78
Tabel 3.34 Neraca Panas di Reaktor-02 .....	78
Tabel 3.35 Neraca Panas di Reaktor-03 .....	78
Tabel 3.36 Neraca Panas di Netralizer-01 .....	79
Tabel 3.37 Neraca Panas di Evaporator-01 .....	79
Tabel 3.38 Neraca Panas di <i>Heater</i> -01 .....	79
Tabel 3.39 Neraca Panas di <i>Heater</i> -02 .....	80
Tabel 3.40 Neraca Panas di <i>Cooler</i> -01 .....	80
Tabel 3.41 Neraca Panas di <i>Cooler</i> -02 .....	80
Tabel 3.42 Neraca Panas di Condensor-01 .....	81
Tabel 4.1 Kebutuhan Bahan Baku dan Pendukung .....	83
Tabel 4.2 Lokasi perincian luas tanah dan bangunan pabrik .....	88
Tabel 4.3 Gaji Karyawan .....	105
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin .....	114
Tabel 5.2 Kebutuhan Air Steam .....	116
Tabel 5.3 Kebutuhan Air Proses .....	117
Tabel 5.4 Kebutuhan Air Total .....	118
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses .....	120
Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Proses .....	121
Tabel 6.1 Harga Indeks Tahun Perancangan .....	136

Tabel 6.2 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i> .....	144
Tabel 6.3 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i> .....	144
Tabel 6.4 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> .....	144
Tabel 6.5 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	145
Tabel 6.6 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	145
Tabel 6.7 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	146
Tabel 6.8 <i>Manufacturing Cost (MC)</i> .....	146
Tabel 6.9 <i>Working Capital (WC)</i> .....	146
Tabel 6.10 <i>General Expense (GE)</i> .....	147
Tabel 6.11 <i>Total Production Cost (TPC)</i> .....	147
Tabel 6.12 <i>Fixed Cost (Fa)</i> .....	147
Tabel 6.13 <i>Variable Cost (Va)</i> .....	148
Tabel 6.14 <i>Regulated Cost (Ra)</i> .....	148



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Asam Laktat di Indonesia .....	3
Gambar 1.2 Grafik Ekspor Asam Laktat di Indonesia.....	6
Gambar 1.3 Grafik Konsumsi Asam Laktat di Indonesia .....	7
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif .....	34
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif .....	35
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Asam Laktat .....	85
Gambar 4.2 <i>Layout</i> Pabrik Asam Laktat (Skala 1:1.000) .....	90
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:100).....	94
Gambar 4.4 Struktur Organisasi.....	98
Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat .....	135
Gambar 6.2 Grafik BEP .....	150

## DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A .....	156
LAMPIRAN B .....	150



## ABSTRAK

Asam laktat merupakan bahan organik yang banyak digunakan di industri makanan, farmasi, kosmetik, dan kimia. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, maka dirancang pabrik berkapasitas 35.000 ton/tahun dengan bahan baku utama *cassava starch* sebanyak 60.383.233 ton/tahun dan bahan baku pendukung seperti  $H_2SO_4$ , *Malt sprout*, *Lactobacillus delbrueckii*,  $Ca(OH)_2$ ,  $(NH_3)HPO_4$ , dan karbon aktif. Pabrik asam laktat rencana akan didirikan pada tahun 2025 di daerah Wonogiri, Karanganyar, Jawa Tengah. Proses produksi asam laktat dilakukan dengan 3 tahap yaitu proses hidrolisis dan fermentasi. Pada proses hidrolisis, pati dicampur dengan air menggunakan mixer pada suhu  $95^\circ C$ . Setelah itu, masuk ke reaktor hidrolisis dan ditambah dengan katalis  $H_2SO_4$  menjadi glukosa. Keluaran reaktor harus dimurnikan pada Netralizer, kemudian 10% dialirkan ke tangki kultur dan 90% menuju reaktor fermentasi. Glukosa difermentasikan dengan *Lactobacillus delbrueckii* pada suhu  $40^\circ C$ , lalu ditambah  $Ca(OH)_2$  untuk menjaga pH. Setelah melalui beberapa proses bleaching dan filter, lalu dipisahkan menggunakan evaporator hingga asam laktat memiliki konsentrasi 50%. Dalam menunjang proses produksinya, diperlukan air untuk proses utilitas sebanyak 1.799.976,0494 kg/jam dan 1.297,2851 kW listrik yang disediakan oleh PLN, serta generator sebagai cadangan. Berdasarkan analisis ekonomi, sebuah kelayakan pendirian pabrik dengan modal total investasi yang terdiri dari Penanaman Modal Tetap sebesar Rp762.593.114.724 dan Modal Kerja sebesar Rp1.273.455.586.572. Total Biaya Rp1.556.119.433.833 dan Penjualan Tahun Rp1.820.000.000.000, sehingga didapatkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp263.880.566.167 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp205.826.841.610. Analisa kelayakan pabrik dapat dilihat dari *Return On Investment (ROI)* sebelum pajak sebesar 34,6% dan ROI setelah pajak sebesar 27%, *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak dan setelah pajak sebesar 2 dan 2,9 tahun. Untuk *Discounted Cash Flowrate of Return (DCFR)* sebesar 13,53%, *Break Event Point (BEP)* sebesar 44,4%, dan *Shut Down Point (SDP)* sebesar 28,33%. Dari parameter kelayakan diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik asam laktat ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : Asam laktat, *cassava starch*, fermentasi, industri makanan, *lactobacillus delbrueckii*



## ABSTRACT

*Lactic acid is an organic material that is widely used in the food, pharmaceutical, cosmetic, and chemical industries. To meet domestic demand, a factory with a capacity of 35.000 tons/year was designed with the main raw material of cassava starch as much as 60.383.233 kg/year and supporting raw materials such as  $H_2SO_4$ , Malt sprouts, *Lactobacillus delbrueckii*,  $Ca(OH)_2$ ,  $(NH_3)HPO_4$ , and activated carbon. The lactic acid plant is planned to be established in 2025 in the Wonogiri area, Karanganyar, Central Java. The process of producing lactic acid is carried out in 3 stages, namely the process of hydrolysis and fermentation. In the hydrolysis process, starch is mixed with water using a mixer at a temperature of  $95^\circ C$ . After that, it enters the hydrolysis reactor and added with  $H_2SO_4$  as a catalyst to become glucose. The reactor output must be purified in the Neutralizer, then 10% flowed to the culture tank and 90% to the fermentation reactor. Glucose was fermented with *Lactobacillus delbrueckii* at  $40^\circ C$ , then  $Ca(OH)_2$  was added to maintain pH. After going through several bleaching and filtering processes, it is then concentrated using an evaporator until lactic acid has a concentration of 50%. In supporting the production process, water for the utility process is needed as much as 1.799.976,0494 kg/hour and 1.297,2851 kW of electricity provided by PLN, as well as a generator as a backup. Based on the economic analysis, a feasibility of establishing a factory with a total investment capital consisting of Fixed Investment of Rp762.593.114.724 and Working Capital of Rp1.273.455.586.572. Total Cost was Rp 1.556.119.433.833 and Year Sales was Rp1.820.000.000.000 so that the profit before tax was Rp263.880.566.167 and profit after tax was Rp205.826.841.610. The factory feasibility analysis can be seen from the Return On Investment (ROI) before tax of 34,6% and ROI after tax of 27%, Pay Out Time (POT) before tax and after tax of 2 and 2,9 years. For Discounted Cash Flowrate of Return (DCFR) of 13,53%, Break Event Point (BEP) of 44,4%, and Shut Down Point (SDP) of 27%. From the above feasibility parameters it can be concluded that this lactic acid factory is feasible to be established.*

*Key words : Lactic acid, cassava starch, fermentation, food industry, lactobacillus delbrueckii*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Indonesia merupakan negara agraris dengan sumber daya alam yang melimpah. Hal ini ditunjukkan dari banyak penduduk Indonesia yang bekerja dalam sektor pertanian. Hasil pertanian di Indonesia salah satunya yaitu singkong. Singkong dapat digunakan sebagai bahan baku asam laktat karena keberadaannya yang mudah dicari dan dapat diperbaharui. Singkong dapat dimodifikasi menjadi apa saja, salah satunya yaitu *cassava starch*. *Cassava starch* atau pati singkong dapat diperoleh dari hasil ekstraksi pati umbi singkong. Asam laktat atau asam 2-hidroksipropanoat ( $\text{CH}_3\text{CHOHCOOH}$ ) adalah senyawa kimia tidak berbau, tidak berwarna dan bersifat higroskopis pada suhu kamar. Ahli kimia Swedia Scheele pertama kali pertama menemukan asam laktat pada tahun 1780, namun diproduksi secara komersial oleh Charles E. Very di Littleton, Massachusetts, AS pada tahun 1881 (Narayanan, 2004). Asam laktat banyak digunakan dalam industri makanan, farmasi, kosmetik, dan lain-lain. Perkiraan permintaan asam laktat di seluruh dunia sekitar 130.000 hingga 150.000 ton per tahun (Mirasol, 1999).

Kebutuhan asam laktat di Indonesia saat ini masih bergantung dari negara lain seperti Sterling Chemical Inc (US), Guangshui Plant (China), Galactic (China), Purac (Thailand), Henan Jidan (Cina) dan Cargil (US). Hal ini disebabkan karena belum adanya pabrik asam laktat di Indonesia. Sementara itu, asam laktat mempunyai potensi ekonomi yang sangat tinggi dikarenakan dapat bermanfaat dalam berbagai hal, selain itu pangsa pasar dunia terbuka lebar dikarenakan kebutuhan dan pemanfaatan asam laktat setiap tahun meningkat. Maka dari itu upaya yang dapat dilakukan untuk memenuhi kebutuhan konsumsi produk-produk bahan kimia yaitu membangun pabrik asam laktat di Indonesia. Dengan dikembangkannya

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 oleh negara, dan membuka lapangan pekerjaan baru bagi sumber daya manusia di Indonesia.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Ada beberapa faktor yang dipertimbangkan untuk perancangan pabrik asam laktat antara lain yaitu nilai kapasitas impor, produksi, ekspor dan kebutuhan konsumsi. Penentuan kapasitas produksi tersebut dilakukan dengan menentukan peluang menggunakan analisis *supply* dan *demand*.

### 1.2.1 *Supply*

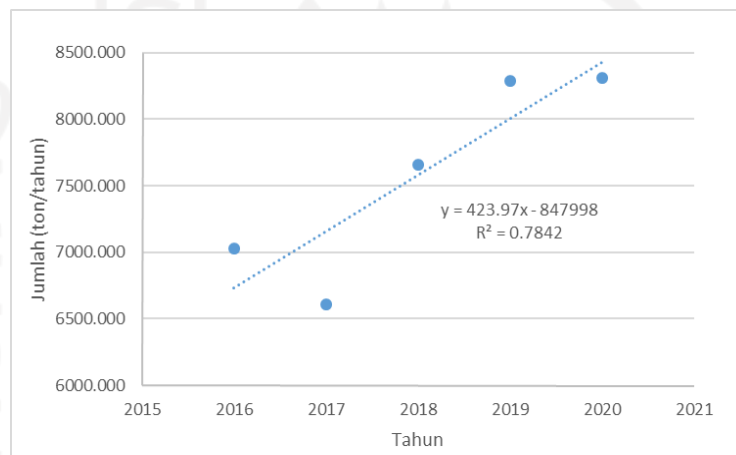
*Supply* suatu produk terdiri dari impor dan produksi asam laktat dalam negeri. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) menunjukkan bahwa data impor asam laktat dari tahun 2016 hingga 2020 pada Tabel 1.1.

Table 1.1 Data Impor Asam Laktat di Indonesia

Tahun	Jumlah (ton/tahun)	Pertumbuhan (%)
2016	7.031,377	
2017	6.605,907	-6,051
2018	7.658,028	15,927
2019	8.290,784	8,263
2020	8.308,802	0,217

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2016-2020)

Berdasarkan Tabel 1.1 dapat diketahui bahwa industri di Indonesia masih membutuhkan asam laktat dari luar negeri dikarenakan belum adanya pabrik asam laktat yang berdiri di Indonesia. Dari data tersebut dapat diproyeksikan seperti pada Gambar 1.1.



Gambar 1.1 Grafik Impor Asam Laktat di Indonesia

Dari grafik Impor Asam Laktat didapatkan persamaan garis  $y = 423,97x - 847.998$  dan nilai  $R^2$  sebesar 0,7842. Dengan menggunakan persamaan garis tersebut diperoleh impor asam laktat di Indonesia pada tahun 2025 sebesar 10.541,250 ton/tahun.

Dalam penentuan kapasitas pabrik dibutuhkan data produksi perusahaan lain sebagai tolak ukur untuk berdirinya pabrik asam laktat di Indonesia. Dikarenakan belum adanya pabrik produksi asam laktat yang berdiri di Indonesia, digunakan data produksi asam laktat dari luar negeri sebagai acuan. Berikut disajikan data-data produksi perusahaan lain di beberapa negara dalam Tabel 1.2 (Crowley, 2008).

Table 1.2 Data Produksi Asam Laktat Luar Negeri

Nama Perusahaan	Lokasi	Jumlah (ton/tahun)
Sterling Chemical Inc	US	9.500
Guangshui Plant	China	12.000
Galactic	China	80.000
Purac	Thailand	100.000
Henan Jindan	China	100.000
Cargill	US	200.620

Produksi asam laktat di dalam negeri belum ada, maka produksi asam laktat di Indonesia diasumsikan 0. Maka dapat ditentukan nilai *supply* asam laktat di Indonesia pada tahun 2025 yaitu :

$$\text{Supply} = \text{Impor} + \text{Produksi dalam negeri}$$

$$\text{Supply} = 10.541,250 \text{ ton/tahun}$$

### 1.2.2 Demand

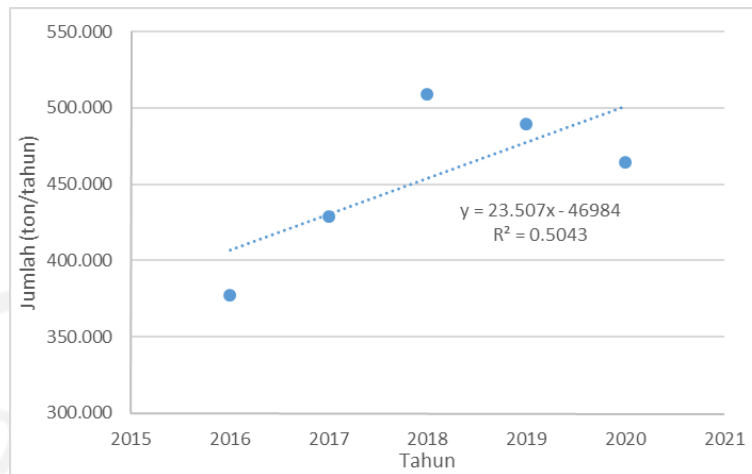
Nilai *demand* didapatkan dari nilai ekspor dan konsumsi dalam negeri. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) menunjukkan bahwa data ekspor asam laktat dari tahun 2016 hingga 2020 dalam Tabel 1.3.

Table 1.3 Data Ekspor Asam Laktat di Indonesia

Tahun	Jumlah (ton/tahun)	% Pertumbuhan
2016	377,302	
2017	428,467	13,561
2018	509,198	18,842
2019	489,663	-3,836
2020	464,241	-5,192

(Sumber : Badan Pusat Statistik 2016-2020)

Berdasarkan Tabel 1.3 dapat disimpulkan bahwa pada tahun 2016 hingga 2018 mengalami kenaikan pertumbuhan hingga mencapai 18,842%, sedangkan pada tahun 2018 hingga 2020 ekspor asam laktat mengalami penurunan hingga 5,192%. Hal ini dikarenakan belum adanya perusahaan asam laktat yang berdiri di Indonesia dan pada tahun 2019 hingga tahun 2020 terjadi pandemi *covid-19*. Dengan menggunakan linearisasi, total nilai ekspor pada tahun 2025 dapat dilihat pada grafik sebagai berikut :



Gambar 1.2 Grafik Ekspor Asam Laktat di Indonesia

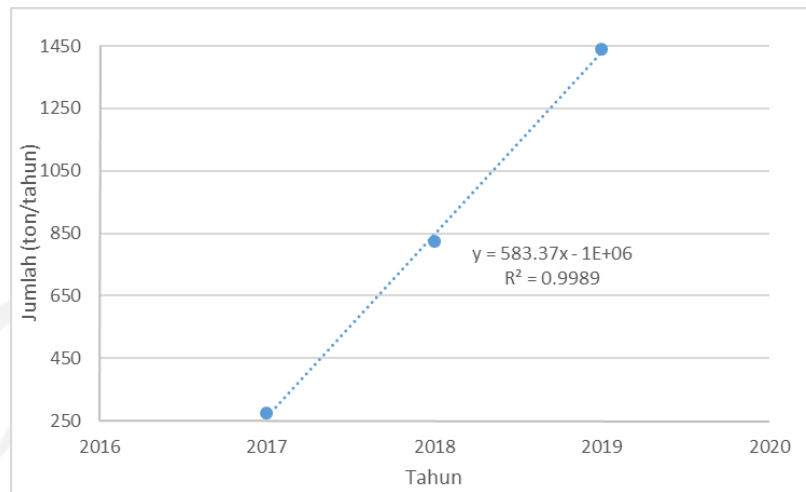
Dari Gambar 1.2, didapatkan persamaan  $y = 23,507x - 46984$  dengan  $R^2 = 0,5043$ . Dengan memasukkan nilai x yaitu pada tahun 2025 yaitu 617,675 ton/tahun.

Adapun konsumsi Asam laktat biasanya digunakan oleh industri-industri sebagai bahan baku pada produksi yang dapat dilihat pada Tabel 1.4.

Table 1.4 Data Konsumsi Asam Laktat di Indonesia

Tahun	Jumlah (ton/tahun)	(% Pertumbuhan)
2017	274,474	
2018	824,701	200,466
2019	1441,228	74,757

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2016-2020)



Gambar 1.3 Grafik Konsumsi Asam Laktat di Indonesia

Dari Gambar 1.3 dilinearisasi dan mendapatkan persamaan  $y = 583,37x - 10^6$  dan  $R^2 = 0,9989$  dengan nilai konsumsi pada tahun 2025 sebesar 181.324,25 ton/tahun.

Berdasarkan data Ekspor dan konsumsi pada tahun 2025 didapatkan nilai *demand* sebesar

$$Demand = Ekspor + Konsumsi dalam negeri$$

$$Demand = 617,675 \text{ ton/tahun} + 181.324,25 \text{ ton/tahun.}$$

$$Demand = 181.941,925 \text{ ton/tahun}$$

### 1.2.3 Peluang

Peluang kapasitas produksi ditentukan dengan menggunakan analisis *demand* dan *supply* dengan data seperti di atas dengan persamaan sebagai berikut :

$$Peluang = Demand - Supply$$

$$Peluang = 181.941,925 \text{ ton/tahun} - 10.541,250 \text{ ton/tahun}$$

$$Peluang = 171.400,675 \text{ ton/tahun}$$



Dari persamaan tersebut didapatkan nilai peluang sebesar 171.400,675 ton/tahun. Nilai peluang yang didapatkan, ditentukan kapasitas produksi asam laktat pada tahun 2025 sebesar 34.280,135 ton/tahun dibulatkan menjadi 35.000 ton/tahun. Kapasitas produksi yang dipilih sebesar 20% dari peluang dengan mempertimbangkan kapasitas pabrik yang sudah ada di luar negeri. Diharapkan juga dapat membantu perekonomian di Indonesia dan mempertimbangkan karena pabrik ini belum dibawah naungan pabrik besar, sehingga untuk investasi yang besar akan memiliki resiko yang tinggi.

#### 1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan untuk produksi asam laktat adalah *cassava starch*. *Cassava starch* atau di Indonesia lebih dikenal dengan Tepung Tapioca merupakan produk olahan singkong yang di proses secara fermentasi, dimana dalam pengolahan ini bakteri pembentuk asam laktat akan mendominasi selama fermentasi. Singkong berpotensi menjadi salah satu tanaman yang paling efisien untuk istilah karbohidrat. Bahan baku dapat diperoleh dari dalam negeri yaitu PT. Budi Lumbang Ciptatani, Karanganyar, Jawa Tengah dengan kapasitas produksi sebesar 60.000 ton/tahun dan PT. Budi Starch & Sweetener, Ponorogo, Jawa Timur dengan kapasitas produksi 45.000 ton/tahun.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

Asam laktat atau mempunyai nama lain asam 2-hidroksipropanoat merupakan senyawa kimia yang berperan dalam beberapa proses biokimia. Sifat kimia dari asam laktat yaitu larut dalam air dan pelarut organik yang larut dalam air, tetapi tidak larut dalam pelarut organik lainnya. Asam laktat merupakan cairan tidak berwarna (pada 15°C dan 1 atm), tidak berbau, tidak beracun dan persentase yang diperlukan untuk industri makanan berkadar 50-80%. Asam laktat mempunyai dua isomer optik, salah satunya adalah L-

(+)-asam laktat atau (S)-asam laktat dan bayangan cerminnya adalah D-(-)-asam laktat atau (R)-asam laktat (Pailin, 2010).

Berbagai reaksi karakteristik alkohol asam laktat dapat mengalami xanthation dengan karbon bisulfida, esterifikasi dengan asam organik dan dehidrogenasi atau oksigenasi untuk membentuk asam piruvat atau turunannya (Naryanan et al, 2004). Dalam proses pembuatan asam laktat bahan baku yang digunakan berasal dari sumber-sumber yang dapat diperbaharui berupa pati atau selulosa. Bahan baku yang berpotensi untuk pembuatan asam laktat yaitu singkong, kentang, gandum, barley, sagu, jagung, dan molasse (Komesu et al, 2017). Produksi asam laktat dapat dilakukan dengan cara fermentasi atau sintesis kimia. Namun, proses yang lebih banyak digunakan saat ini adalah proses fermentasi.

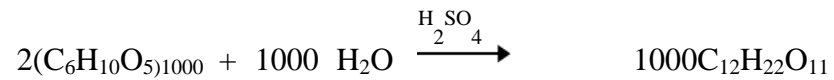
### 1.3.1 Proses pembuatan asam laktat

Asam laktat dapat dibuat dengan dua cara, yaitu:

#### 1. Produksi asam laktat melalui proses fermentasi

Asam laktat dapat diproduksi dari berbagai macam karbohidrat seperti sukrosa, glukosa atau laktosa. Pada proses ini bahan baku yang digunakan adalah pati. Pati dihidrolisis menjadi glukosa secara hidrolisis asam dikarenakan lebih banyak digunakan dan lebih singkat. Dalam hidrolisis asam, glukosa yang dihasilkan memiliki yield yang cukup baik dan nilai kadar gula pereduksi yang cukup tinggi (Hidayat, 2006). Produksi asam laktat melalui proses fermentasi banyak menggunakan metode batch fermentasi. Kondisi operasi setiap metode berbeda-beda, untuk bakteri *Lactobacillus delbruekii* pada suhu 40°C dengan pH 6 selama 68 jam (Alsaheb, 2019). Kemudian untuk bakteri *Lactobacillus amylovorus* pada suhu 40°C dengan pH 5,5 selama 36 jam (Xiaodong, 1997).

1. Hidrolisis Pati menjadi Glukosa



Pati                          Air                          Sukrosa



Sukrosa                          Air                          Glukosa

2. Fermentasi dan Netralisasi



Glukosa                          Kalsium Hidroksida                          Kalsium Laktat

3. Pengasaman H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>



Kalsium laktat                          Asam sulfat                          Asam                          Kalsium  
Laktat                          Sulfat

(Narayanan, et al., 2004).

Banyak jenis karbohidrat yang telah digunakan untuk dijadikan bahan baku pembuatan asam laktat. Bahan baku untuk memproduksi asam laktat harus memiliki karakteristik sebagai berikut :

- Murah
- Tingkat kontaminasi rendah
- Laju produksi cepat
- Produksi asam laktat yang dihasilkan banyak
- Sedikit atau tidak ada pembentukan produk sampingan

f. Dapat beroperasi sepanjang tahun

(Wee,2006).

Peranan bakteri asam laktat selama proses fermentasi dapat menentukan mutu produk hasil fermentasi. Adapun bakteri yang memproduksi asam laktat terdiri dari 2 tipe fermentasi yaitu spesies 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 yang mampu mengolah bahan baku menjadi asam laktat terdapat pada Tabel 1.5.

Table 1.5 Bakteri yang mampu mengolah bahan baku menjadi asam laktat

<i>Raw Material</i>	<i>Organism</i>	$\gamma$ ( <i>lactic acid</i> ) (g/L)	<i>Productivity</i> (g/L.h)
Molasses	<i>Lactobacillus delbrueckii</i> NCIMB 8130	90	3,8
	<i>Enterococcus faecalis</i> RKY1	95,7	4,0
Rye	<i>Lactobacillus paracasei</i> No. 8	84,5	2,4

Lanjutan Tabel 1.5 Bakteri yang mampu mengolah bahan baku menjadi asam laktat

Sweet sorghum	<i>Lactobacillus paracasei</i> No. 8	81,5	2,7
	<i>Lactobacillus paracasei</i> No. 8	106,0	3,5
Wheat	<i>Lactobacillus lactis ssp. Lactis</i> ATCC 33620	106,0	1,0
	<i>Enterococcus faecalis</i> RKY1	102,0	4,8
Corn	<i>Enterococcus faecalis</i> RKY1	63,5	0,5
	<i>Lactobacillus amylovorus</i> ATCC 33620	10,1	0,8
Cassava	<i>Lactobacillus amylovorus</i> ATCC 33620	4,8	0,2
Potato	<i>Lactobacillus amylovorus</i> ATCC 33620	4,2	0,1
Rice	<i>Lactobacillus sp.</i> RKY2	129,0	2,9
Barley	<i>Lactobacillus casei</i> NRRL B-441	162,0	3,4
	<i>Lactobacillus amylophilus</i> GV6	27,3	0,3
Cellulose	<i>Lactobacillus coryniformis ssp. torquens</i> ATCC 25600	24,0	0,5
Corncob	<i>Rhizopus sp.</i> MK-96-1196	24,0	0,3

Lanjutan Tabel 1.5 Bakteri yang mampu mengolah bahan baku menjadi asam laktat

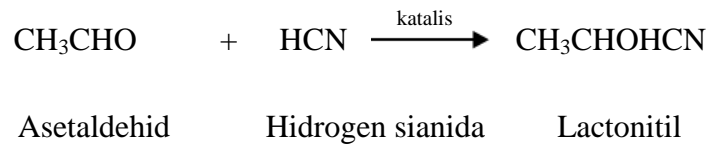
Waste paper	<i>Lactobacillus coryniformis ssp. torquens</i> ATCC 25600	23,1	
	<i>Rhizopus oryzae</i> NRRL 395	49,1	0,7
Wood	<i>Lactobacillus delbrueckii</i> NRRL B-445	108,0	0,9
	<i>Enterococcus faecalis</i> RKY1	93,0	1,7
Whey	<i>Lactobacillus helveticus</i> R211	66,0	1,4
	<i>Lactobacillus casei</i> NRRL B-441	46,0	4,0

Sumber : (Wee, 2006)

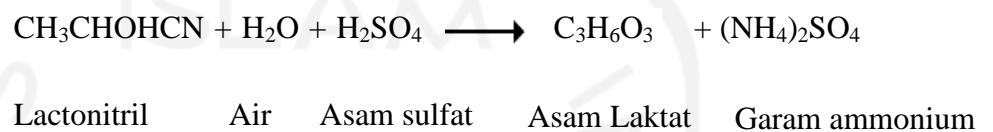
## 2. Produksi asam laktat melalui proses sintesis kimia

Bahan baku utama pada proses sintesis kimia adalah laktonitril. Hidrogen sianida direaksikan dengan asetaldehida dengan adanya basa untuk menghasilkan laktonitril. Dimana reaksinya adalah fase cair dan terjadi pada tekanan atmosfer yang tinggi. Kemudian laktonitril yang belum murni akan dimurnikan kembali dengan distilasi, lalu akan dihidrolisis menjadi asam laktat dengan HCl atau H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk menghasilkan garam ammonium dan asam laktat. Selanjutnya asam laktat akan diesterifikasi dengan methanol untuk menghasilkan metil laktat, yang selanjutnya metil laktat akan dimurnikan dengan distilasi dan dihidrolisis oleh air dibawah katalis asam untuk menghasilkan asam laktat dan methanol. Proses reaksi yang akan terjadi (Narayanan et al., 2004).

### 1. Penambahan Hidrogen Sianida



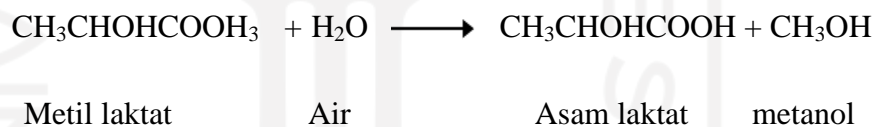
### 2. Hidrolisis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>



### 3. Esterifikasi



### 4. Hidrolisis H<sub>2</sub>O



Proses sintesis kimia asam laktat pertama kali di produksi perusahaan luar negeri yaitu Monsanto (Texas, USA) pada tahun 1963. Produksi yang dihasilkan sebesar 40% (4.500 ton) dari asam laktat yang dikonsumsi di Amerika Serikat. 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).

### 1.3.2. Alasan Pemilihan Proses

Perbandingan antara proses pembuatan asam laktat dapat dilihat pada Tabel 1.6.

Table 1.6 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Laktat

Parameter	Fermentasi	Fermentasi
Jenis bakteri	<i>Lactobacillus delbrueckii</i>	<i>Lactobacillus amylovorus</i>
Fase	Padat – Cair	Padat – Cair
Bahan baku	Cassava starch	Cassava starch
Kondisi operasi	T = 40 C P = 1 atm t = 68 jam	T = 40 C P = 1 atm t = 36 jam
Yield	92%	4,8%
Kebutuhan bahan pembantu	Kalsium hidroksida dan Asam sulfat	Kalsium hidroksida dan Asam sulfat
Kekurangan	-Waktunya lebih lama dibandingkan dengan sintesis	- Waktunya lebih lama dibandingkan dengan sintesis



	kimia.	kimia. - Harus ditambahkan pepton 1% terlebih dahulu agar konsentrasi asam laktat lebih baik.
Kelebihan	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Bahan baku terbarukan</li> <li>- Biaya relatif lebih murah</li> <li>- Energi yang dibutuhkan lebih rendah</li> <li>- Menghasilkan produk yang optimal</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Bahan baku terbarukan</li> <li>- Biaya relatif lebih murah</li> </ul>

Berdasarkan proses pembuatan asam laktat yang telah dijelaskan di atas perlu mempertimbangkan kelayakan pemakaian suatu proses, maka dari itu pada pendirian pabrik asam laktat akan menggunakan proses hidrolisis untuk memecah pati menjadi glukosa, kemudian dilanjut dengan proses fermentasi. Pada proses fermentasi bahan baku yang digunakan adalah *cassava starch* dan menggunakan bakteri *Lactobacillus delbrueckii* dikarenakan bakteri *Lactobacillus delbrueckii* mempunyai produktivitas yang tinggi dibandingkan dengan *Lactobacillus amylovorus*. Asam laktat dapat diproduksi menggunakan proses fermentasi karena ramah

lingkungan, suhu produksi rendah, dan hasil yang didapat besar (Vijayakumar, 2007).

### 1.3.3 Kegunaan Produk

Asam Laktat digunakan sebagai 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 asam dari proses metabolismenya di mana dapat menurunkan pH susu. Selain itu, BAL berfungsi untuk merombak karbohidrat kompleks menjadi karbohidrat sederhana yang mudah dicerna oleh tubuh (Nugrahadi, 2020).

Selanjutnya, asam laktat menawarkan konstituen alami untuk implementasi industri kosmetik. Contoh produk dari industri kosmetik yaitu ada pelembab dan serum. Asam laktat telah digunakan sebagai pH regulator yang baik. Selain itu, memiliki fitur lain seperti hidrasi kulit, aktivasi antimikroba, dan pencerahan kulit. Dalam Industri Kimia, Asam Laktat juga dapat digunakan sebagai bahan anti kerak, pengatur pH, bahan penetral, pelarut alami, bahan pembersih, dan lain sebagainya (Alsaheb, 2015). Kemudian, dalam industri farmasi digunakan sebagai suplemen dalam sintesis obat-obatan dermatologis dan melawan osteoporosis (Bai, Zhao, Li & Xu, 2004).

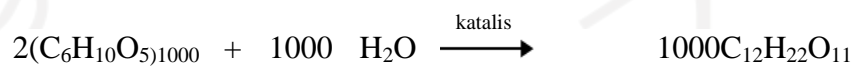
## 1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

### 1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika digunakan untuk mengetahui sifat reaksi yaitu eksotermis atau endotermis dan Spontatan atau tidak spontan. Serta menentukan arah reaksi (*reversible* atau *irreversible*).

Penentuan panas reaksi yang berjalan secara eksotermis maupun endotermis dapat dihitung dengan penentuan panas pembentukan standar ( $\Delta H^\circ_f$ ) pada suhu 298°K dan dihitung Energi Gibbs untuk mengetahui reaksi spontan atau tidak spontan, serta nilai Konstanta Keseimbangan (K) untuk menentukan arah (*reversible* atau *irreversible*).

### 1. Hidrolisis Pati menjadi Glukosa



Komponen	$\Delta H^\circ_f$ 298 K (kJ/mol)	$\Delta G^\circ$ 298 K (kJ/mol)
$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000}$	-1483,36	-
$\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$	-2199,9	-1564,7
$\text{H}_2\text{O}$	-285,830	-237,129

#### a. Menghitung $\Delta H^\circ_r$

$$\Delta H_r = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$= [\Delta H^\circ_f \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}] - [2\Delta H^\circ_f \text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O}]$$

$$= [(-2199,9)] - [(-2966,7) + (-285,830)]$$

$$= 1.052,1 \text{ kJ/kmol}$$

**Nilai (+) = Endotermis**

#### b. Menghitung $\Delta G^\circ$

$$\Delta G^\circ = \Delta G^\circ \text{ produk} - \Delta G^\circ \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
&= [\Delta G^\circ_{\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}} - [2\Delta G^\circ_{\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5} + \Delta G^\circ_{\text{H}_2\text{O}}]] \\
&= [(-1564,7)] - [(-237,129)] \\
&= -1.328 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

$$\Delta G^\circ = -R.T \ln K$$

$$\ln K_0 = -\frac{\Delta G}{R.T}$$

$$\ln K_0 = -\frac{-1.328 \text{ kJ/kmol}}{(8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol}\cdot\text{K}}) \times (298 \text{ K})}$$

$$\ln K_0 = -535,835$$

$$K_0 = 1,948 \times 10^{-233}$$

$$K \text{ pada suhu } 60^\circ\text{C} = 333^\circ\text{K}$$

$$\ln \frac{K_1}{K_0} = -\frac{\Delta H_r}{R} \times \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right)$$

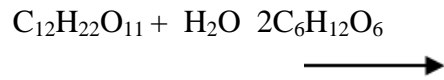
$$\ln \frac{K_1}{K_0} = -\frac{1.052,1}{8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol}\cdot\text{K}}} \times \left( \frac{1}{333 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right)$$

$$\ln \frac{K_1}{K_0} = 44,634$$

$$\frac{K_1}{K_0} = 2,42 \times 10^{19}$$

$$K_1 = 4,718 \times 10^{-214}$$

Berdasarkan hasil perhitungan K1 besar didapatkan  $4,718 \times 10^{-214}$  sehingga reaksi dianggap berjalan bolak-balik (*reversible*).



Komponen	$\Delta H^\circ_f$ 298 K (kJ/kmol)	$\Delta G^\circ$ 298 K (kJ/kmol)
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	-1262,2	-915,9
$\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$	-2199,9	-1564,7
$\text{H}_2\text{O}$	-285,830	-237,129

(Smith, 2005)

a. Menghitung  $\Delta H^\circ_r$

$$\Delta H_r = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$= [2\Delta H^\circ_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 - [\Delta H^\circ_f \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O}]]$$

$$= [(2(-1262,2)) - [(-2199,9) + (-285,830)]]$$

$$= -38,67 \text{ kJ/kmol}$$

**Nilai (-) = Eksotermis**

b. Menghitung  $\Delta G^\circ$

$$\Delta G^\circ = \Delta G^\circ \text{ produk} - \Delta G^\circ \text{ reaktan}$$

$$= [2\Delta G^\circ \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 - [\Delta G^\circ \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} + \Delta G^\circ \text{H}_2\text{O}]]$$

$$= [(2(-915,9)) - [(-1564,7) + (-237,129)]]$$

$$= -29,971 \text{ kJ/kmol}$$

**Nilai (-) = Spontan**

$$\Delta G^\circ = -R.T \ln K$$

$$\ln K_0 = -\frac{\Delta G}{R.T}$$

$$\ln K_0 = -\frac{-29,971 \text{ kJ/mol}}{(8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol}\cdot\text{K}}) \times (298 \text{ K})}$$

$$\ln K_0 = 12,097$$

$$K_0 = 1,79 \times 10^5$$

K pada suhu  $60^\circ\text{C} = 333^\circ\text{K}$

$$\ln \frac{K_1}{K_0} = -\frac{\Delta H_r}{R} \times \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right)$$

$$\ln \frac{K_1}{K_0} = -\frac{-38,67}{8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol}\cdot\text{K}}} \times \left( \frac{1}{333 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right)$$

$$\ln \frac{K_1}{K_0} = 1,640$$

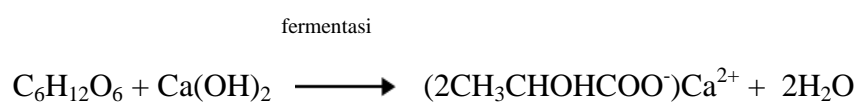
$$\frac{K_1}{K_0} = 5,15$$

$$K_1 = 5,15 \times 1,79 \times 10^5$$

$$K_1 = 9,22 \times 10^5$$

Berdasarkan hasil perhitungan  $K_1$  besar didapatkan  $9,22 \times 10^5$ , sehingga reaksi dianggap berjalan searah (*irreversible*).

## 2. Fermentasi dan Netralisasi



Komponen	$\Delta H^{\circ}f$ 298°K (kj/kmol)	$\Delta G^{\circ}$ 298°K (kj/kmol)
H <sub>2</sub> O	-285,830	-237,129
(CH <sub>3</sub> CHOHCOO)Ca <sup>2+</sup>	-1294	-
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	-1262,2	-915,9
Ca(OH) <sub>2</sub>	-986,090	-898,490

(Smith, 2005).

$$\Delta H^{\circ}r = \Delta H^{\circ}f \text{ produk} - \Delta H^{\circ}f \text{ reaktan}$$

$$= [(2\Delta H^{\circ}f_{(\text{CH}_3\text{CHOHCOO})\text{Ca}^{2+}} + 2\Delta H^{\circ}f_{\text{H}_2\text{O}}) - [\Delta H^{\circ}f_{\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} + \Delta H^{\circ}f_{\text{Ca}(\text{OH})_2}]]$$

$$= [((-1294) + (2(-285,830))) - [(-1262,2) + (-986,090)]]$$

$$= 1676,63 \text{ kj/mol}$$

**Nilai (+) = Endotermis**

$$\Delta G^{\circ} = \Delta G^{\circ} \text{ produk} - \Delta G^{\circ} \text{ reaktan}$$

$$= [(2\Delta G^{\circ}_{(\text{CH}_3\text{CHOHCOO})\text{Ca}^{2+}} + 2\Delta G^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}}) - [\Delta G^{\circ}_{\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} + \Delta G^{\circ}_{\text{Ca}(\text{OH})_2}]]$$

$$= [ (2(-237,129)) - [(-915,9) + (-898,490)]]$$

$$= 1340.132 \text{ kJ/mol}$$

**Nilai (+) = Tidak spontan**

$$\Delta G = -R.T \ln K$$

$$\ln K_0 = -\frac{\Delta G}{R.T}$$

$$\ln K_0 = -\frac{1340.132 \text{ kJ/mol}}{(8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol}\cdot\text{K}}) \times (298 \text{ K})}$$

$$\ln K_0 = -540,90537$$

$$K_0 = 1,222 \times 10^{-235}$$

K pada suhu 40°C = 313°K

$$\ln \frac{K_1}{K_0} = -\frac{\Delta H_r}{R} \times \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right)$$

$$\ln \frac{K_1}{K_0} = -\frac{1676,63 \text{ kJ/mol}}{8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol}\cdot\text{K}}} \times \left( \frac{1}{313 \text{ K}} - \frac{1}{298 \text{ K}} \right)$$

$$\ln \frac{K_1}{K_0} = 53,50523$$

$$\frac{K_1}{K_0} = 1,72595 \times 10^{23}$$

$$K_1 = 1,72595 \times 10^{23} \cdot 1,222 \times 10^{-235}$$

$$K_1 = 2,1126 \times 10^{-212}$$

Berdasarkan hasil perhitungan K1 besar didapatkan  $2,1126 \times 10^{-212}$ , sehingga reaksi dianggap berjalan bolak-balik (*reversible*).

### 3. Pengasaman H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>





Komponen	$\Delta H^\circ_f$ 298 K (kj/kmol)	$\Delta G^\circ$ 298 K (kj/kmol)
CaSO <sub>4</sub>	-1434,5	-1309,1
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	-694,080	-430,62
CH <sub>3</sub> CHOHCOO <sup>-</sup> )Ca <sup>2+</sup>	-1294	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-813,989	-690,003

$$\Delta H_r = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$= [(2\Delta H^\circ_f \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3 + \Delta H^\circ_f \text{CaSO}_4) - [\Delta H^\circ_f (\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^-)\text{Ca}^{2+} + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{SO}_4]]$$

$$= [(2(-694,080) + (1434,5))] - [(-1294) + (-813,989)]$$

$$= 2154,329 \text{ kj/kmol}$$

**Nilai (+) = Endoterm**

$$\Delta G^\circ = \Delta G^\circ \text{ produk} - \Delta G^\circ \text{ reaktan}$$

$$= [(2\Delta H G_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3} + 2\Delta H G_{\text{CaSO}_4}) - [\Delta H G_{(\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^-)\text{Ca}^{2+}} + \Delta H G_{\text{H}_2\text{SO}_4}]]$$

$$= [(2(-430,62)) + (2(-1309,1))] - [-690,003]$$

$$= -2789,437 \text{ kj/mol}$$

**Nilai (-) = Spontan**

$$\Delta G = -R.T \ln K$$

$$\ln K_0 = -\frac{\Delta G}{R.T}$$

$$\ln K_0 = -\frac{-2789,437 \text{ kJ/mol}}{\left(8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}}\right) \times (298 \text{ K})}$$

$$\ln K_0 = 1125,875$$

$$K_0 > 1$$

Berdasarkan hasil perhitungan  $K_0$  bsar atau  $K_0 > 1$  maka reaksi dianggap berjalan searah (*irreversible*).

#### 1.4.2. Tinjauan Kinetika

Pada proses fermentasi model kinetik dapat digunakan untuk merancang dan mengontrol proses mikroba. untuk produksi asam laktat menggunakan model kinetika fermentasi (Hanson dan Tsao 1972).

##### a. Reaksi Hidrolisis

$$\frac{dx}{dt} = k.(C_6H_{10}O_5)$$

$$\text{Diasumsikan } C_A = C_6H_{10}O_5$$

Laju reaksi:

$$-r_A = k.C_A$$

$$-(k.C_A) = \frac{d(CA)}{dt}$$

$$-(k.C_{A0}(1 - x_a)) = \frac{(-C_{A0}.d(xa))}{dt}$$

$$dt = \frac{(d(xa))}{(k(1-xa))}$$

$$t = \frac{1}{k} (-\ln(1 - xa))$$

b. Reaksi Fermentasi

$$\frac{dx}{dt} = k_1 \left( \frac{S}{k_s + S} \right) \left( \frac{K_p}{K_p + P} \right) x$$

$$-\frac{dL}{dt} = \frac{1}{Y_p} \frac{dP}{dt}$$

$$\frac{dP}{dt} = k_4 \left( \frac{dx}{dt} \right) + k_5 \left( \frac{S}{K_{s'} + S} \right) x$$

Keterangan :

k<sub>1</sub> = Konstanta laju reaksi

k<sub>4</sub> = Konstanta laju reaksi

k<sub>5</sub> = Konstanta laju reaksi

K<sub>p</sub> = Konstanta penghambatan produk (g/l)

K<sub>s</sub> = Konstanta batasan substrat (g/l)

K<sub>s'</sub> = Konstanta substrat limitasi (g/l)

S = Konsentrasi substrat (g/l)

P = Konsentrasi asam laktat (g/l)

L = Konsentrasi Laktosa (g/l)

x = Konsentrasi biomassa (g/l)

Y<sub>p</sub> = Yield (g biomassa/ g substrat)

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

Pada prarancangan ini produk yang akan dihasilkan berupa asam laktat dengan spesifikasi produk yang akan dijelaskan pada tabel 2.1

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk

Parameter	Spesifikasi Produk Utama	Spesifikasi Produk Samping
Nama Senyawa	Asam Laktat	Kalsium Sulfat
Rumus Kimia	$\text{CH}_3\text{CHOHCOOH}$	$\text{CaSO}_4$
Berat Molekul	90,08 gr/mol	136,14 gr/mol
Fase	Cair berwarna kuning	Padatan berwarna putih keabu-abuan muda
Kemurnian	50%	98%
Titik Lebur	16,8 °C	1450 °C
Titik Didih	122 °C	128 °C
Densitas	1,21 g/ml pada 20°C	2,3-3 g/ml
Viskositas	20-40 mPa.s pada 20°C	-
Kelarutan	Larut dalam air pada 20 °C	Larut dalam air (0,8 g/L pada 20°C, hemihidrat)
Tekanan Uap	0,1 hPa pada 25 C	-
Sumber	MSDS	

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Pada prarancangan ini bahan baku utama yang digunakan adalah *cassava starch* dan bahan pendukung yang digunakan adalah kalsium hidroksida dan asam sulfat yang akan dijelaskan pada tabel 2.2

Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

Parameter	Spesifikasi			
	Bahan Baku Utama	Bahan Baku Pendukung		
Nama senyawa	Strach soluble	Kalsium hidroksida	Asam sulfat	Natrium Hidroksida
Rumus kimia	$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	$Ca(OH)_2$	$H_2SO_4$	NaOH
Berat molekul	162.000 g/mol	74,1 g/mol	98,08 g/mol	40 g/mol
Kenampakan (Fase)	Padat (serbuk) berwarna putih	Padat berwarna putih	Cairan tidak berwarna (bening)	Cair
Kemurnian	100%	95%	93%	70%
Kelarutan	Larut dalam air 50 g/l pada suhu 90°C	Sedikit larut dalam air	Dapat larut dalam air	Dapat larut dalam air
Titik didih	-	285°C	270 - 340°C	1390°C
Titik lebur	-	580°C	-35 - 10,36°C	319°C
Tekanan uap	-	-	1 mmHg	-

Densitas	Sekitar 600 kg/m <sup>3</sup>	2,24 g/ml	1,84 g/ml	2,13 g/ml
Viskositas	-	-	26,7 cP (pada 25°C)	21,6 cP (pada 25°C)
Sumber	MSDS			

### 2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas merupakan upaya menjaga mutu atau kualitas suatu barang yang akan dihasilkan, sehingga barang tersebut sesuai dengan spesifikasi produk yang telah ditentukan atas kebijaksanaan pimpinan perusahaan (Sofyan Assauri, 2008). Agar suatu produk dapat memenuhi standar yang diinginkan maka diperlukan kualitas yang sesuai dengan standar proses yang telah ditentukan, pengawasan, dan pengendalian proses melalui sistem kontrol sehingga didapatkan hasil produk yang mempunyai kualitas dan mudah dipasarkan. Beberapa pengendalian yang dapat dilakukan:

#### 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum melakukan proses produksi dibutuhkan pengujian terlebih dahulu terhadap bahan baku yang akan digunakan. Pengujian ini bertujuan untuk mengetahui agar bahan baku yang akan digunakan telah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan. Bahan baku yang digunakan pada proses ini adalah *cassava starch*. Oleh karena itu pengujian yang diperlukan seperti kelarutan, densitas, kemurnian dan sebagainya.

#### 2.3.2 Pengendalian Bahan Pembantu

Bahan pembantu untuk proses pembuatan asam laktat juga perlu diuji terlebih dahulu, apakah sifat-sifat fisis bahan tersebut sudah sesuai

dengan spesifikasi yang digunakan untuk membantu proses kelancaran. Bahan pembantu yang digunakan seperti kalsium hidroksida dan asam sulfat.

### 2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Bahan baku yang berkualitas yang telah lulus uji dan pengawasan dalam segi pengendalian yang baik akan menghasilkan produk yang berkualitas tinggi sesuai dengan standar. Pengawasan dan pengendalian produksi dimulai dari bahan baku sampai produk akhir untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan. Selain itu aspek yang perlu diperhatikan adalah pengawasan mutu bahan baku, produk setengah jadi, produk samping dan produk akhir. Semua pengawasan kualitas ini dapat dianalisis di laboratorium atau menggunakan perangkat kontrol.

### 2.3.4 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan sistem kontrol.

#### 2.3.4.1 Alat sistem kontrol

Pengawasan dan pengendalian proses operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang di pusatkan di *control room*, dan dilakukan dengan *automatic control* atau bekerja secara manual dengan indikator yang sudah ada di alat. Apabila alat yang sudah ditetapkan mengalami penyimpangan indikator pada saat proses produksi maka dapat dilihat dari sinyal atau tanda yang diberikan berupa nyala lampu atau alarm yang akan berbunyi. Ketika terjadi penyimpangan maka *settingan* harus dikembalikan seperti kondisi semula. Beberapa alat kontrol yang digunakan pada kondisi tertentu antara lain:

a. *Temperature Control (TC)*

Merupakan alat pengendali suhu yang berfungsi untuk mengontrol suhu pada aliran atau suatu alat proses. Apabila suhu yang diatur belum sesuai dengan kondisi yang telah ditetapkan maka akan ditandai dengan isyarat berupa nyala lampu atau bunyi.

b. *Flow Control (FC)*

Merupakan alat pengendali pada aliran masuk maupun aliran keluar proses. Alat digunakan sebagai pengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa atau unit proses lainnya. Pada aliran masuk maupun aliran keluar apabila mengalami perbedaan tekanan maka dapat mempengaruhi proses laju alir sehingga dibutuhkan alat *Flow Control*.

c. *Level Control (LC)*

*Level Control* adalah alat yang digunakan untuk mengukur level ketinggian cairan dalam sebuah alat biasanya berada di atas wadah atau tangki. Pengukuran level ketinggian cairan dilakukan dengan pengoperasian sebuah *control valve*, yaitu dengan mengatur laju cairan masuk maupun aliran keluar proses.

#### 2.3.4.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*. Disimbolkan ( $\neq$ )
- b. Aliran elektrik (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*. Disimbolkan (----)
- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan *level*) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*. Pada proses ini sebesar 80-85%.



#### 2.4.5 Pengendalian Kualitas Produk

Dalam sebuah industri proses pengendalian kualitas produk merupakan kegiatan yang sangat penting untuk dilakukan. Agar produk yang dihasilkan berkualitas sesuai dengan standar maka dibutuhkan kualitas bahan yang baik, pengawasan dan pengendalian terhadap proses yang dilakukan sehingga akan menghasilkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan.

#### 2.4 Pengendalian Kuantitas

Beberapa penyebab terjadinya penyimpangan kuantitas antara lain kesalahan operator, keterlambatan pasokan bahan baku, kerusakan mesin, perbaikan alat cukup lama dan lain-lain. Jika terjadi penyimpangan maka harus segera dilakukan identifikasi untuk mengetahui apa penyebabnya dan dilakukan evaluasi. Untuk produksi selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

##### 2.4.1 Pengendalian Waktu

Pengendalian waktu juga merupakan parameter yang sangat penting. Agar kuantitas produk yang dihasilkan sesuai dengan yang diinginkan perlu dilakukan pengendalian waktu yang tepat.

##### 2.4.2 Pengendalian Bahan Proses

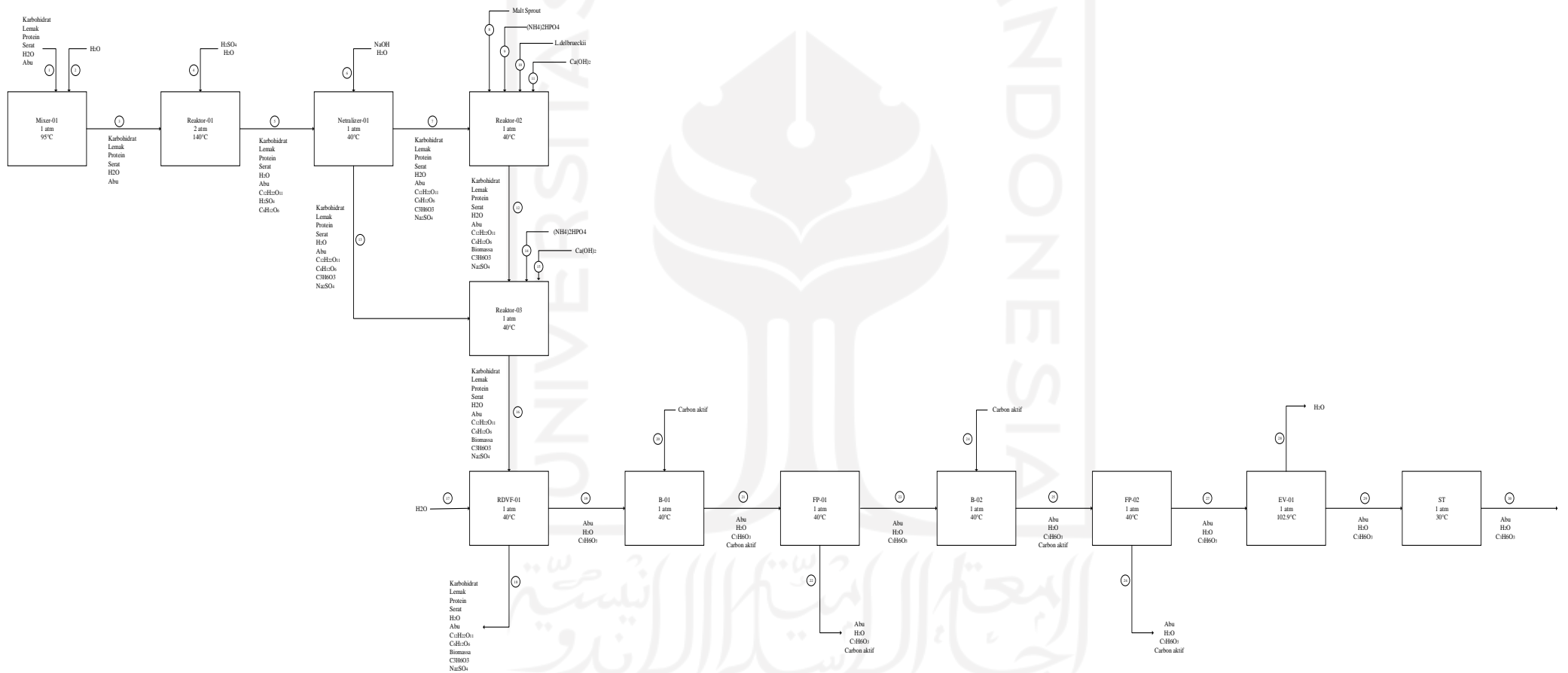
Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karena diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

Tabel 2.3 Daftar Sistem Kontrol yang digunakan pada Alat Proses

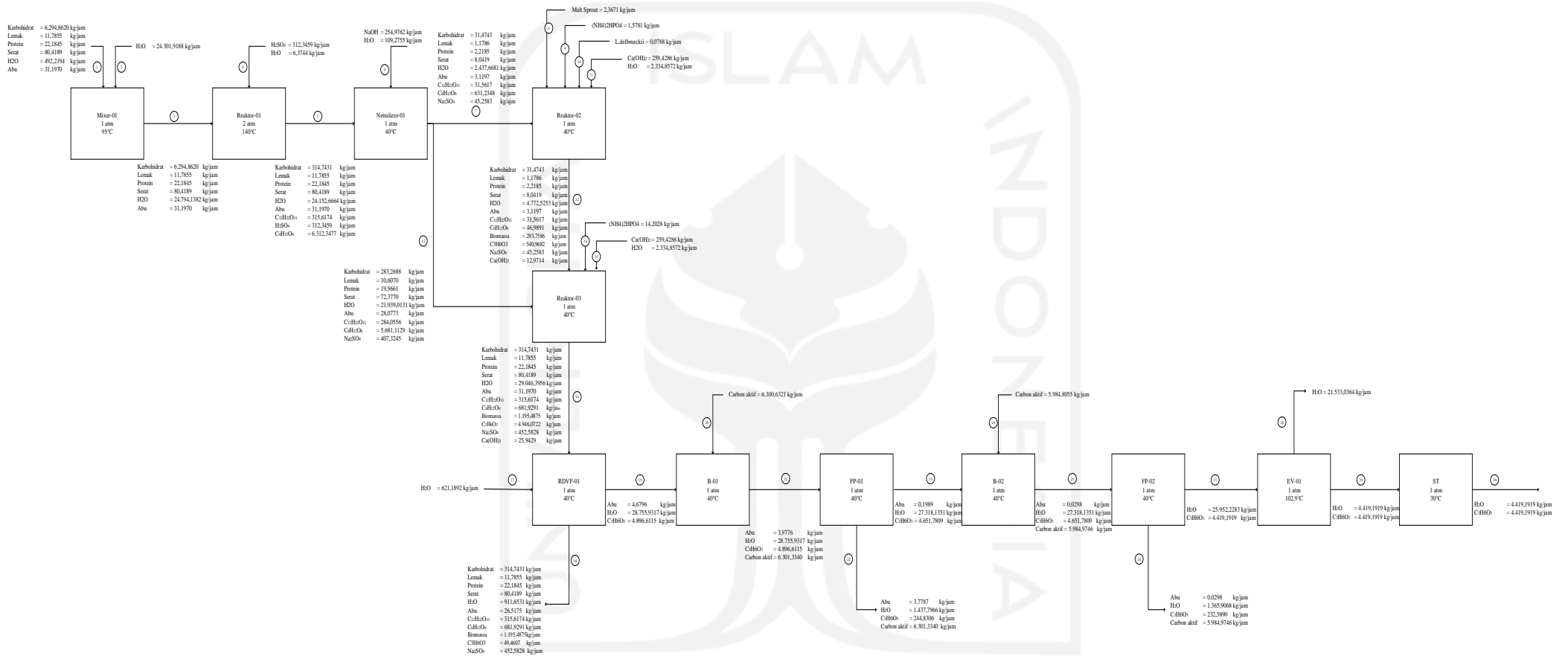
No	Nama Alat	Kode Alat	Instrumen
1.	Reaktor	R-01 R-02 R-03 R-04	<i>Temperature Control (TC)</i> <i>Level Control (LC)</i>
2.	Mixer	M-01	<i>Temperature Control (TC)</i> <i>Level Control (LC)</i>
3.	Netralizer	N-01	<i>Temperature Control (TC)</i> <i>Level Control (LC)</i>
4.	<i>Rotary Drum</i> <i>Vacuum Filter</i>	RDVF-01 RDVF-02	<i>Temperature Control (TC)</i>
5.	Bleaching	B-01 B-02 B-03	<i>Temperature Control (TC)</i>
6.	Evaporator	EV-01 EV-02	<i>Temperature Control (TC)</i> <i>Pressure Control (PC)</i>
7.	Tangki	T-01-03	<i>Level Indicator (LI)</i>
8.	Silo	SL-01 SL-02	<i>Weight Indicator (WI)</i>

### BAB III PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

### 3.2 Uraian Proses

Produksi asam laktat dengan metode fermentasi menggunakan bahan baku utamanya adalah *Cassava Starch* dengan bantuan bakteri *Lactobacillus delbrueckii*. Secara keseluruhan proses beroperasi pada tekanan 1 atm. Proses yang terjadi dapat dibagi menjadi empat tahap, yaitu:

- a. Persiapan bahan baku dan bahan pendukung
- b. Proses reaksi hidrolisis
- c. Fermentasi
- d. Pengasaman dan pemurnian

#### 3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pendukung

##### 1. Pati

Bahan baku pati dalam bentuk powder disimpan di Silo-01 pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas pakai selama tujuh hari. Bahan baku pati didapat dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Budi Lambung Ciptatani yang terletak di Karanganyar Jawa Tengah dan PT. Budi Starch & Sweetener yang terletak di Ponorogo Jawa Timur. Pati dialirkan dengan Scew Conveyor-01 menuju Bucket Elevator-01 selanjutnya dimasukkan ke dalam Mixer-01.

##### 2. Kalsium Hidroksida

Bahan pendukung yang pertama berupa Kalsium Hidroksida  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . Kalsium Hidroksida ini disimpan dalam gudang penyimpanan dalam fase padat pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas pakai selama tujuh hari. Kemudian akan dialirkan menuju Reaktor-02 dan Reaktor-03. Bahan pendukung Kalsium Hidroksida didapat dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Darnait Esa Artha yang terletak di Tangerang, Banten.

##### 3. Asam Sulfat

Bahan pendukung kedua berupa katalis homogen Asam Sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dengan kemurnian 98%. Asam Sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) ini disimpan

dalam Tangki-01 dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas pakai selama tujuh hari. Bahan pendukung Asam Sulfat ini didapat dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Indonesia Acid Industri yang terletak di Jakarta Timur. Asam sulfat akan dialirkan dengan Pompa-02 menuju Reaktor-01.

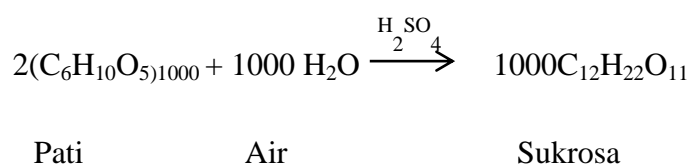
#### 4. Natrium Hidroksida

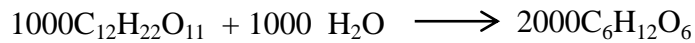
Bahan pembantu keempat berupa katalis Natrium Hidroksida (NaOH) dengan kemurnian 70%. Natrium Hidroksida disimpan dalam Tangki-02 dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas pakai selama tujuh hari. Bahan baku Natrium Hidroksida didapat dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Asahimas Chemical yang terletak di Cilegon Jawa Barat. Natrium Hidroksida dipompa dengan Pompa-04 dan menuju Netralizer-01. Penggunaan Netralizer ini diperlukan agar katalis asam sulfat tidak merusak alat proses lainnya, kemudian dapat mengganggu pertumbuhan bakteri pada proses fermentasi serta menghasilkan produk samping yang dapat dijual yaitu sodium sulfat.

### 3.2.2 Tahap Reaksi

Pati dicampur bersama dengan air menggunakan Mixer-01 pada suhu 95°C dan tekanan 1 atm. Kemudian, masuk ke dalam Reaktor-01 dan ditambahkan katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> pada suhu operasi 140°C dan tekanan 2 atm. Fungsi dari Reaktor-01 adalah untuk memecah pati menjadi glukosa dengan ditambahkan katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan mengencerkan glukosa sebesar 20%. Katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> digunakan untuk mempercepat reaksi dan memperbesar kereaktifan air.

Reaksi yang terjadi :





Sukrosa

Air

Glukosa

Selanjutnya output dari reaktor hidrolisis yaitu ada pati, abu, air, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, dan glukosa masuk ke dalam Netralizer-01 dengan konversi 100%. Netralizer digunakan untuk menetralisasi asam sulfat dengan NaOH agar tidak memperburuk perkembangan bakteri, karena bakteri sangat sensitif dan tidak menyebabkan kerusakan pada alat lainnya. Kemudian, glukosa yang sudah diencerkan dialirkan ke Reaktor-02 (*Culture tank*) dan Reaktor-03 (Fermentor). Untuk pendistribusiannya dibagi menjadi 2 yaitu 10% feed dialirkan ke Reaktor-02, sedangkan 90% dialirkan menuju Reaktor-03.

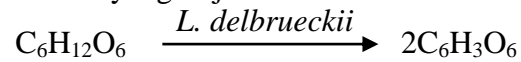
### 3.2.3 Tahap Fermentasi

Tahap fermentasi yang pertama dilakukan pada alat Reaktor-02 jenis Reaktor *Batch*. Komponen keluaran dari Netralizer-01 dialirkan dengan Pompa-05 menuju Reaktor-02 sebanyak 10% dari feed. Kemudian proses pengembangbiakan bakteri *Lactobacillus delbrueckii* dilakukan di dalam Reaktor-02 dengan menambahkan beberapa nutrisi antara lain 0,375% malt sprout dan 0,25% (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>. Penambahan Ca(OH)<sub>2</sub> berfungsi untuk mempertahankan pH agar tidak berubah-ubah pada saat reaksi, karena bakteri sangat rentan terhadap perubahan pH yang dijaga pada pH optimumnya pada pH 5-6. Reaksi dalam reaktor berlangsung selama 18 jam pada temperatur 40°C dan tekanan 1 atm.

Feed masuk 90% dari keluaran Netralizer-01 dan hasil keluaran Reaktor-02 akan dipompakan menuju Reaktor-03 yang kemudian akan difermentasi dengan menambahkan 10% Ca(OH)<sub>2</sub>, 0,25% (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>, dan air. Reaktor-03 berfungsi untuk memfermentasikan glukosa menjadi kalsium laktat dengan

penambahan bakteri. Reaksi pada Reaktor-03 diperoleh konversi sebesar 95% asam laktat. Proses fermentasi berlangsung selama 18 jam pada suhu 40°C, dan tekanan 1 atm.

Reaksi yang terjadi:



Produk hasil fermentasi akan diumpankan kedalam *Rotary Drum Vacuum Filter*-01 berfungsi untuk menyaring dan memisahkan cake dengan abu, H<sub>2</sub>O, C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub> yang akan masuk kedalam tahap pemurnian dengan menambahkan air sebagai pencuci. Selanjutnya filtrat *Rotary Drum Vacuum Filter*-01 akan dipompakan dengan Pompa-08 dimasukkan ke dalam Bleaching-01 dengan menambahkan carbon aktif sebanyak 18,72%. Carbon aktif berfungsi untuk menyerap warna dan untuk menjerap abu yang terikut kedalam tahap pemurnian. Kemudian filtrat dipisahkan menggunakan Filter Press-01, dimana keluaran bawah Filter Press akan di umpankan ke unit pengolahan limbah dan filtratnya akan diumpankan menuju ke Bleaching-02. Pada Bleaching-02 carbon aktif yang ditambahkan sebanyak 18,72%, dimana pada Bleaching-02 ini berfungsi untuk memaksimalkan penjerapan abu hingga bersih. Keluaran Bleaching-02 akan diumpankan menuju Filter Press-02 dengan Pompa-12. Kemudian keluaran Filter Press-02 berupa cake akan di transport menuju unit pengolahan limbah, sedangkan untuk filtratnya akan di pompa dengan Pompa-13 menuju Evaporator-01. Evaporator berfungsi untuk menguapkan H<sub>2</sub>O dan memekatkan larutan asam laktat hingga kemurnian 50%. Selanjutnya larutan yang telah dipekatkan akan dipompa dengan Pompa-14 menuju Tangki-04 untuk disimpan dengan kondisi operasi tekanan 1 atm dan suhu 30°C.



### 3.3 Spesifikasi Alat

#### 3.3.1 Reaktor 1

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

Kode	R-01
Fungsi	Untuk menghidrolisis pati menjadi glukosa
Jenis	Tangki berpengaduk
Model Operasi	Batch
Jumlah	7 buah
Harga	\$445.200
Suhu	140 °C
Tekanan	1 atm
Kondisi Proses	Isotermal
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel S-167 Grade 3 Type 304</i>
Jenis <i>head</i>	Silinder vertikal dengan <i>head</i> dan <i>bottom</i> berbentuk Torispherical
Diameter Reaktor	
- Diameter <i>shell</i>	3,6393 m
- Tinggi <i>shell</i>	3,6393 m
- Tebal <i>shell</i>	0,375 in
- Volume <i>shell</i>	37,8369 m <sup>3</sup>
- Tinggi Reaktor	5,0741 m
- Volume Reaktor	38,8981 m <sup>3</sup>
Dimensi Head	
- Tinggi <i>head</i>	0,7174 m
- Tebal <i>head</i>	0,25 in
- Volume <i>head</i>	0,5306 m <sup>3</sup>

Pengaduk	
- Jenis <i>impeller</i>	Turbin with 6 flat blade
- Jumlah <i>impeller</i>	1 buah
- Jumlah <i>baffle</i>	4 buah
- Diameter pengaduk	1,2129 m
- Tinggi pengaduk	0,2426 m
- Lebar pengaduk	0,3032 m
- Jarak pengaduk	3,2747 m
- Lebar <i>baffle</i>	0,2062 m
- Kecepatan pengadukan	56 rpm
- Power pengadukan	40 Hp
Koil Pemanas	
- Panjang koil	m
- Tinggi tumpukan koil	in
- Jumlah banyaknya lilitan	buah

### 3.3.2 Reaktor 2

Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor

Kode	R-02
Fungsi	Untuk mengembangbiakkan bakteri <i>Lactobacillus delbrueckii</i>
Jenis	Tangki berpengaduk
Model Operasi	Batch
Jumlah	9 buah
Harga	\$373.500

Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Kondisi Proses	Isotermal
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jenis <i>head</i>	Silinder vertikal dengan <i>head</i> dan <i>bottom</i> berbentuk Torispherical
Diameter Reaktor	
- Diameter <i>shell</i>	2,9007 m
- Tinggi <i>shell</i>	2,9007 m
- Tebal <i>shell</i>	0,25 in
- Volume <i>shell</i>	19,1592 m <sup>3</sup>
- Tinggi Reaktor	4,0812 m
- Volume Reaktor	19,8326 m <sup>3</sup>
Dimensi Head	
- Tinggi <i>head</i>	0,5903 m
- Tebal <i>head</i>	0,1875 in
- Volume <i>head</i>	0,3367 m <sup>3</sup>
Pengaduk	
- Jenis <i>impeller</i>	Turbin with 6 flat blade
- Jumlah <i>impeller</i>	1 buah
- Jumlah <i>baffle</i>	4 buah
- Diameter pengaduk	1,0117 m
- Tinggi pengaduk	0,2023 m
- Lebar pengaduk	0,2529 m

- Jarak pengaduk	1,3153 m
- Lebar <i>baffle</i>	0,172 m
- Kecepatan pengadukan	68 rpm
- Power pengadukan	20 Hp
Koil Pendingin	
- Panjang koil	8,8908 m
- Tinggi tumpukan koil	0,5477 m
- Jumlah banyaknya lilitan	2 buah

### 3.3.3 Reaktor 3

Tabel 3.3 Spesifikasi Reaktor

Kode	R-03
Fungsi	Untuk memfermentasikan glukosa menjadi kalsium laktat
Jenis	Tangki berpengaduk
Model Operasi	Batch
Jumlah	9 buah
Harga	\$1.048.100
Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Kondisi Proses	Isotermal
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jenis <i>head</i>	Silinder vertikal dengan <i>head</i> dan <i>bottom</i> berbentuk Torispherical
Diameter Reaktor	
- Diameter <i>shell</i>	3,7378 m

- Tinggi <i>shell</i>	3,7378 m
- Tebal <i>shell</i>	0,25 in
- Volume <i>shell</i>	40,9945 m <sup>3</sup>
- Tinggi Reaktor	5,2729 m
- Volume Reaktor	42,1139 m <sup>3</sup>
Dimensi Head	
- Tinggi <i>head</i>	0,7675 m
- Tebal <i>head</i>	0,1875 in
- Volume <i>head</i>	0,5597 m <sup>3</sup>
Pengaduk	
- Jenis <i>impeller</i>	Turbin with 6 flat blade
- Jumlah <i>impeller</i>	1 buah
- Jumlah <i>baffle</i>	4 buah
- Diameter pengaduk	1,3165 m
- Tinggi pengaduk	0,2633 m
- Lebar pengaduk	0,3291 m
- Jarak pengaduk	1,7115 m
- Lebar <i>baffle</i>	0,2238 m
- Kecepatan pengadukan	56 rpm
- Power pengadukan	30 Hp
Koil Pendingin	
- Panjang koil	61,563m

- Tinggi tumpukan koil	7,366 m
- Jumlah banyaknya lilitan	10 buah

### 3.3.4 Mixer

Tabel 3.4 Spesifikasi Mixer

Kode	M-01
Fungsi	Untuk mencampurkan pati dengan air
Jenis	Tangki berpengaduk
Suhu	95 °C
Tekanan	1 atm
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Waktu tinggal	30 menit
Harga	\$288.000
Dimensi Mixer :	
- Diameter shell	2,9580 m
- Tinggi shell	2,9580 m
- Tinggi mixer	4,2031 m
- Volume mixer	20,4071 m <sup>3</sup>
- Volume head	0,00663 m <sup>3</sup>
- Tebal shell	0,25 in
- Tebal head	0,1875 in
- Jenis <i>Impeller</i>	<i>Turbin with 6 flat blade</i>
- Jumlah <i>Impeller</i>	1 buah
- Kecepatan pengadukan	84 rpm
- Power motor	30Hp

### 3.3.5 Netralizer

Tabel 3.5 Spesifikasi Netralizer

Kode	N-01
Fungsi	Untuk mereaksikan Asam sulfat dan Natrium hidroksida menjadi sodium sulfat dan air
Jenis	Tangki berpengaduk
Jumlah	1 buah
Harga	\$294.300
Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Stell SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Dimensi Netralizer :	
- Diameter Shell	2,8049 m
- Tinggi Shell	2,8049 m
- Tebal Shell	0,25 in
- Volume Shell	17,3236 m <sup>3</sup>
- Tinggi Netralizer	3,9335 m
- Volume Netralizer	17,9533 m <sup>3</sup>
Dimensi Head :	
- Tinggi Head	0,5643 m
- Tebal Head	0,1875 in
- Volume Head	0,3400 m <sup>3</sup>
Pengaduk	
- Jenis <i>Impeller</i>	<i>Turbin with 6 flat blade</i>
- Jumlah <i>Impeller</i>	1 Buah
- Jumlah <i>Baffle</i>	4 Buah
- Diameter Pengaduk	0,9609 m
- Tinggi Pengaduk	0,1921 m
- Lebar Pengaduk	0,2402 m

- Jarak Pengaduk	0,7207 m
- Lebar <i>Baffle</i>	0,1633 m
- Kecepatan Pengaduk	84 rpm
- <i>Power</i> Pengaduk	25 Hp
Jaket Pendingin	
Tinggi Jaket	2,5244 m
Tebal Jaket	0,375 in
Diameter Jaket	2,9302 m
Luas Selubung Netralizer	32,0849 m <sup>2</sup>
Beban Pendingin	171.936,2255 kj/jam

### 3.3.6 Rotary Drum Vacuum Filter-01

Tabel 3.6 Spesifikasi Rotary Vacuum Drum Filter-01

Kode	RDVF-01
Fungsi	Untuk memisahkan padatan (cake) dan larutan (filtrat)
Jenis	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 119.700
Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Stell SA-167 Grade 3 Type 316</i>
Dimensi Filter :	
- Diameter Filter	1,9195 m
- Panjang Filter	3,8390 m
- Luas Permukaan	23,1381 m <sup>2</sup>



Filter	
Diameter Drum	
- Diameter Drum	0,7686 m
- Panjang Drum	1,5372 m
- Luas Permukaan Drum	3,7099 m <sup>2</sup>
Waktu Siklus :	
- Tahap Filtrasi	10,84 detik
- Tahap <i>dewatering</i>	12,81 detik
- <i>Second watering</i>	8,6 detik
Kecepatan Putar	1,4 rpm
<i>Power Blower</i>	0,125 HP

### 3.3.7 Bleaching-01

Tabel 3.7 Spesifikasi Bleaching-01

Kode	B-01
Fungsi	Untuk menyerap warna abu dengan menggunakan karbon aktif
Jenis	Silinder vertikal dengan head dan bottom berbentuk Torispherical
Jumlah	1 buah
Harga	\$88.600
Suhu	40°C
Tekanan	1 atm
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Stell SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Dimensi Bleaching :	

- Diameter Shell	2,9948 m
- Tinggi Shell	2,9948 m
- Tebal Shell	0,25 in
- Volume Shell	21,0853 m <sup>3</sup>
- Tinggi Bleaching	4,1754 m
- Volume Bleaching	21,8033 m <sup>3</sup>
Dimensi Head :	
- Tinggi Head	0,5903 m
- Tebal Head	0,1875 in
- Volume Head	0,3590 m <sup>3</sup>
Pengaduk	
- Jenis <i>Impeller</i>	<i>Paddle with 4 blades</i>
- Jumlah <i>Impeller</i>	1 Buah
- Jumlah <i>Baffle</i>	4 Buah
- Diameter Pengaduk	0,6978 m
- Tinggi Pengaduk	0,1744 m
- Lebar Pengaduk	0,1744 m
- Jarak Pengaduk	0,2024 m
- Lebar <i>Baffle</i>	0,0768 m
- Kecepatan Pengaduk	125 rpm
- <i>Power</i> Pengaduk	15 Hp

### 3.3.8 Filter Press-01

Tabel 3.8 Spesifikasi Filter Press-01

Kode	FP-01
Fungsi	Untuk memisahkan karbon aktif dengan filtratnya
Jenis	<i>Plate and frame filter press</i>
Jumlah	1 buah
Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Stell SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Kapasitas	39.957,8548 kg/jam
Harga	\$154.100
Luas area filtrasi	261,538 m <sup>2</sup>
Jumlah <i>plate and frame</i>	13 buah

### 3.3.9 Evaporator-01

Tabel 3.9 Spesifikasi Evaporator-01

Kode	Ev-01
Fungsi	Untuk memekatkan asam laktat dari 20% hingga 50% dan menguapkan air
Jenis	<i>Long Tube Vertical Evaporator</i>
Jumlah	1 buah
Harga	\$192.900
Suhu masuk fluida dingin	40 °C
Suhu keluar fluida dingin	102,9 °C
Suhu masuk fluida panas	150 °C
Suhu keluar fluida panas	150 °C
Tekanan	1 atm
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Stell SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Dimensi Evaporator :	

- Diameter evaporator	3,2732 m
- Tinggi evaporator	6,5465m
- Tebal <i>shell</i>	0,3125 in
- Tebal <i>head</i>	0,4375 in
- Tinggi <i>head</i>	0,62603 m
- Volume <i>head</i>	0,4386 m <sup>3</sup>
- Jumlah tube	534 buah
- Pass	2
- Rd	0,0011
- Rd min	0,001
- Pressure drop	0,091 psi
Steam :	
- Massa steam	25.982,2389 kg/jam
- Luas transfer panas	139,6087 m <sup>2</sup>

### 3.3.10 Bleaching-02

Tabel 3.10 Spesifikasi Bleaching-02

Kode	B-02
Fungsi	Untuk menyerap warna abu dengan menggunakan karbon aktif
Jenis	Silinder vertikal dengan head dan bottom berbentuk Torispherical
Jumlah	1 buah
Harga	\$87.000
Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Stell SA-167 Grade 3 Type 304</i>

Dimensi Bleaching :	
- Diameter Shell	2,9440 m
- Tinggi Shell	2,9440 m
- Tebal Shell	0,25 in
- Volume Shell	20,0294 m <sup>3</sup>
- Tinggi Bleaching	4,1357 m
- Volume Bleaching	20,7232 m <sup>3</sup>
Dimensi Head :	
- Tinggi Head	0,5959 m
- Tebal Head	0,1875 in
- Volume Head	0,3469 m <sup>3</sup>
Pengaduk	
- Jenis <i>Impeller</i>	<i>Paddle with 4 blades</i>
- Jumlah <i>Impeller</i>	1 Buah
- Jumlah <i>Baffle</i>	4 Buah
- Diameter Pengaduk	0,6978 m
- Tinggi Pengaduk	0,1744 m
- Lebar Pengaduk	0,1744 m
- Jarak Pengaduk	0,2024 m
- Lebar <i>Baffle</i>	0,0768 m
- Kecepatan Pengaduk	125 rpm
- <i>Power</i> Pengaduk	15 Hp

### 3.3.11 Filter Press-02

Tabel 3.11 Spesifikasi Filter Press-02

Kode	FP-02
Fungsi	Untuk memisahkan karbon aktif dengan filtratnya
Jenis	Plate and frame filter press
Jumlah	1 buah
Suhu	40 °C
Tekanan	1 atm
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Stell SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Kapasitas	37.954,9204 kg/jam
Harga	\$150.000
Luas area filtrasi	152,7359 m <sup>2</sup>
Jumlah <i>plate and frame</i>	13 buah

### 3.3.12 Spesifikasi Tangki

Tabel 3.4 Spesifikasi Tangki

Tangki	Tangki-01	Tangki-02	Tangki-03	Tangki-04
Kode	T-01	T-02	T-03	T-04
Fungsi	Untuk menyimpan kebutuhan larutan $H_2SO_4$ selama 7 hari untuk proses produksi	Untuk menyimpan kebutuhan larutan NaOH selama 7 hari untuk proses produksi	Untuk menyimpan kebutuhan larutan $Ca(OH)_2$ selama 7 hari untuk proses produksi	Untuk menyimpan produk asam laktat selama 4 hari
Jenis Tangki	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup <i>cone roof</i>	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup <i>cone roof</i>	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup <i>cone roof</i>	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup <i>cone roof</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Kondisi Operasi :				
- Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
- Suhu	30 °C	30 °C	30 °C	30 °C
Dimensi Tangki :				
- Diameter	20 ft	20 ft	50 ft	50 ft

- Tinggi	12 ft	12 ft	24 ft	24 ft
- Tebal	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in
- Volume Tangki	106,5182 m <sup>3</sup>	106,5183 m <sup>3</sup>	1333,8632 m <sup>3</sup>	1333,8632 m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i> :				
- <i>Plate 1</i>	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in
- <i>Plate 2</i>	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in
- <i>Plate 3</i>		-	0,1875 in	0,1875 in
Dimensi <i>Head</i> :				
- Tebal <i>head</i>	0,5 in	0,5 in	0,75 in	0,75 in
- Tinggi <i>head</i>	14,5607 ft	2,5607 ft	19,7633ft	19,7633 ft
Waktu penyimpanan	7 hari	7 hari	7 hari	4 hari
Diameter pipa pengeluaran	0,622 in	0,622 in	2,067 in	2,469 in
Diameter pipa pengisian	7,981in	7,981 in	21,25 in	21,25 in
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
Harga	\$165.200	\$165.200	\$400.100	\$400.100



### 3.3.13 Spesifikasi Silo

Tabel 3.13 Spesifikasi Silo

Silo	Silo-01	Silo-02
Kode	SL-01	SL-02
Fungsi	Untuk menyimpan kebutuhan <i>cassava starch</i> selama 7 hari untuk proses produksi	Untuk menyimpan kebutuhan carbon aktif selama 7 hari untuk proses produksi
Jenis Tangki	Silinder tegak dengan alas <i>conical</i>	Silinder tegak dengan alas <i>conical</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Kondisi Operasi :		
- Tekanan	1 atm	1 atm
- Suhu	30 °C	30 °C
Dimensi Tangki :		
- Diameter	7,7557 m	10,5394 m
- Tinggi	11,2691 m	15,8092 m
- Tebal	0,1875 in	0,1875 in
- Volume Silo	388,3372 m <sup>3</sup>	1.072,1836 m <sup>3</sup>
Waktu penyimpanan	7 hari	7 hari
Jumlah	1 buah	1 buah
Harga	\$112.700	\$313.000

### 3.3.14 Spesifikasi pompa

Tabel 3.14 Spesifikasi Pompa

Pompa	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05	Pompa-06
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan <i>slurry</i> dari Mixer-01 menuju Reaktor-01	Mengalirkan larutan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> dari Tangki-01 menuju Reaktor-01	Mengalirkan <i>slurry</i> dari Reaktor-01 menuju Netralizer-01	Mengalirkan Larutan NaOH dari Tangki-02 menuju Netralizer-01	Mengalirkan <i>slurry</i> dari Netralizer-01 menuju Reaktor-02 dan Reaktor-03	Mengalirkan Ca(OH) <sub>2</sub> dari Tangki-03 menuju Reaktor-02 dan Reaktor-03
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Spesifikasi pompa						
Kapasitas	5,8183 m <sup>3</sup> /jam	0,1342 m <sup>3</sup> /jam	3,3348 m <sup>3</sup> /jam	0,1491 m <sup>3</sup> /jam	2,401 m <sup>3</sup> /jam	0,3193 m <sup>3</sup>

<i>Pump head</i>	5,8371 m	0,00921 m	4,1785 m	7,3831 m	10,3506 m	9,9535 m
Suhu fluida	95 °C	30 °C	140 °C	30 °C	40 °C	40 °C
Instalasi	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal
<i>Rate volumetric</i>	0,0570 ft <sup>3</sup> /s	0,0013 ft <sup>3</sup> /s	0,0327 ft <sup>3</sup> /s	0,0016 ft <sup>3</sup> /s	0,0236 ft <sup>3</sup> /s	0,0031 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan aliran	1,717 ft/s	0,1265 ft/s	0,9843 ft/s	1,098 ft/s	1,0133 ft/s	0,5224 ft/s
<i>Sch.Number</i>	40	40	40	40	40	40
OD	2,88 in	0,54 in	2,88 in	0,675 in	2,38 in	1,32 in
ID	2,469 in	0,364 in	2,469 in	0,493 in	2,067 in	1,049 in
Dimensi daya						
<i>Friction head</i>	0,018	0,023	0,017	0,1	0,024	0,023
Efisiensi pompa	28%	20%	20%	20%	20%	20%
Daya pompa	2,8 Hp	0,1250 Hp	5 Hp	0,09 Hp	7,24 Hp	1,4 Hp
Daya motor	5 Hp	1 Hp	5 Hp	1/8 Hp	10 Hp	2 Hp
Kecepatan putar	1.935 rpm	167 rpm	1.889 rpm	188 rpm	257 rpm	303 rpm
Harga	\$9.000	\$2.800	\$9.000	\$3.300	\$7.900	\$6.900

Lanjutan Tabel 3.14 Spesifikasi Pompa

Pompa	Pompa-07	Pompa-08	Pompa-09	Pompa-10	Pompa-11	Pompa-12
Kode	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Mengalirkan slurry dari Reaktor-02 menuju Reaktor-03	Mengalirkan slurry dari Reaktor-03 menuju Rotary Drum Vacuum Filter-01	Mengalirkan filtrat dari Rotary Drum Vacuum Filter-01 menuju Bleaching-01	Mengalirkan filtrat dari Bleaching-01 menuju Fiter press-01	Mengalirkan filtrat dari Filter press-01 menuju Bleaching-02	Mengalirkan larutan asam laktat dari Bleaching-02 menuju Filter press-02
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan kontruksi	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>	<i>Commersial Steel</i>
Spesifikasi pompa						

Kapasitas	0,3067 m <sup>3</sup> /jam	1,9581m <sup>3</sup> /jam	10,3195 m <sup>3</sup> /jam	7,6564 m <sup>3</sup> /jam	9,7038 m <sup>3</sup> /jam	7,2726 m <sup>3</sup>
<i>Pump head</i>	5,4255 m	2,934 m	4,9483 m	1,6327 m	4,8462 m	1,6917 m
Suhu fluida	30 °C	40 °C	40 °C	40 °C	40 °C	40 °C
Instalasi	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal	Horizontal
<i>Rate volumetric</i>	0,003 ft <sup>3</sup> /s	0,0192 ft <sup>3</sup> /s	0,1012 ft <sup>3</sup> /s	0,1103 ft <sup>3</sup> /s	0,0952 ft <sup>3</sup> /s	0,0713 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan aliran	0,501 ft/s	0,5779 ft/s	1,9769 ft/s	1,2531 ft/s	1,8590 ft/s	1,3932 ft/s
<i>Sch.Number</i>	40	40	40	40	40	40
OD	1,32 in	2,88 in	3,5 in	3,5 in	3,5 in	3,5 in
ID	1,049 in	2,469 in	3,068 in	3,068 in	3,068 in	3,068 in
Dimensi daya						
<i>Friction head</i>	0,035	0,02	0,017	0,017	0,017	0,022
Efisiensi pompa	20%	20%	37%	30%	20%	28%
Daya pompa	0,68 Hp	2,3 Hp	3,6 Hp	0,95 Hp	1,83 Hp	1 Hp
Daya motor	1 Hp	3 Hp	5 Hp	1,5 Hp	3 Hp	1,5 Hp
Kecepatan putar	469 rpm	1.880 rpm	2.917 rpm	5.772 rpm	2.873 rpm	5.478 rpm

Harga	\$6.900	\$9.000	\$10.300	\$10.300	\$10.300	\$10.300
-------	---------	---------	----------	----------	----------	----------

Lanjutan Tabel 3.14 Spesifikasi Pompa

Pompa	Pompa-13	Pompa-14
Kode	P-13	P-14
Fungsi	Mengalirkan larutan asam laktat dari Filter press-02 menuju Evaporator-01	Mengalirkan asam laktat dari Evaporator-01 menuju Tangki-04
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas	9,2186 m <sup>3</sup> /jam	2,7247 m <sup>3</sup> /jam
<i>Pump head</i>	8,3891 m	8,0022 m
Suhu fluida	40 °C	102,9 °C
Instalasi	Horizontal	Horizontal

<i>Rate volumetric</i>	0,0904 ft <sup>3</sup> /s	0,0267 ft <sup>3</sup> /s
Kecepatan aliran	1,766 ft/s	1,1499 ft/s
<i>Sch.Number</i>	40	40
OD	3,5 in	2,38 in
ID	3,068 in	2,067 in
Dimensi daya		
<i>Friction head</i>	0,032	0,04
Efisiensi pompa	32%	20%
Daya pompa	3,4 Hp	1,5 Hp
Daya motor	5 Hp	2 Hp
Kecepatan putar	1.856 rpm	1.045 rpm
Harga	\$10.300	\$7.900

### 3.3.15 Spesifikasi *Screw Conveyor*

Tabel 3.15 Spesifikasi *Screw Conveyor*

<i>Screw Conveyor</i>	<i>Screw Conveyor-01</i>	<i>Screw Conveyor-02</i>
Kode	SC-01	SC-02
Fungsi	Mengangkut bahan dari Silo menuju <i>Bucket Elevator</i>	Mengangkut bahan dari Silo menuju menuju Bleaching-01 dan Bleaching-03
Tipe	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kapasitas	6.932,667 kg/jam	12.285,4376 kg/jam
Diameter <i>Screw</i>	5 in	5 in
Diameter Pipa	2,5 in	2,5 in
Diameter <i>Shaft</i>	2 in	2 in
<i>Hanger Center</i>	10 ft	10 ft
Diameter <i>Feed Section</i>	6 in	6 in
Panjang	5 m	15 m
Kecepatan	40 rpm	40 rpm
Power	1 Hp	5 Hp
Jumlah Alat	1 buah	1 buah
Harga	\$ 2.300	\$ 4.400



### 3.3.16 Spesifikasi *Bucket Elevator*

Tabel 3.16 Spesifikasi *Bucket Elevator*

<i>Bucket Elevator</i>	<i>Bucket Elevator-01</i>
Kode	BE-01
Fungsi	Mengangkut produk dari screw conveyor menuju Mixer-01
Jenis	<i>Continous Bucket Elevator</i>
Jenis Konstruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi operasi	
Tekanan	1 atm
Temperatur	30 °C
Dimensi elevator	
- Kapasitas	6,9327 ton/jam
- Panjang	0,2032 m
- Lebar	15,24 m
- Tinggi	11,2691 m
- Kecepatan	32,7205 ft/menit
- Power motor	2 Hp
Jumlah alat	1 buah
Harga	\$10300

### 3.3.17 Heat Exchanger

Tabel 3.17 Spesifikasi Heat Exchanger

<i>Heat Exchanger</i>	<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>
Kode	HE-02	HE-02
Fungsi	Utuk menaikkan temperatur dari air proses dari suhu 30°C menjadi 100°C menuju Reaktor-01	Utuk menaikkan temperatur dari keluaran Mixer-01 dari 95°C menjadi 140°C untuk diumpankan menuju Reaktor-01
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Tipe	HE 1-1	HE 1-1
Jumlah Tube	151	203
Dimensi Tube		
- OD Tube	0,75 in	0,75 in
- ID Tube	1 in	1 in
- Surface Area Tube	0,1707 sqft/ft	0,153 sqft/ft
- Panjang Tube	15 ft	20 ft
- $\Delta Pt$	0,049 psi	0,117 psi
- $\Delta Pt$ Max	2 psi	2 psi
Dimensi Shell		
- OD Shell	0,75 in	0,75 in
- ID Shell	15,25 in	17,25 in

- $\Delta P_s$	8,98 psi	1,211 psi
- $\Delta P_s$ Max	10 psi	10 psi
A	386,636 ft <sup>2</sup>	764,5 ft <sup>2</sup>
Ud	118,7363 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	147,8794 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	134,9569 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	191,2931 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	0,0011	0,0015
Rd Min	0,001	0,001
Jumlah alat	1 buah	1 buah
Harga	\$ 50.600	\$ 89.500

### 3.3.18 Spesifikasi Condensor

Tabel 3.18 Spesifikasi Condensor

Condensor	Condensor-01
Kode	CD-01
Fungsi	Mencairkan air keluaran atas dari EV-01
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Tube	630
Luas Transfer Panas	2.605,1547 ft <sup>2</sup>
Dimensi Tube	
- OD Tube	0,75 in
- ID Tube	0,625 in
- Surface Area Tube	0,171 sqft/ft
- Panjang Tube	24 ft

- $\Delta Pt$	1,16 psi
- $\Delta Pt$ Max	2 psi
Dimensi Shell	
- OD Shell	0,75 in
- ID Shell	29 in
- $\Delta Ps$	5,535 psi
- $\Delta Ps$ Max	10 psi
Ud	144,9699 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	171,2069 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Rd	0,00106
Rd Min	0,001
Jumlah alat	1 buah
Harga	\$ 300.000

### 3.3.19 Spesifikasi Cooler

Tabel 3.19 Spesifikasi Cooler

Cooler	Cooler-01	Cooler-02
Kode	CL-01	CL-02
Fungsi	Utuk menurunkan temperatur dari keluaran Reaktor-01 dari 140C menjadi 40°C untuk diumpankan menuju Netralizer-01	Utuk menurunkan temperatur dari keluaran Evaporator-01 dari 102,9 °C menjadi 30°C untuk diumpankan menuju Tangki-04
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 304</i>
Jumlah Tube	422	302
Dimensi Tube		
- OD Tube	0,75 in	0,75 in
- ID Tube	0,652 in	0,652 in
- Surface Area Tube	0,171 sqft/ft	0,171 sqft/ft
- Panjang Tube	18 ft	18 ft
- ΔPt	0,0268 psi	6 psi
- ΔPt Max	2 psi	2 psi
Dimensi Shell		
- OD Shell	0,75 in	0,75 in
- ID Shell	25 in	21,25 in
- ΔPs	3,7383	1,5453 psi
- ΔPs Max	10	10 psi
- A	261,1532 ft <sup>2</sup>	927,9252 ft <sup>2</sup>
- Ud	115,0676 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	71,4535 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F

- Uc	315,5934 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F	80,2621 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F
- Rd	0,0055	0,0015
Rd Min	0,001	0,001
Jumlah Alat	1 buah	1 buah
Harga	\$ 100.000	\$ 119.100

### 3.4 Neraca Massa

Basis perhitungan neraca massa :

Kapasitas produk : 35.000 ton/tahun

Diambil dalam 1 tahun : 330 hari kerja

1 Hari kerja : 24 jam

Basis perhitungan : 1 jam

$$= \left[ \frac{35.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \right] \times \left[ \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \right] \times \left[ \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \right] \times \left[ \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right]$$

$$= 4.419.1919 \text{ Kg/jam}$$

#### 3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.20 Neraca Massa Total

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/jam)	Massa <i>Output</i> (Kg/jam)
Karbohidrat	6.294,8620	314,7431
Lemak	11,7855	11,7855
Protein	22,1845	22,1845
Serat	80,4189	80,4189
Abu	31,1970	30,3260
C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>		315,6174
H <sub>2</sub> O	30.200,6917	29.667,5848
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	312,3459	
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>		681,9291
NaOH	254,9762	
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		452,5828
Malt Sprout	2,3671	

$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	15,7809	
Biomass	0,0788	1.195,4875
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_3$		4.946,0722
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	518,8572	25,9429
Karbon aktif	12.285,4376	12.286,3086
Total	50.030,9833	50.030,9833

### 3.4.2 Neraca Massa Alat

#### a. Mixer-01

Tabel 3.5 Neraca Massa di Mixer-01

Komponen	Massa Input (Kg/jam)		Massa Output (Kg/jam)
	Aliran 1	Aliran 2	Aliran 3
Karbohidrat	6.294,8620		6.294,8620
Lemak	11,7855		11,7855
Protein	22,1845		22,1845
Serat	80,4189		80,4189
$\text{H}_2\text{O}$	492,2194	24.301,9188	24.794,1382
Abu	31,1970		31,1970
Total	31.234,5862		31.234,5862

#### b. Reaktor-01

Tabel 3.22 Neraca Massa di Reaktor-01

Komponen	Massa Input (Kg/jam)		Massa Output (Kg/jam)
	Aliran 3	Aliran 4	Aliran 5
Karbohidrat	6.294,8620		314,7431
Lemak	11,7855		11,7855
Protein	22,1845		22,1845
Serat	80,4189		80,4189

H <sub>2</sub> O	24.794,1382	6,3744	24.152,6664
Abu	31,1970		31,1970
C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>			315,6174
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		312,3459	312,3459
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>			6.312,3477
Total	31.553,3065		31.553,3065

c. Netralizer

Tabel 3.22 Neraca Massa di Netralizer-01

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/jam)		Massa <i>Output</i> (Kg/jam)
	Aliran 5	Aliran 6	Aliran 7
Karbohidrat	314,7431		314,7431
Lemak	11,7855		11,7855
Protein	22,1845		22,1845
Serat	80,4189		80,4189
H <sub>2</sub> O	24.152,6664	109,2755	24.376,6812
Abu	31,1970		31,1970
C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	315,6174		315,6174
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	312,3459		
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.312,3477		6.312,3477
NaOH		254,9762	
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>			452,5828
Total	31.917,5582		31.917,5582



d. Reaktor-02

Tabel 3.23 Neraca Massa di Reaktor-02

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/jam)					Massa <i>Output</i> (Kg/jam)
	Aliran 7	Aliran 8	Aliran 9	Aliran 10	Aliran 11	Aliran 12
Karbohidrat	31,4743					31,4743
Lemak	1,1786					1,1786
Protein	2,2185					2,2185
Serat	8,0419					8,0419
H <sub>2</sub> O	2.437,668 1				2.334,857 2	4.772,52 53
Abu	3,1197					3,1197
C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	31,5617					31,5617
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>						
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	631,2348					46,9891
NaOH						
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	45,2583					45,2583
Malt Sprout		2,3671				
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>			1,5781			

Biomass				0,078 8		293,7586
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>						540,9682
Ca(OH) <sub>2</sub>					259,42 86	12,9714
Total	5.790,0656					5.790,06 56

e. Reaktor-03

Tabel 3.24 Neraca Massa di Reaktor-03

Komponen	Massa Input (Kg/jam)				Massa Output (Kg/jam)
	Aliran 12	Aliran 13	Aliran 14	Aliran 15	Aliran 16
Karbohidrat	31,4743	283,2688			314,7431
Lemak	1,1786	10,6070			11,7855
Protein	2,2185	19,9661			22,1845
Serat	8,0419	72,3770			80,4189
H <sub>2</sub> O	4.772,52 53	21.939,013 1		2.334,8572	29.046,395 6
Abu	3,1197	28,0773			31,1970
C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	31,5617	284,0556			315,6174
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>					
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	46,9891	5.681,1129			681,9291
NaOH					
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	45,2583	407,3245			452,5828
Malt Sprout					
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>			14,2028		
Biomass	293,7586				1.195,487 5

$C_3H_6O_3$	540,9682				4.946,072 2
$Ca(OH)_2$	12,9714			259,4286	25,9429
Total	37.124,3565				37.124,356 5

f. Rotary Vacuum Filter-01

Tabel 3.25 Neraca Massa di Rotary Vacuum Filter-01

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/jam)		Massa <i>Output</i> (Kg/jam)	
	Aliran 16	Aliran 17	Aliran 18	Aliran 19
Karbohidrat	314,7431		314,7431	
Lemak	11,7855		11,7855	
Protein	22,1845		22,1845	
Serat	80,4189		80,4189	
$H_2O$	29.046,3956	621,1892	911,6531	28.755,9317
Abu	31,1970		31,1970	4,6796
$C_{12}H_{22}O_{11}$	315,6174		315,6174	
$H_2SO_4$				
$C_6H_{12}O_6$	681,9291		681,9291	
NaOH				
$Na_2SO_4$	452,5828		452,5828	
Malt Sprout				
$(NH_4)_2HPO_4$				
Biomass	1.195,4875		1.195,4875	
$C_3H_6O_3$	4.946,0722		4.946,0722	4.896,6115
$Ca(OH)_2$	25,9429		25,9429	
Total	37.745,5457		37.745,5457	

g. Bleaching-01

Tabel 3.26 Neraca Massa di Bleaching-01

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/jam)		Massa <i>Output</i> (Kg/jam)
	Aliran 19	Aliran 20	Aliran 21
Abu	4,6796		3,9776
H <sub>2</sub> O	28.755,9317		28.755,9317
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	4.896,6115		4.896,6115
Karbon aktif		6.300,6321	6.301,3340
Total	39.957,9204		39.957,9204

h. Filter Press-01

Tabel 3.27 Neraca Massa di Filter Press-01

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/jam)	Massa <i>Output</i> (Kg/jam)	
	Aliran 21	Aliran 22	Aliran 23
Abu	3,9776	3,7787	0,1989
H <sub>2</sub> O	28.755,9317	1.437,7966	27.318,1352
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	4.896,6115	244,8306	4.651,7809
Karbon aktif	6.301,3340	6.301,3340	
Total	39.957,9204	39.957,9204	

i. Bleaching-02

Tabel 3.28 Neraca Massa di Bleaching-02

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/jam)		Massa <i>Output</i> (Kg/jam)
	Aliran 23	Aliran 24	Aliran 25
Abu	0,1989		0,0298
H <sub>2</sub> O	27.318,1352		27.318,1352
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	4.651,7809		4.651,7809
Karbon aktif		5.984,8055	5.984,9746
Total	37.954,9204		37.954,9204

j. Filter Press-02

Tabel 3.29 Neraca Massa di Filter Press-02

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/jam)	Massa <i>Output</i> (Kg/jam)	
	Aliran 25	Aliran 26	Aliran 27
Abu	0,0298	0,0298	0
H <sub>2</sub> O	27.318,1352	1.365,9068	25.952,2283
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	4.651,7809	232,5890	4.419,1919
Karbon aktif	5.984,9746	5.984,9746	
Total	37.954,9204	37.954,9204	

k. Evaporator-01

Tabel 3.30 Neraca Massa di Evaporator-01

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/jam)	Massa <i>Output</i> (Kg/jam)	
	Aliran 27	Aliran 28	Aliran 29
Abu	0		0
H <sub>2</sub> O	25.952,2283	21.553,0364	4.419,1919
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	4.419,1919		4.419,1919
Total	30.371,4202	30.371,4202	

l. *Storage Tank*

Tabel 3.31 Neraca Massa di *Storage Tank*

Komponen	Massa <i>Input</i> (Kg/jam)	Massa <i>Output</i> (Kg/jam)
	Aliran 29	Aliran 30
Abu	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	4.419,1919	4.419,1919
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	4.419,1919	4.419,1919
Total	8.838,3838	8.838,3838

### 3.5 Neraca Panas

#### 3.5.1 Reaktor-01

Tabel 3.32 Neraca Panas di Reaktor-01

Keterangan	Q <sub>masuk</sub> (kJ/jam)	Q <sub>keluar</sub> (kJ/jam)
Umpan	13.140.463,93	
Produk		12.732.108,79
Q Reaksi	2.917.025,93	
Q Pemanas		3.325.381,07
Total	16.057.489,86	16.057.489,86

#### 3.5.2 Reaktor-02

Tabel 3.33 Neraca Panas di Reaktor-02

Keterangan	Q <sub>masuk</sub> (kJ/jam)	Q <sub>keluar</sub> (kJ/jam)
Umpan	314.241,98	
Produk		321.684,03
Q Reaksi	4.141.150,03	
Q Pendingin		4.133.707,99
Total	4.455.392,02	4.455.392,02

#### 3.5.3 Reaktor-03

Tabel 3.34 Neraca Panas di Reaktor-03

Keterangan	Q <sub>masuk</sub> (kJ/jam)	Q <sub>keluar</sub> (kJ/jam)
Umpan	1.979.850,73	
Produk		2.022.966,20
Q Reaksi	37.742.180,34	
Q Pendingin		37.699.064,87
Total	39.722.031,07	39.722.031,07

### 3.5.4 Netralizer-01

Tabel 3.35 Neraca Panas di Netralizer-01

Keterangan	Q <sub>masuk</sub> (kJ/jam)	Q <sub>keluar</sub> (kJ/jam)
Umpan	1.780.268	
Produk		1.675.305
Q Reaksi	66.972	
Q Pendingin		171.936
Total	1.847,241	1.847,241

### 3.5.5 Evaporator-01

Tabel 3.36 Neraca Panas di Evaporator-01

Keterangan	Q <sub>masuk</sub> (kJ/jam)	Q <sub>keluar</sub> (kJ/jam)
Umpan	1.863.850,47	
Produk bottom		7.021.837,63
Produk distilat		2.652.485,10
Steam	71.331.638,91	16.423.373,26
Uap		47.097.793,26
Total	73.195.489,39	73.195.489,39

### 3.5.6 Heater-01

Tabel 3.37 Neraca Panas di Heater-01

Keterangan	Q <sub>masuk</sub> (kJ/jam)	Q <sub>keluar</sub> (kJ/jam)
Umpan	560.969,15	
Produk		7.824.766,25
Q steam	7.263.797,09	
Total	7.824.766,24	7.824.766,24



### 3.5.7 Heater-02

Tabel 3.38 Neraca Panas di Heater-02

Keterangan	Q <sub>masuk</sub> (kJ/jam)	Q <sub>keluar</sub> (kJ/jam)
Umpan	7.956.750,84	
Produk		13.094.436
Q steam	5.137.685,16	
Total	13.094.436	13.094.436

### 3.5.8 Cooler-01

Tabel 3.39 Neraca Panas di Cooler-01

Keterangan	Q <sub>masuk</sub> (kJ/jam)	Q <sub>keluar</sub> (kJ/jam)
Umpan	12.732.108,79	
Produk		1.657.080,02
Air pendingin		11.075.028,77
Total	12.732.108,79	12.732.108,79

### 3.5.9 Cooler-02

Tabel 3.40 Neraca Panas di Cooler-02

Keterangan	Q <sub>masuk</sub> (kJ/jam)	Q <sub>keluar</sub> (kJ/jam)
Umpan	2.649.093,14	
Produk		170.429,40
Air pendingin		2.478.663,7363
Total	2.649.093,14	2.649.093,14

### 3.5.10 Condensor-01

Tabel 3.41 Neraca Panas di Condensor-01

Keterangan	Q <sub>masuk</sub> (kJ/jam)	Q <sub>keluar</sub> (kJ/jam)
Umpan	7.039.984,61	
Panas laten	47.086.605,15	
Produk		6.678.373,32
Q pendinginan		47.448.216,44
Total	54.126.589,76	54.126.589,76



## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting dalam merancang suatu pabrik terhadap keberhasilan suatu pabrik tersebut karena berhubungan dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Beberapa faktor yang dapat menjadi acuan dalam penentuan pemilihan lokasi pabrik antara lain yaitu ketersediaan bahan baku, mendekati lokasi konsumen yang berguna untuk simplifikasi distribusi dan pemasaran produk, transportasi, dan utilitas.

Pabrik Asam Laktat dari *Cassava Starch* dengan kapasitas 35.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Kota Karanganyar, Provinsi Jawa Tengah. Pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku utama yang berupa *cassava starch* atau yang lebih dikenal dengan tepung tapioka berasal dari dalam negeri yaitu dari PT. Budi Lumbang Cipta Tani, Karanganyar, Jawa Tengah dan PT. Budi Starch & Sweetener, Ponorogo, Jawa Timur. Kemudian untuk bahan baku pendukung NaOH yang didapat dari PT. *Asahimas Subentra Chemicals* terletak di Kota Cilegon, Provinsi Banten. Bahan baku pendukung lainnya yaitu ada  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  yang didapat dari PT. Darnait Esa Artha di Tangerang, lalu ada katalis Asam Sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) yang didapat dari Indonesia *Acid Industry* di Jakarta Timur.

Tabel 4.1 Kebutuhan Bahan Baku dan Pendukung

Komponen (kg/tahun)	Ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Pati (54.906.725,81)	- PT. Budi Lumbang Ciptatani (60.000) - PT. Budi Starch & Sweetener (45.000)
Ca(OH) <sub>2</sub> (4.109.349,024)	PT. Darnait Esa Artha (75.000)
NaOH (2.019.411,504)	PT. <i>Asahimas Subentra Chemicals</i> (370.000)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (2.473.779,528)	Indonesia <i>Acid Industry</i> (82.500)

Berdasarkan tabel diatas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku pati dan bahan pendukung kalsium hidroksida, natrium hidroksida serta asam sulfat di Indonesia dapat memenuhi kebutuhan bahan baku dan bahan pendukung.

## 2. Letak Daerah

Pabrik didirikan di sebuah kawasan industri yang tidak padat penduduk sehingga tersedia lahan yang cukup luas dengan infrastruktur yang cukup memadai seperti jalan raya yang memudahkan transportasi maupun pendistribusian produk ke tujuan melalui darat, dan dekat dengan lokasi bahan baku.

## 3. Pemasaran

Pangsa pasar asam laktat adalah Jawa Tengah karena terdapat pabrik yang menggunakan asam laktat dalam industri kimia. Dengan prioritas utama pasar dalam negeri, maka diharapkan lokasi di daerah Jawa Tengah tidak jauh dari konsumen. Kemudian biaya pengangkutan akan lebih murah dan harga jual dapat ditekan, sehingga dapat diperoleh harga penjualan yang maksimal.

#### 4. Sarana Transportasi

Sarana transportasi sangat diperlukan dalam pengangkutan bahan baku maupun produk. Pertimbangan pemilihan lokasi di wilayah Karanganyar, Jawa Tengah termasuk kawasan industri yang ditetapkan pemerintah dimana tersedia lahan dan infrastruktur yang memadahi seperti jalan raya yang memudahkan transportasi untuk pendistribusian produk ke tujuan melalui transportasi darat, kemudian dekat dengan pelabuhan yang memudahkan akses pengiriman bahan baku dari Karanganyar dan Ponorogo, serta untuk bahan baku pendukung dari Cilegon maupun Jakarta.

#### 5. Utilitas

Fasilitas yang terdiri dari penyediaan air dan listrik yang mengharuskan pabrik dekat dengan sumber tersebut. Penyediaan air diperoleh dari air Waduk Sungai Walikan. Kemudian, untuk penyediaan tenaga listrik diperoleh dari PLN setempat.

#### 6. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi. Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja. Dengan adanya pembangunan pabrik baru di daerah tersebut diharapkan dapat menurunkan angka TPT (Tingkat Pengangguran Terbuka).

#### 7. Pengolahan limbah

Limbah pabrik tidak akan dibuang langsung ke lingkungan, namun diolah terlebih dahulu di Unit Pengolahan Limbah (UPL). Untuk limbah padat beberapa senyawa dapat digunakan sebagai pupuk dan

dapat dijual kembali. Kemudian, untuk limbah cair dilakukan penyesuaian pH dengan lingkungan sehingga aman dibuang ke lingkungan.

#### 4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Pabrik Asam laktat ini akan didirikan di Karanganyar, Provinsi Jawa Tengah. Lokasi tersebut dapat dilihat pada Gambar 4.1 berikut :



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Asam Laktat

Tata letak pabrik merupakan suatu tata cara dalam mengatur fasilitas-fasilitas yang ada dalam pabrik guna melancarkan proses produksi. Tata letak pabrik merupakan rencana kebutuhan ruangan untuk melakukan seluruh aktivitas di dalam pabrik meliputi kantor, gudang, kamar serta fasilitas lain yang berhubungan dengan proses dalam menghasilkan produk. Oleh karena itu tata letak pabrik disusun secara cermat agar tidak terjadi kesulitan di kemudian hari.

Fasilitas pabrik tidak hanya mesin tetapi juga area layanan termasuk area penerimaan. Penerimaan barang, gudang, tempat

pemeliharaan, dan sebagainya. Selain itu, perlu diperhatikan keamanan dan keselamatan para pekerja sehingga tata letak pabrik meliputi di dalam dan di luar gedung. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik sebagai berikut :

#### 1. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak dalam perancangan pabrik. Hal ini ditujukan agar masalah kebutuhan tempat di kemudian hari tidak dipermasalahkan. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan, dan peningkatan kapasitas pabrik.

#### 2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti *hydrant*, penampung air yang cukup serta penahan ledakan. Tangki penyimpanan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan yang lainnya guna memberikan pertolongan dan menyediakan jalan bagi para karyawan untuk menyelamatkan diri disaat terjadinya keadaan darurat.

#### 3. Luas area yang tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah terlalu tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan di atas peralatan yang lain ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

#### 4. Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain sebagainya yang tersedia dan memenuhi syarat.

#### 5. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, steam dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan alat proses diatur sedemikian rupa sehingga karyawan dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan dalam perawatannya.

#### 6. Jaringan jalan raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka di antara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

a. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung. area ini meliputi :

- Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
- Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk, serta tempat penelitian dan pengembangan (*Research and Development*).
- Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, kantin, mess, dan masjid.

#### b. Daerah proses dan perluasan

- Daerah proses ini ditempati peralatan proses produksi yang masuk dalam kegiatan proses berlangsung. Daerah proses harus



merupakan akses yang mudah untuk pelaksanaan pengawasan dan perbaikan alat.

- Daerah perluasan merupakan persiapan perluasan pabrik dimasa yang akan datang apabila terdapat peningkatan kapasitas produksi akibat peningkatan permintaan produk.

c. Daerah pergudangan umum, bengkel, dan garasi.

d. Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

- Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

e. Daerah pengolahan limbah

- Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi.

Adapun rincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 4.1 Lokasi perincian luas tanah dan bangunan pabrik

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1.	Area Proses	110	90	9.900
2.	Area Utilitas	70	55	3.850
3.	Area Perluasan	80	50	4.000
4.	Area Mesh Karyawan	60	50	3.000
5.	Bengkel	25	15	375
6.	Gudang Peralatan	40	20	800
7.	Kantin	20	10	200

8.	Kantor Teknik dan Produksi	40	40	1.600
9.	Kantor Utama	50	40	2.000
10.	Laboratorium	40	20	800
11.	Masjid	20	30	600
12.	Parkir Truk	50	35	1.750
13.	Parkir Utama	40	30	1.200
14.	Perpustakaan	25	15	375
15.	Poliklinik	25	20	500
16.	Pos Keamanan 1	5	4	20
17.	Pos Keamanan 2	5	4	20
18.	Ruang Kontrol Produksi	35	25	875
19.	Ruang Kontrol Utilitas	30	20	600
20.	Taman	30	65	1.950
21.	Unit Pemadam Kebakaran	20	20	400
Luas Bangunan				33.865
Luas Tanah				37.535

Dalam uraian di atas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

- a. Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b. Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
- c. Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
- d. Menggunakan seluruh areal secara efektif.
- e. Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.
- f. Mengadakan pengaturan alat-alat produksi yang fleksibel.



Gambar 4.2 *Layout* Pabrik Asam Laktat (Skala 1:1.000)

Keterangan :

- |                               |                            |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Area proses                | 12. Parkir truk            |
| 2. Area utilitas              | 13. Parkir utama           |
| 3. Area perluasan             | 14. Perpustakaan           |
| 4. Area mesh karyawan         | 15. Poliklinik             |
| 5. Bengkel                    | 16. Pos keamanan 1         |
| 6. Gudang peralatan           | 17. Pos keamanan 2         |
| 7. Kantin                     | 18. Ruang kontrol produksi |
| 8. Kantor teknik dan produksi | 19. Ruang kontrol utilitas |
| 9. Kantor utama               | 20. Taman                  |
| 10. Laboratorium              | 21. Unit pemadam kebakaran |
| 11. Masjid                    |                            |

### 4.3 Tata Letak Mesin atau Alat (*Machines*)

Perancangan yang baik akan menentukan efisiensi proses produksi, kelancaran produksi dan keamanan, sehingga beberapa hal yang harus diperhatikan dalam melakukan perancangan ini, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan menghasilkan keuntungan yang besar, serta dapat membantu kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara yang baik di dalam dan di sekitar area proses harus dijaga agar tetap lancar. Hal ini bertujuan untuk mencegah terjadinya stagnasi udara di suatu tempat sehingga akan mengakibatkan bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, maka perlu diperhatikan hembusan angin.

3. Pencahayaan

Pencahayaan atau penerangan di seluruh area pabrik harus memadai. Terutama pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu diberi tambahan penerangan.

4. Lalu lintas manusia

Dalam menentukan perancangan peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Apabila terjadi kendala pada alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja perlu diprioritaskan selama menjalankan tugasnya.

5. Pertimbangan ekonomi

Penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomis.

6. Jarak antar alat proses

Pada alat proses yang memiliki suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya. Apabila terjadi ledakan atau

kebakaran pada alat tersebut, maka tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

#### 7. *Maintenance*

*Maintenance* berguna untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas yang diperoleh tinggi untuk mencapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diinginkan.

#### 4.4 **Tata Letak Alat Proses**

Tata letak alat proses dapat diartikan sebagai perencanaan tempat kedudukan alat-alat pabrik untuk kegiatan produksi yang akan dilakukan. Perancangan tata letak alat proses harus dibuat sedemikian rupa sehingga :

1. Kelancaran proses produksi lebih terjamin.
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai.
3. Biaya material handling menjadi lebih rendah dan mengakibatkan turunnya/terhindarnya pengeluaran untuk hal-hal yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan diatur dalam urutan proses maka prosesnya akan berjalan lancar, sehingga perusahaan tidak perlu membeli alat transportasi tambahan sehingga lebih efisien.
5. Karyawan mendapatkan kenyamanan dalam bekerja sehingga akan meningkatkan semangat kerja yang menyebabkan meningkatkan produktivitas kerja.

Hal yang perlu diperhatikan juga :

1. Letak alat dalam ruangan yang cukup tinggi sehingga tersedia ruang gerak untuk keperluan perawatan, perbaikan maupun penggantian alat.
2. Pengaturan tata letak diusahakan menurut urutan proses.
3. Penempatan alat control atau alat bantu pada alat maupun pipa aliran proses dapat terjangkau atau dapat terlihat jelas untuk pengawasan proses.

Faktor-faktor yang dipertimbangkan dalam penyusunan tata letak alat proses pabrik Asam Laktat, yaitu :

1. Pertimbangan ekonomis

Biaya konstruksi diminimalkan dengan cara menempatkan peralatan yang memberikan sistem pemipaan sependek mungkin diantara alat proses. Dengan cara ini maka akan mengurangi daya tekan alat terhadap bahan, sehingga akan mengurangi biaya variabel.

2. Kemudahan operasi

Penempatan alat diusahakan dapat memberikan kemudahan bergerak pada para pekerja dalam melaksanakan aktivitas produksi.

3. Kemudahan pemeliharaan

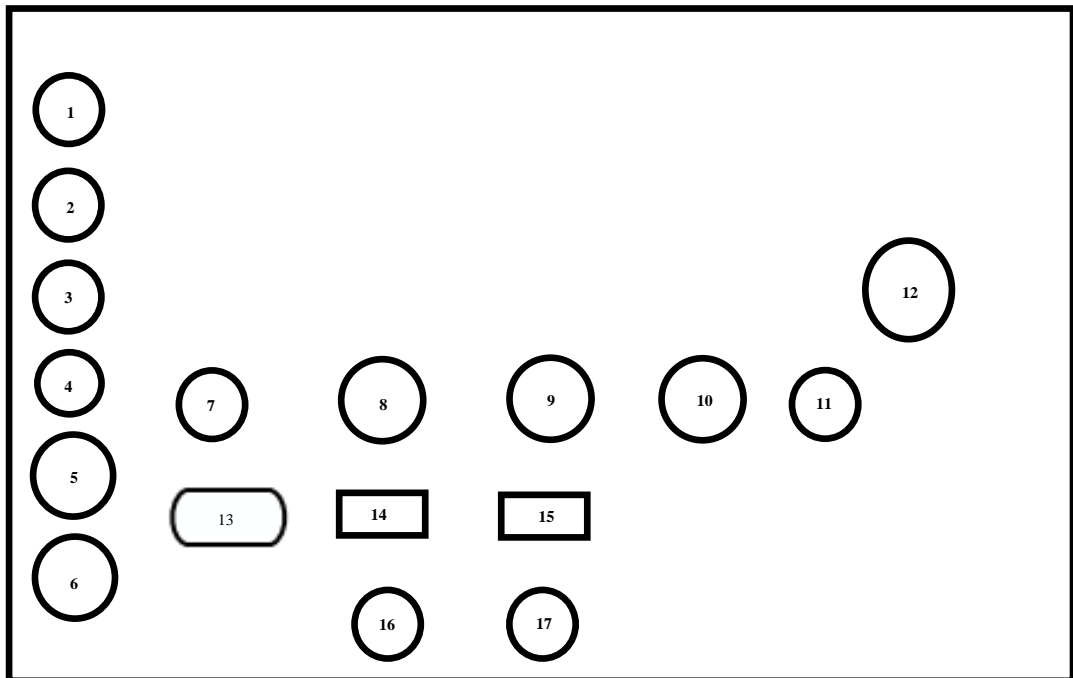
Penempatan alat-alat proses juga perlu mempertimbangkan kemudahan pemeliharaan alat. Hal ini dikarenakan pemeliharaan alat merupakan hal yang penting untuk menjaga alat beroperasi sebagaimana mestinya dan tahan lama. Penempatan alat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup untuk memperbaiki maupun untuk membersihkan peralatan.

4. Keamanan

Pada alat proses yang memiliki suhu tinggi diisolasi dengan bahan isolator, sehingga membahayakan pekerja. Selain itu perlu disediakan pintu keluar darurat untuk memudahkan para pekerja apabila terjadi sesuatu yang tidak diinginkan.

5. Perluasan dan pengembangan pabrik

Setiap pabrik sebaiknya memiliki area perluasan untuk penambahan unit agar dapat berkembang.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:100)

Keterangan :

- |               |   |
|---------------|---|
| 1. Tangki-01  | 10. Reaktor-03                          |
| 2. Tangki-02  | 11. Netralizer-01                       |
| 3. Tangki-03  | 12. Evaporator-01                       |
| 4. Tangki-04  | 13. Filter press-01                     |
| 5. Silo-01    | 14. Filter press-02                     |
| 6. Silo-02    | 15. <i>Rotary Drum Vacuum Filter-01</i> |
| 7. Mixer-01   | 16. Bleaching-01                        |
| 8. Reaktor-01 | 17. Bleaching-01                        |
| 9. Reaktor-02 |   |

## 4.5 Organisasi Perusahaan

### 4.5.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Asam Laktat yang akan didirikan ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan dimana modal yang diperoleh berasal dari penjualan saham tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal kepada perusahaan, maka dapat dikatakan bahwa pemilik saham tersebut ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT) ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

1. Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, hal ini dikarenakan tidak berpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
4. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap dan cara mengatur waktu.
5. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.

### 4.5.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses di dalam perusahaan efisien dan efektif, diperlukan suatu manajemen atau organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu yang sangat penting di dalam suatu perusahaan. Dengan dibentuknya struktur



organisasi yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Struktur organisasi memberikan gambaran tentang bagian, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan untuk kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.

Beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman untuk mendapatkan suatu sistem organisasi terbaik antara lain :

- a) Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- b) Pendelegasian wewenang
- c) Pembagian tugas yang jelas
- d) Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- e) Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- f) Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang ada dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Staf ahli dibentuk dengan tujuan agar mencapai kelancaran produksi yang terdiri atas orang-orang yang ahli dan paham di bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

- 1) Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

- 2) Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham dapat dikatakan sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Direktur Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pemasaran, administrasi, bagian umum, dan keamanan serta bagian kesehatan, keselamatan kerja dan lingkungan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendegelasan wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi (*Supervisor*) dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing masing seksi.

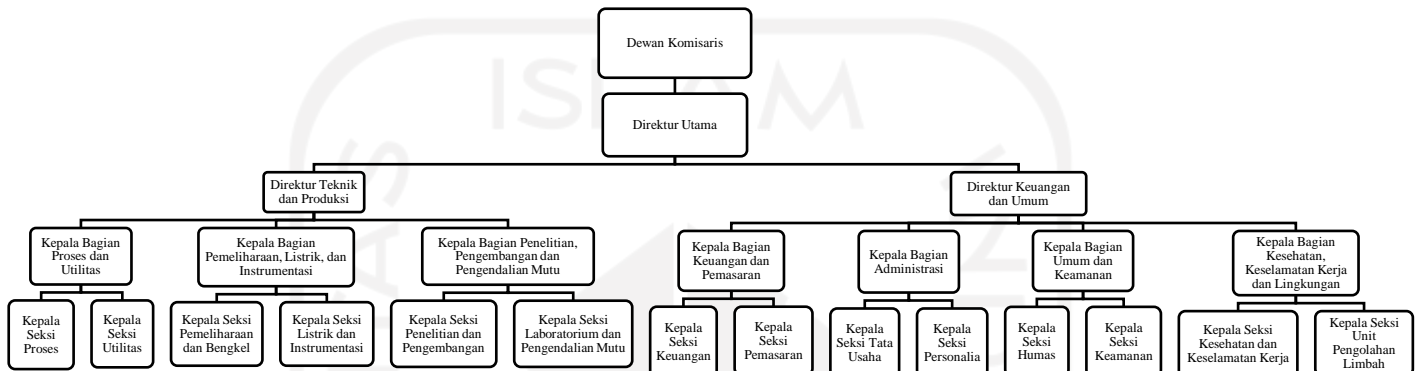
Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- 1) Menjelaskan terkait wewenang pembatas tugas, tanggung jawab, dan wewenang.
- 2) Sebagai orientasi untuk pejabat.
- 3) Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- 4) Penyusunan program pengembangan manajemen.

- 5) Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik asam laktat dari cassava starch dengan kapasitas 35.000 ton/tahun.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi

### 4.5.3 Tugas dan Wewenang

#### 4.5.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) merupakan orang-orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) dan menyelenggarakan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang :

- 1) Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- 2) Mengangkat dan memberhentikan direktur
- 3) Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

#### 4.5.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan

bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

- 1) Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
- 2) Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
- 3) Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

#### 4.5.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur utama membawahi :

- 1) Direktur Teknik dan Produksi

Tugas dari Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

- 2) Direktur Keuangan dan Umum

Tugas dari Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

#### 4.5.3.4 Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang

berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi:

- 1) Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- 2) Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- 3) Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

#### 4.5.3.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

- 1) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

- 2) Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

- 3) Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

- 4) Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

5) Kepala Bagian Administrasi

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

6) Kepala Bagian Umum dan Keamanan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

7) Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

#### 4.5.3.6 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.

1) Kepala Seksi Proses

Tugas: Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2) Kepala Seksi Utilitas

Tugas: Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

3) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas: Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat- alat serta fasilitas pendukungnya.

4) Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

- Tugas: Bertanggung jawab terhadap perumusan kebijakan teknis penelitian dan pengembangan.
- 5) Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu  
Tugas: Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.
  - 6) Kepala Seksi Keuangan  
Tugas: Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.
  - 7) Kepala Seksi Pemasaran  
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.
  - 8) Kepala Seksi Personalia  
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.
  - 9) Kepala Seksi Humas  
Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.
  - 10) Kepala Seksi Keamanan  
Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.
  - 11) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja  
Tugas: Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.
  - 12) Kepala Seksi Tata Usaha  
Tugas: Mengurus kebijakan teknis dibidang umum dan kepegawaian, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan dan aset, serta keuangan di perusahaan.
  - 13) Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas: Mengurus kebijakan teknis dibidang pengolahan limbah di perusahaan.

14) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas: Mengurus kebijakan terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

#### 4.5.3.7 Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut:

1) Karyawan Tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2) Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3) Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

#### 4.5.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Sistem kepegawaian pada pabrik asam laktat ini dibagi menjadi dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (*non-shift*) dan jadwal kerja pabrik (*shift*). Sedangkan gaji karyawan berdasarkan pada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan resiko kerja.



1. Pembagian jam kerja karyawan

a. Jam kerja karyawan non-shift

Senin – Kamis :

Jam kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat :

Jam kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.30

Istirahat : 11.30 – 13.30

Hari Sabtu dan Minggu Libur

b. Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00

- Shift Sore : 15.00 – 23.00

- Shift Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan *shift* dibagi menjadi 4 regu dengan 3 regu bekerja dan satu regu libur atau istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur untuk setiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Untuk hari libur dan hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam Tabel 4.2 sebagai berikut :

Tabel 4.2 Jadwal Kerja

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

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

Keterangan :

P = *Shift Pagi*    S= *Shift Siang*    M= *Shift Malam*    **L** =Libur

2. Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji

Tabel 4.3 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 55.000.000	Rp 55.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
5	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
6	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan instrumentasi	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
7	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
8	Ka. Bag. Keuangan dan Pemasaran	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
9	Ka. Bag. Administrasi	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
10	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000

11	Ka. Bag. K3 dan Lingkungan	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000
12	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
13	Ka. Sek. Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
14	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
15	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
16	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
17	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
18	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
19	Ka. Sek. Seksi Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
20	Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
23	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
24	Ka. Sek. K3	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
25	Ka. Sek. Unit Pengolahan Limbah	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
26	Karyawan Bengkel dan Pemeliharaan	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
27	Karyawan Operasi Pemeliharaan	8	Rp 7.000.000	Rp 56.000.000
28	Karyawan Administrasi Pemasaran	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
29	Karyawan Administrasi	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000

	Penjualan			
30	Karyawan Personalia	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
31	Karyawan Humas	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
32	Karyawan Litbang	3	Rp 7.000.000	Rp 21.000.000
33	Karyawan K3	3	Rp 7.000.000	Rp 21.000.000
34	Karyawan Keuangan	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
35	Karyawan Laboratorium	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
36	Karyawan Kas/Anggaran	2	Rp 7.000.000	Rp 14.000.000
37	Karyawan Pelayanan Umum	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
38	Karyawan Pengendalian	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
39	Karyawan SDM	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
40	Karyawan Operasi	20	Rp 7.000.000	Rp 140.000.000
41	Karyawan Utilitas	8	Rp 7.000.000	Rp 56.000.000
42	Karyawan IT	4	Rp 9.000.000	Rp 36.000.000
43	Operator proses	26	Rp 7.000.000	Rp 182.000.000
44	Operator Utilitas	8	Rp 7.000.000	Rp 84.000.000
45	Sekretaris	4	Rp 9.000.000	Rp 36.000.000
46	Dokter	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000
47	Perawat	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000
48	Satpam	6	Rp 3.500.000	Rp 21.000.000
49	Supir	8	Rp 3.500.000	Rp 24.500.000
50	Cleaning Service	10	Rp 3.100.000	Rp 31.000.000
Total		185	Rp 714.100.000	Rp 1.591.000.000

#### b. Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi tiga jenis, yaitu:

- Gaji Bulanan

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

- Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

- Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

#### 4.5.5 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Perusahaan memberikan kesejahteraan bagi karyawannya selain menerima gaji setiap bulannya, juga memberikan jaminan sosial berupa fasilitas-fasilitas dan tunjangan yang dapat memberikan kesejahteraan kepada karyawan.

Tunjangan yang diberikan antara lain:

- Tunjangan hari raya keagamaan
- Tunjangan jabatan
- Tunjangan anak istri
- Tunjangan lembur
- Jamsostek
- Uang makan

#### a. Poliklinik

Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang yang ditangani langsung oleh dokter dan perawat.

b. Cuti

- Cuti tahunan diberikan pada karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun.
- Cuti massal diberikan pada karyawan bertepatan dengan hari raya selama 7 hari.
- Cuti hamil diberikan kepada karyawan yang melahirkan selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar.
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang sakit dengan ketentuan menyertakan surat keterangan dokter.

c. Pakaian kerja

Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun.

d. Makan dan minum

Perusahaan menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola perusahaan *catering* yang ditunjuk oleh perusahaan.

e. Koperasi

Koperasi didirikan untuk mempermudah karyawan untuk memenuhi kebutuhan pokok, perlengkapan rumah, dan simpan pinjam.

f. Transportasi

Perusahaan memberikan layanan transportasi kepada karyawan guna meningkatkan produktifitas dan mengurangi beban pengeluaran karyawan.

g. Tempat ibadah

Perusahaan menyediakan tempat ibadah agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaniyah dan melaksanakan aktivitas keagamaan lainnya.

## **BAB V**

### **UTILITAS**

#### **5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang terdapat dalam perancangan pabrik asam laktat, terdiri dari :

##### **5.1.1 Unit Penyediaan Air**

Unit penyediaan air merupakan unit yang berfungsi untuk menyediakan air yang digunakan sebagai pemenuhan kebutuhan air suatu pabrik. Kebutuhan air biasanya dapat diperoleh dari air sumur, air sungai, air danau maupun air laut. Dalam perancangan pabrik asam laktat ini, sumber air yang diperoleh berasal dari sungai walikan. Dimana air sungai walikan letaknya berdekatan dengan lokasi pabrik yang nantinya akan digunakan untuk keperluan pabrik. Selain itu, pengolahan air sungai relatif lebih mudah, biaya murah, dan sederhana dibandingkan dengan air laut. Kebutuhan air pada pabrik ini nantinya akan dialokasikan di lingkungan pabrik untuk :

##### **1. Air pendingin**

Air pendingin diproduksi oleh menara pendingin (*cooling tower*). Unit air pendingin ini mengolah air dengan proses pendinginan, yang akan digunakan sebagai air proses pendinginan seperti pada alat pertukaran panas (*heat exchanger*) dari alat yang membutuhkan pendinginan.

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

- a. Air dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Pengolahan dan pengaturannya cukup mudah.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.

- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak mudah terdekomposisi.

## 2. Air umpan boiler (boiler feed water)

Air umpan boiler merupakan air yang kandungan mineralnya sudah diturunkan dari dalam air tersebut. Air umpan boiler digunakan sebagai media pemanas. Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

### a) Zat-zat yang menyebabkan korosi

Air yang mengandung larutan-larutan asam, gas-gas yang terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$ , dan  $NH_3$ .  $O_2$  dapat menyebabkan korosi pada boiler dikarenakan aerasi maupun kontak dengan udara luar.

### b) Zat yang menyebabkan kerak (*scale forming*)

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

### c) Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diolah kembali dari proses pemanasan dapat menyebabkan *foaming* pada boiler. Hal ini dikarenakan terdapat zat-zat organik yang tidak larut dalam jumlah besar. Pada alkilasi tinggi dapat menyebabkan efek pembusaan.

## 3. Air sanitasi

Air sanitasi di dalam pabrik biasanya digunakan untuk keperluan sanitasi seperti, keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid. Untuk keperluan industri air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

### a) Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : dibawah suhu udara
- Warna : jernih



- Rasa : tidak berasa
  - Bau : tidak berbau
- b) Syarat kimia, meliputi:
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
  - Tidak mengandung bahan beracun.
  - Tidak mengandung bakteri terutama patogen yang dapat merubah fisik air.

### 5.1.2 Unit Pengolahan Air

Tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

#### 1. Penyaringan

Air yang diperoleh dari sungai dekat pabrik disaring terlebih dahulu untuk memisahkan kotoran makro, misalnya: daun, ranting, dan sampah yang ikut terbawa oleh air. Pada tahap ini partikel padatan dan berukuran besar akan tersaring secara langsung. Sedangkan partikel yang berukuran kecil akan terbawa bersama air pada tahap pengolahan berikutnya. Tujuan dari penyaringan ini adalah untuk memisahkan kotoran makro agar tidak terbawa ke pengolahan selanjutnya.

#### 2. *Clarifier*

Air hasil dari penyaringan kemudian dialirkan menuju *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padatan lain. Selanjutnya air bahan baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Setelah itu, air bersih akan keluar melalui pinggiran *clarifier* dan dialirkan menuju tangki penampung yang kemudian akan didistribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi. Sedangkan koagulan yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi.

### 3. Demineralisasi

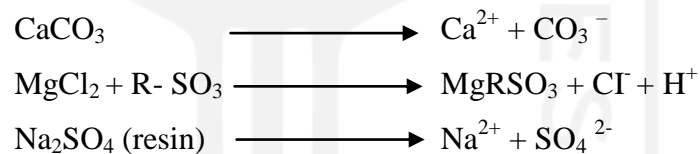
Proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung. Dikarenakan air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut.

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

#### a. Cation exchanger

Cation exchanger merupakan resin penukar kation-kation. Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion  $H^+$  sehingga air yang akan keluar dari cation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ . Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

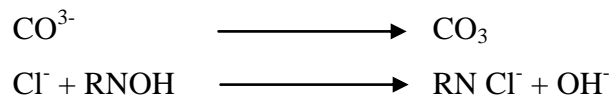
Reaksi:



#### b. Anion exchanger

Ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dapat diikat dengan anion exchanger. Resin yang digunakan bersifat basa, sehingga anion-anion seperti  $CO_3^{2-}$ ,  $Cl^-$  dan  $SO_4^{2-}$  akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi:



### c. Deaerasi

Deaerasi berfungsi untuk menghilangkan gas oksigen ( $\text{O}_2$ ) yang terikat dalam air umpan ketel. Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan Hidrazin ( $\text{N}_2\text{H}_4$ ) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.



Air yang keluar dari deaerator ini di dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

## 5.1.3 Kebutuhan Air

### 1. Air Pendingin

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan Air (Kg/jam)
Cooler-01	CL-01	176.254,7996
Cooler-02	CL-02	118.675,1960
Condensor-01	CD-01	1.127.772,6886
Total		1.422.702,6842

Perancangan dibuat Over desain sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin menjadi :

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air pendingin} &= 1,2 \times 1.422.702,6842 \text{ kg/jam} \\ &= 1.707.243,2210 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Jumlah air yang menguap ( $W_e$ )

$$\begin{aligned}W_e &= 0,00085 \times W_c \times (T_{in} - T_{out}) \text{ (Perry, Pers. 12-14c)} \\ &= 0,00085 \times 1.707.243,2210 \times 40 \\ &= 58.046.2695 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- *Drift Loss* ( $W_d$ )

$$\begin{aligned}W_d &= 0,0002 \times W_c \text{ (Perry, Pers. 12-14c)} \\ &= 0,0002 \times 1.707.243,2210 \\ &= 341,4486 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- *Blowdown* ( $W_b$ ) (cycle yang dipilih 5 kali) (Perry, Pers. 12-14e)

$$\begin{aligned}W_b &= \frac{W_e - (\text{cycle} - 1) W_d}{\text{cycle} - 1} \\ &= 28.212,6134 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Sehingga jumlah makeup air adalah :

$$\text{- } W_e = 58.046.2695 \text{ kg/jam}$$

$$\text{- } W_d = 341,4486 \text{ kg/jam}$$

$$\text{- } W_b = 14.170,1187 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan *Make Up Water* ( $W_m$ )

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$\begin{aligned}W_m &= 58.046.2695 \text{ kg/jam} + 341,4486 \text{ kg/jam} + 14.170,1187 \\ &\text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$W_m = 72.557,8368 \text{ kg/jam}$$

Perancangan dibuat over design 20%, sehingga  $W_m$  adalah 87.069,4042 kg/jam.

## 2. Air Steam

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Steam

Nama Alat	Kode	Kebutuhan Steam (Kg/jam)
Evaporator-01	EV-01	25.982,24
Heater-01	HE-01	3.437,1821
Heater-02	HE-02	2.332,8725
Total		31.752,2936

Perancangan dibuat Over desain sebesar 20%, maka kebutuhan air steam menjadi :

$$\text{Kebutuhan air steam} = 1,2 \times 31.752,2936 \text{ kg/jam}$$

$$= 38.102,7523 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Blowdown} = 15\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 15\% \times 31.752,2936 \text{ kg/jam}$$

$$= 5.715,4128 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Steam Trap} = 5\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 5\% \times 31.752,2936 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.587,6146 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air make up steam

$$\text{Make up air untuk steam} = \text{Blowdown} + \text{Steam Trap}$$

$$= 5.715,4128 + 1.587,6146 \text{ kg/jam}$$

$$= 7.303,0275 \text{ kg/jam}$$

Perancangan dibuat over design 20% menjadi :

$$\text{Make up air untuk steam} = 1,2 \times 7.303,0275 \text{ kg/jam}$$

$$= 8.763,6330 \text{ kg/jam}$$

### 3. Kebutuhan Air Proses

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Kode	Kebutuhan Air Proses (Kg/jam)
Mixer-01	M-01	24.301,9188
Rotary Drum Vacuum Filter-01	RDVF-01	618,5949
Total		24.920,5137

Perancangan dibuat Over desain sebesar 20%, maka kebutuhan air proses menjadi 29.904,6164 kg/jam.

### 4. Air Rumah Tangga dan Kantor / Air Domestik

Keperluan air domestik meliputi :

#### a. Kebutuhan air karyawan

$$\text{Jumlah karyawan} = 185 \text{ orang}$$

$$\text{Perkiraan kebutuhan air tiap orang} = 100 \text{ L/jam}$$

Kebutuhan air tiap orang = 4,0729 kg/jam  
 Kebutuhan air semua karyawan = 753,4932 kg/jam

b. Kebutuhan air untuk mess

Jumlah mess = 30 mess  
 Jumlah penghuni mess = 90 orang  
 Kebutuhan air tiap orang = 120 kg/jam  
 Kebutuhan air untuk mess = 13.500 kg/jam

c. Kebutuhan air untuk mushola

Kebutuhan air untuk mushola = 208.3333 kg/jam

Kebutuhan total untuk air domestik = 753,4932 +  
 208.3333 + 13.500 kg/jam  
 = 14.461,8265 kg/jam

5. Air Service (*service water*)

Perkiraan kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum (*service water*) seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran dll sebesar 1.500 kg/jam. Kebutuhan air total keseluruhan dapat dilihat pada tabel di bawah ini :

Tabel 5.4 Kebutuhan Air Total Keseluruhan

No	Keperluan	Jumlah (Kg/jam)
1	Kebutuhan air proses	29.904,6164
2	<i>Domestic Water</i>	14.461,8265
3	<i>Service Water</i>	1.500

4	<i>Cooling Water</i>	1.707.243,2210
5	<i>Steam Water</i>	46.866,3853
Total		1.799.976,0494

## 5.2 Unit Penyediaan Steam

Unit penyedia steam dirancang untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan spesifikasi :

Kapasitas = 128.537.032 KJ/jam

Jenis = *Water Tube Boiler*

Jumlah = 1 buah

Suhu = 150°C

Air yang berasal dari water treatment terlebih dahulu diatur kadar silika, oksigen, dan bahan terlarut lainnya yang nantinya akan digunakan sebagai umpan boiler. Dapat dilakukan dengan cara menambahkan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selanjutnya air akan dialirkan menuju *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Kemudian gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air terkumpul akan dialirkan menuju steam header untuk didistribusikan ke area-area proses.

## 5.3 Unit Pembangkit Listrik

Listrik digunakan sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses maupun untuk penerangan pabrik. Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Apabila terjadi



gangguan listrik dari PLN, maka generator diesel dapat digunakan sebagai cadangan untuk menggerakkan power-power yang dinilai penting seperti boiler, kompresor, pompa, dan sebagainya. Energi listrik diperlukan untuk penggerak alat proses, alat utilitas, penerangan, instrumen, dan alat-alat kontrol. Berikut adalah rincian kebutuhan listrik pabrik asam laktat :

a. Kebutuhan listrik untuk unit proses

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Mixer-01	M-01	30,000	22.371,0000
Reaktor-01	RE-01	40,000	29.828,0000
Reaktor-02	RE-02	20,000	14.914,0000
Reaktor-03	RE-03	30,000	22.371,0000
Netralizer-01	NE-01	25,0000	18.642,5000
Rotary Drum Vacuum Filter-01	RDVF-01	0,1250	93,2125
Bleaching-01	B-01	15,0000	1.1185,5000
Bleaching-02	B-02	15,0000	1.1185,5000
Screw Conveyor-01	SC-01	1,0000	745,7000
Screw Conveyor-02	SC-02	5,0000	3.728,5000
Belt Elevator-01	BE-01	2,0000	1.491,4000
Pompa-01	P-01	5,0000	3.728,5000
Pompa-02	P-02	0,0500	37,2850
Pompa-03	P-03	5,0000	3.728,5000
Pompa-04	P-04	0,1250	93,2125

Pompa-05	P-05	1,0000	745,7000
Pompa-06	P-06	1,5000	1.118,5500
Pompa-07	P-07	1,0000	745,7000
Pompa-08	P-08	3,0000	2.237,1000
Pompa-09	P-09	5,0000	3.728,5000
Pompa-10	P-10	1,5000	1.118,5500
Pompa-11	P-11	3,0000	2.237,1000
Pompa-12	P-12	1,5000	1.118,5500
Pompa-13	P-13	5,0000	3.728,5000
Pompa-14	P-14	2,0000	1.491,4000
Total		217,8000	162.413,4600

Power yang dibutuhkan sebesar 162.413,4600 watt atau 162.4134600 kW.

b. Kebutuhan listrik untuk unit utilitas

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1.491,4000
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	75,0000	55.927,5000
Kompresor Udara	CP-01	5,0000	3.728,5000
Pompa-01	PU-01	120,0000	89.484,0000
Pompa-02	PU-02	120,0000	89.484,0000
Pompa-03	PU-03	150,0000	111.855,0000
Pompa-04	PU-04	0,0500	37,2850
Pompa-05	PU-05	150,0000	11.1855,0000

Pompa-06	PU-06	120,0000	89.484,0000
Pompa-07	PU-07	120,0000	89.484,0000
Pompa-08	PU-08	120,0000	89.484,0000
Pompa-09	PU-09	150,0000	111.855,0000
Pompa-10	PU-10	0,3333	248,5667
Pompa-11	PU-11	0,0833	62,1417
Pompa-12	PU-12	2,0000	1.491,4000
Pompa-13	PU-13	2,0000	1.491,4000
Pompa-14	PU-14	2,0000	1.491,4000
Pompa-15	PU-15	60,0000	44.742,0000
Pompa-16	PU-16	40,0000	29.828,0000
Pompa-17	PU-17	0,1667	124,2833
Pompa-18	PU-18	5,0000	3.728,5000
Pompa-19	PU-19	5,0000	3.728,5000
Pompa-20	PU-20	0,0500	37,2850
Pompa-21	PU-21	5,0000	3.728,5000
Total		1.253,6833	934.871,6617

Power yang dibutuhkan sebesar 934.871,6617 watt atau 934,8716617 kW.

- c. Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC
  - Listrik yang digunakan untuk penerangan diperkirakan sekitar 100 kW.
  - Listrik yang digunakan untuk AC diperkirakan sekitar 20 kW.
- d. Kebutuhan listrik untuk bengkel dan laboratorium
  - Listrik yang digunakan untuk bengkel dan laboratorium diperkirakan sekitar 50 kW.
- e. Kebutuhan listrik untuk instrumentasi

- Listrik yang digunakan untuk instrumentasi diperkirakan sekitar 30 kW.

Berikut rincian kebutuhan listrik pada Pabrik Asam Laktat

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	162,4135
	b. Utilitas	934,8716617
2	a. Listrik Ac	20
	b. Listrik Penerangan	100
3	Laboratorium dan Bengkel	50
4	Instrumentasi	30
Total		1.297,2851

Jadi total kebutuhan listrik sebesar 1.297,2851 kW. Energi utama diperoleh dari listrik PLN dengan kekuatan 2187.5 kW dengan bahan bakar solar dan listrik cadangan berasal dari generator.

#### 5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatic*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 46,72 m<sup>3</sup>/jam pada tekanan 6 atm.

#### 5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar mempunyai fungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan untuk generator yaitu solar sebanyak 235,0504 L/jam. Bahan bakar tersebut diperoleh dari PT. Pertamina Persero Cilacap.

#### 5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik asam laktat banyak mengandung zat organik dan memiliki beban polusi yang cukup tinggi apabila langsung

dibuang ke dalam perairan. Oleh sebab itu diperlukan pengolahan untuk mencapai ketentuan yang berlaku sebelum dibuang ke dalam perairan tujuannya untuk mencegah pencemaran lingkungan. Selain itu, limbah yang dihasilkan juga dapat digunakan sebagai *by product* yang masih mempunyai nilai ekonomi. Limbah yang dihasilkan oleh pabrik asam laktat terdapat 3 jenis yaitu limbah padat dan limbah cair.

#### 1. Limbah padat

Limbah padat yang terbentuk dari masing-masing unit penampung dalam bak penampungan yang telah disediakan. Limbah padat dari fermentasi berupa biomassa dapat digunakan sebagai pupuk karena mengandung N, P, dan C. Limbah padat berupa karbon aktif dari filter press yang dapat diregenerasi atau diaktifkan kembali. Karbon aktif tersebut dididihkan pada pelarut asam hydrochloric (1-4%). Setelah itu, asam dihilangkan dengan air pencuci, lalu karbon aktif dipilih dididihkan pada 1% dari larutan sodium hidroksida atau sodium karbonat untuk menghilangkan impurities, bau, zat warna dan bahan organik yang terserap dalam karbon aktif. Kemudian, karbon aktif dikeringkan sebelum digunakan kembali dalam proses pemucatan. Untuk limbah  $\text{CaSO}_4$  dari *Rotary Drum Vacuum Filter* dapat dijual sebagai bahan baku pada pabrik semen portland, sebagai insektisida.

#### 2. Limbah Cair

Limbah cair berupa air buangan domestik berasal dari toilet, masjid dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi gas klorin.

### 5.7 Spesifikasi Alat-alat Utilitas

#### 5.7.1 Saringan / Screening (FU-01)

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar

misalnya: daun , ranting dan sampah-sampah

lainnya.

Bahan : Aluminium

Jumlah air : 2.326.208,8301 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 35,3568 m
- Lebar = 35,3568 m
- Tinggi = 17,6784 m

#### 5.7.2 Bak Pengendapan Awal / Sedimentasi (BU-01)

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi.

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 2.209.898,3886 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 27,6909 m
- Lebar = 27,6909 m
- Tinggi = 13,8455 m

#### 5.7.3 Tangki Larutan Alum (TU-01)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi.

Kebutuhan : 10,7015 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 2,0148 m

- Tinggi = 4,0297 m

#### 5.7.4 Bak Penggumpal (BU-02)

Fungsi : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran.

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 2.099.403,4691 kg/jam

Dimensi bak :

- Diameter = 14,7503 m

- Tinggi = 14,7503 m

Pengaduk :

- Jenis = *Marine propeller 3 blade*

- Diameter = 4,9168 m

- Power = 2 Hp

#### 5.7.5 Bak Pengendap Flokuasi I (BU-03)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 2.099.403,4691 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 27,2215 m
- Lebar = 27,2215 m
- Tinggi = 13,6107 m

#### 5.7.6 Bak Pengendap Flokuasi II (BU-04)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari sungai dengan proses flokulasi.

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 1.994.433,2957 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 26,76 m
- Lebar = 26,76 m
- Tinggi = 13,38001 m

#### 5.7.7 Sand Filter (FU-02)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.

Jumlah air : 1.994.433,2957 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 8,1491 m
- Lebar = 8,1491 m
- Tinggi = 4,0746 m

#### 5.7.8 Bak Penampung Sementara (BU-05)

Fungsi : Menampung sementara raw water setelah disaring



di sand filter.

Jumlah air : 1.799.976,0494 m

Dimensi bak :

- Panjang = 16,2864 m
- Lebar = 16,2864 m
- Tinggi = 8,1432 m

#### 5.7.9 Bak Air Pendingin (BU-06)

Fungsi : Menampung kebutuhan air pendingin.

Jumlah Air : 1.707.243,2210 kg/jam

Dimensi bak :

- Panjang = 36,6350 m
- Lebar = 36,6350 m
- Tinggi = 18,3175 m

#### 5.7.10 Tangki Air Service (TU-02)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan seperti bengkel,  
damkar, laboratorium, dll.

Jumlah air : 1.500 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 3,8037 m
- Tinggi = 3,8037 m

#### 5.7.11 Tangki Klorinasi (TU-03)

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam  
air untuk kebutuhan rumah tangga.

Jumlah air : 14.461,82654 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 8,6029 m
- Tinggi = 8,6029 m

#### 5.7.12 Tangki Penyimpanan Klorin (TU-04)

Fungsi : Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki klorinasi (TU-03).

Jumlah air : 503,0699 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 0,6891 m
- Tinggi = 0,6891 m

#### 5.7.13 Tangki Air Domestik (TU-05)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga.

Jumlah air : 14.461,8265 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 8.0956 m
- Tinggi = 8,0956 m

#### 5.7.14 Tangki Air Proses (TU-06)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan unit proses.

Jumlah air : 29.904,6164 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 10,3138 m
- Tinggi = 10,3138 m

#### 5.7.15 Tangki NaCl (TU-07)

Fungsi : Menampung larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.

Kebutuhan : 584,9795 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 3,34m
- Tinggi = 3,34m

#### 5.7.16 Tangki Penampung Air Boiler (TU-08)

Fungsi : Mencampur Kondensat sirkulasi dan makeup air umpan boiler sebelum dibangkitkan sebagai steam alam boiler.

Jumlah air : 46.866,3853 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 11,9801 m
- Tinggi = 11,9801 m

#### 5.7.17 Tangki N<sub>2</sub>H<sub>4</sub> (TU-09)

Fungsi : Menyimpan larutan N<sub>2</sub>H<sub>4</sub> selama 4 bulan.

Kebutuhan : 1.4060 kg/jam

Dimensi tangki :

- Diameter = 4,1760 m
- Tinggi = 4,1760 m

#### 5.7.18 Mixed Bed (MB-01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl,SO<sub>4</sub>, dan NO<sub>3</sub>.

Kapasitas : 46.866,3853 m<sup>3</sup>/jam

Dimensi :

- Diameter = 2,4709 m
- Tinggi = 1,524 m
- Tebal = 3/16

#### 5.7.19 Deaerator (De-01)

Fungsi : Menghilangkan gas CO<sub>2</sub> dan O<sub>2</sub> yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada reboiler.

Jumlah air : 46.866,3853 kg/jam

Dimensi :

- Diameter = 4,1533 m
- Tinggi = 4,1533 m

#### 5.7.20 Boiler (BO-01)

Fungsi : Membuat saturated steam.

Kebutuhan : 38.102,7522 kg/jam

Dimensi :

- Diameter = 6,085 m
- Tinggi = 12,171 m

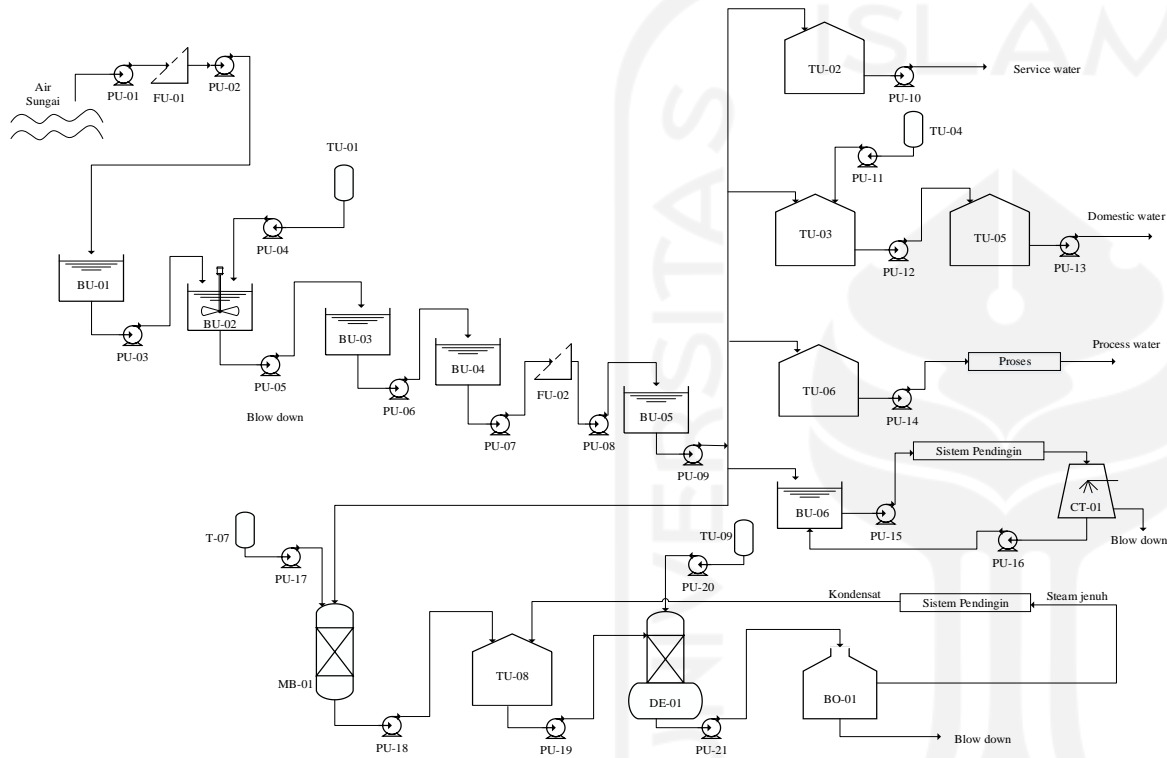
#### 5.7.21 Cooling Tower (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan.

Jumlah air : 1.707.243,221 kg/jam

Dimensi :

- Panjang = 14,1837 m
- Lebar = 14,1837 m
- Tinggi = 10,0067 m



Keterangan :

1. PU = Pompa Utilitas
2. FU-01 = Filter-01
3. B-01 = Bak pengendap awal
4. B-02 = Bak penggumpal
5. B-03 = Bak pengendap flokulasi-01
6. B-04 = Bak pengendap flokulasi-02
7. FU-02 = Filter-02
8. B-05 = Bak penampung sementara
9. B-06 = Bak air pendingin
10. TU-01 = Tangki penyimpanan  $Al_2(SO_4).18H_2O$
11. TU-02 = Tangki air servis
12. TU-03 = Tangki klorinasi
13. TU-04 = Tangki penyimpanan klorin
14. TU-05 = Tangki air domestik
15. TU-06 = Tangki air proses
16. TU-07 = Tangki NaCl
17. TU-08 = Tangki penampung air boiler
18. TU-09 = Tangki  $N_2H_4$
19. MB-01 = *Mixed Bed*
20. DE-01 = Deaerator
21. BO-01 = Boiler
22. CT-01 = *Cooling Tower*

## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

Pada prarancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas di mana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, analisa ekonomi bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi terdapat beberapa faktor yang akan ditinjau yaitu :

1. *Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*
4. *Break Even Point (BEP)*
5. *Shut Down Point (SDP)*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

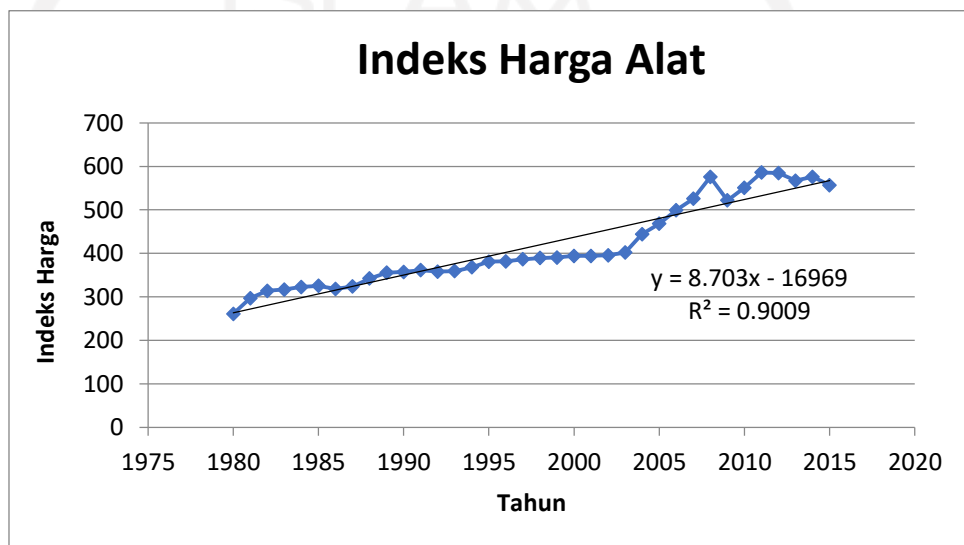
1. Penentuan Modal Industri (*Total Cost Investment*)  
Terdiri dari :
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Working Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal, meliputi :

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variabel Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

## 6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang dapat diketahui dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Dapat dilihat pada sumber ([www.chemengonline.com](http://www.chemengonline.com)).



Gambar 6.1 Grafik Indeks Harga Alat

Berdasarkan data indeks tiap tahun tersebut, kemudian dilakukan regresi linear untuk mendapatkan harga indeks pada tahun perancangan pabrik yaitu 2024. Regresi linear yang di dapat pada Gambar 6.1 dengan persamaan yang diperoleh yaitu  $8,703x - 16969$ .

Dengan menggunakan persamaan di atas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan pabrik yang akan beroperasi tahun 2025 adalah sebagai berikut :



Tabel 6.1 Harga Indeks Tahun Perancangan

Tahun	Indeks Harga
2016	576,248
2017	584,951
2018	593,654
2019	602,357
2020	611,060
2021	619,763
2022	628,466
2023	637,169
2024	645,872
2025	654,575

Harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya juga ditentukan dengan referensi (Peters dan Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Arie dan Newton pada tahun 1955). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

$$EX = \left( \frac{NX}{NY} \right) EY \text{ (Aries dan Newton, 1955)}$$

Dimana :

Ex = Harga pembelian pada tahun 2014

Ey = Harga pembelian pada tahun referensi

Nx = Index harga pada tahun 2014

Ny = Index harga pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$E_b = E_a \left( \frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

Dimana :

$E_a$  = Harga alat a

$E_b$  = Harga alat b

$C_a$  = Kapasitas alat a

$C_b$  = Kapasitas alat b

## 6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi asam laktat	= 35.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan	= 2025
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 14.990,-
Harga total bahan baku	= Rp 721.306.909.987,-

No.	Bahan	Harga/kg
1.	Pati/ <i>Cassava Starch</i>	Rp10.128,-
2.	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Rp19.000,-
3.	NaOH	Rp15.000,-
4.	Carbon aktif	Rp15.000,-
5.	Malt sprout	Rp16.500,-
6.	Ca(OH) <sub>2</sub>	Rp4.500,-
7.	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	Rp13.000,-

8.	Biomass	Rp150.000,-
Total		Rp243.128,-

Harga jual Asam laktat = Rp 1.820.000.000.000,-

- Harga Asam Laktat = Rp 52.000/kg

### 6.3 Perhitungan Biaya

#### 6.3.1 *Capital Investment*

Modal atau *capital investment* adalah sejumlah uang yang harus disediakan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Terdapat 2 macam *capital investment* yaitu sebagai berikut :

##### a. *Fixed Capital Investment*

*Fixed Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

##### b. *Working Capital Investment*

*Working Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau *equity* dengan jumlah pinjaman bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri yaitu sebesar 30:70 atau 40:60 atau kebijakan lain tentang rasio modal tersebut. Karena penanaman modal dengan harapan mendapatkan keuntungan dari modal yang ditanamkan, maka ciri-ciri investasi yang baik adalah :

- a. Investasi cepat kembali
- b. Aman, baik secara hukum, teknologi, dan lainnya.
- c. Menghasilkan keuntungan yang besar (maksimum).

### 6.3.2 *Manufacturing Cost*

#### a. *Direct Cost*

*Direct Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

#### b. *Indirect Cost*

*Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

#### c. *Fixed Cost*

*Fixed Cost* adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

### 6.3.3 *General Expenses*

*General Expenses* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi, perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*. *General Expenses* terdiri dari :

#### a. Administrasi

Biaya yang termasuk dalam administrasi adalah management salaries, legal fees, auditing, dan biaya peralatan kantor. Besarnya biaya administrasi diperkirakan 3-6% dari *Manufacturing Cost*.

#### b. Sales

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya distribusi dan iklan. Besarnya biaya sales

diperkirakan 3-12% harga jual atau 5-22% dari *Manufacturing Cost*. Untuk produk standar kebutuhan sales expense kecil dan untuk produk baru yang diperlukan diperkenalkan sales expense besar.

c. Riset

Riset atau penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan. Untuk industri kimia, dana riset sebesar 2,8% dari *Manufacturing Cost*.

d. Finance

*Finance* adalah biaya untuk membayar bunga pinjaman bank atau deviden para pemegang saham. Untuk estimasi dana sebesar 2-4% dari *Capital Investment*.

#### 6.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah sebagai berikut:

##### 6.4.1 *Percent Return On Investment*

*Return On Investment* adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba/rugi.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

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

*Pay Out Time* adalah

1. Jumlah tahun yang berselah sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangnya depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

#### 6.4.3 Break Even Point (BEP)

*Break Even Point* merupakan titik impas produksi, dimana kondisi suatu pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Sehingga dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik *break even point* adalah perusahaan yang telah mencapai kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan.

Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan total *cost*. Suatu pabrik dapat dikatakan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP. Keuntungan atau laba merupakan salah satu tujuan utama didirikannya sebuah perusahaan yang dapat dilakukan dengan beberapa langkah sebagai berikut :

- Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional seminimal mungkin, serendah-rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas, maupun kuantitasnya tetap dipertahankan sebaik mungkin.

- Penentuan harga jual sedemikian rupa menyesuaikan tingkat keuntungan yang diinginkan/dikehendaki.
- Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin.

$$\text{BEP} = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\%$$

Keterangan :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

#### 6.4.4 *Shut Down Point* (SDP)

*Down Point* merupakan suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi dihentikan. *Down Point* dapat dihentikan jika *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila pabrik tersebut tidak bisa mencapai persen minimal kapasitas yang telah ditentukan dalam setahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

$$\text{SDP} = \frac{(0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\%$$

#### 6.4.5 *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR)

*Discounted Cash Flow Rate of Return* adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrumen investasi dalam jangka beberapa waktu kedepan. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Pada umumnya seorang investor jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada suatu instrumen investasi tertentu, maka setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun) jumlah tersebut akan bertambah.

Persamaan DCFR :

$$(FC + WC)(1 + i)^n = C \sum_{T=1}^{n-1} (1 + i)^{-T} + WC + SV$$

Keterangan :

FC : Fixed Capital

WC : Working Capital

SV : Salvage value

C : Cash Flow (profit after taxes + depresiasi + finance)

n : Umur pabrik (10 tahun)

i : Nilai DCFR

#### 6.4.6 Hasil Perhitungan



Perhitungan rencana pendirian pabrik asam laktat memerlukan PPC, PC, MC, serta General Expense. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 6.2 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 210.647.331.398	\$ 14.052.524
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 52.661.832.850	\$ 3.513.131
3	Instalasi cost	Rp 103.394.254.185	\$ 6.897.549
4	Pemipaan	Rp 51.823.248.493	\$ 3.457.188
5	Instrumentasi	Rp 53.590.283.095	\$ 3.575.069
6	Insulasi	Rp 8.848.522.908	\$ 590.295
7	Listrik	Rp 21.064.733.140	\$ 1.405.252
8	Bangunan	Rp 28.287.187.500	\$ 1.887.071
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	Rp 27.133.713.685	\$ 1.810.121
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp 557.451.107.254	\$ 37.188.199

Tabel 6.3 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 111.490.221.451	\$ 7.437.640
<i>Total (DPC + PPC)</i>		Rp 668.941.328.705	\$ 44.625.839

Tabel 6.4 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 668.941.328.705	\$ 44.625.839
2	Kontraktor	Rp 26.757.653.148	\$ 1.785.034

3	Biaya tak terduga	Rp 66.894.132.871	\$ 4.462.584
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp 762.593.114.724	\$ 50.873.457

Tabel 6.5 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 721.306.909.987	\$ 48.119.207
2	<i>Labor</i>	Rp 19.092.000.000	\$ 1.273.649
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.909.200.000	\$ 127.365
4	<i>Maintenance</i>	Rp 15.251.862.294	\$ 1.017.469
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 2.287.779.344	\$ 152.620
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 18.200.000.000	\$ 1.214.143
7	<i>Utilities</i>	Rp 201.117.704.599	\$ 13.416.792
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 979.165.456.225	\$ 65.321.245

Tabel 6.6 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.863.800.000	\$ 191.047
2	<i>Laboratory</i>	Rp 1.909.200.000	\$ 127.365
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 9.546.000.000	\$ 636.825
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 91.000.000.000	\$ 6.070.714
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 105.319.000.000	\$ 7.025.951

Tabel 6.7 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 61.007.449.178	\$ 4.069.877
2	<i>Property taxes</i>	Rp 7.625.931.147	\$ 508.735
3	<i>Insurance</i>	Rp 7.625.931.147	\$ 508.735
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp 76.259.311.472	\$ 5.087.346

Tabel 6.8 *Manufacturing Cost (MC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 979.165.456.225	\$ 65.321.245
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 105.319.000.000	\$ 7.025.951
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 76.259.311.472	\$ 5.087.346
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp 1.160.743.767.697	\$ 77.434.541

Tabel 6.9 *Working Capital (WC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 196.720.066.360	\$ 13.123.420
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 158.283.241.050	\$ 10.559.256
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 105.522.160.700	\$ 7.039.504
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 496.363.636.364	\$ 33.112.984
5	<i>Available Cash</i>	Rp 316.566.482.099	\$ 21.118.511
<i>Working Capital (WC)</i>		Rp 1.273.455.586.572	\$ 84.953.675

Tabel 6.10 *General Expense (GE)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 69.644.626.062	\$ 4.646.072
2	<i>Sales expense</i>	Rp 232.148.753.539	\$ 15.486.908
3	<i>Research</i>	Rp 32.500.825.496	\$ 2.168.167
4	<i>Finance</i>	Rp 61.081.461.039	\$ 4.074.814
<i>General Expense (GE)</i>		Rp 395.375.666.136	\$ 26.375.962

Tabel 6.11 *Total Production Cost (TPC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 1.160.743.767.697	\$ 77.434.541
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 395.375.666.136	\$ 26.375.962
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp 1.556.119.433.833	\$ 103.810.503

Tabel 6.12 *Fixed Cost (Fa)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 61.007.449.178	\$ 4.069.877
2	<i>Property taxes</i>	Rp 7.625.931.147	\$ 508.735
3	<i>Insurance</i>	Rp 7.625.931.147	\$ 508.735
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		Rp 76.259.311.472	\$ 5.087.346

Tabel 6.13 *Variable Cost (Va)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	Rp 721.306.909.987	\$ 48.119.207
2	<i>Packaging &amp; shipping</i>	Rp 91.000.000.000	\$ 6.070.714
3	<i>Utilities</i>	Rp 201.117.704.599	\$ 13.416.792
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 18.200.000.000	\$ 1.214.143
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp 1.031.624.614.586	\$ 68.820.855

Tabel 6.14 *Regulated Cost (Ra)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	Rp 19.092.000.000	\$ 1.273.649
2	<i>Plant overhead</i>	Rp 9.546.000.000	\$ 636.825
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp 2.863.800.000	\$ 191.047
4	<i>Supervision</i>	Rp 1.909.200.000	\$ 127.365
5	<i>Laboratory</i>	Rp 1.909.200.000	\$ 127.365
6	<i>Administration</i>	Rp 69.644.626.062	\$ 4.646.072
7	<i>Finance</i>	Rp 61.081.461.039	\$ 4.074.814
8	<i>Sales expense</i>	Rp 232.148.753.539	\$ 15.486.908
9	<i>Research</i>	Rp 32.500.825.496	\$ 2.168.167
10	<i>Maintenance</i>	Rp 15.251.862.294	\$ 1.017.469
11	<i>Plant supplies</i>	Rp 2.287.779.344	\$ 152.620
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp 448.235.507.774	\$ 29.902.302

#### 6.4.7 Analisa Keuntungan

*Annual Sales (Sa)* = Rp 1.820.000.000.000

Total Cost = Rp 1.556.119.433.833

Keuntungan sebelum pajak = Rp 263.880.566.167

Pajak Penghasilan (PPh) = 22%

Keuntungan setelah pajak = Rp 205.826.841.610

#### 6.4.8 Hasil Kelayakan Ekonomi

##### 6.4.8.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 34,6%

ROI sesudah pajak = 27%

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

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}}$$

POT sebelum pajak = 2 tahun

POT sesudah pajak = 2,9 tahun

##### 6.4.8.3 *Break Even Point (BEP)*

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\%$$

BEP = 44,4%

##### 6.4.8.4 *Shut Down Point (SDP)*

$$SDP = \frac{(0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\%$$

SDP = 28,33%

#### 6.4.8.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 762.593.114.724

Working Capital = Rp 1.273.455.586.572

Salvage Value (SV) = Rp 61.007.449.178

Cash Flow (CF) = Annual profit + Depresiasi  
+ Finance

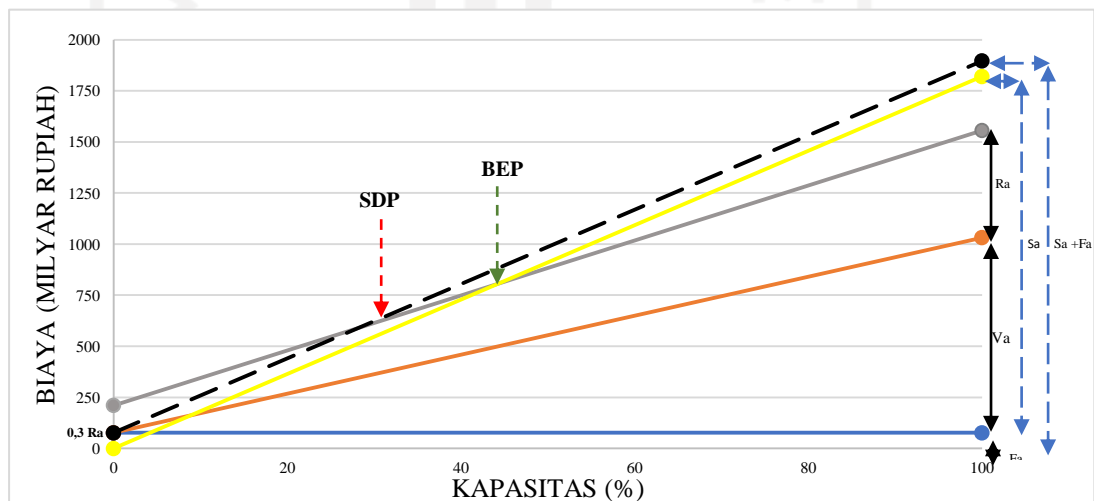
CF = Rp 327.915.751.827

Discounted Cash Flow Rate dihitung secara trial & error

R = Rp 7.245.759.283.894

S = Rp 7.245.759.283.894

Sehingga diperoleh nilai  $i = 13,53\%$



Gambar 6.2 Grafik BEP

Gambar 6.2 menunjukkan bahwa perolehan nilai *Break Even Point* (BEP) dan *Shut Down Point* (SDP) dimana didapat untuk nilai BEP dan SDP yang telah diketahui melalui perhitungan adalah 44,4% dan 28,33%. Didalam pembuatan grafik BEP diperlukan nilai-nilai seperti Ra, Va, Fa, dan Sa dimana

diketahui berdasarkan perhitungan di analisa ekonomi. Grafik BEP digunakan untuk mengetahui berapa total kapasitas yang harus di produksi dari kapasitas keseluruhan pabrik untuk mengetahui posisi dimana pabrik dalam kondisi tidak untung dan tidak rugi atau dalam kata lain kembali modal. Ketika pabrik telah beroperasi menghasilkan produk dengan kapasitas diatas titik BEP maka pabrik akan dikatakan untung. Namun, sebaliknya apabila pabrik menghasilkan kapasitas dibawah titik BEP maka akan dikatakan rugi. Sedangkan SDP adalah titik atau batas dimana pabrik tersebut harus dihentikan karena mengalami kerugian yang besar. Dapat disimpulkan bahwa jumlah kapasitas yang harus di produksi per tahunnya adalah 15.540 ton/tahun untuk mencapai titik BEP dan untuk SDP 9.916 ton/tahun.

Berdasarkan perhitungan analisa ekonomi yang telah dilakukan maka diperoleh keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 263.880.566.167 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 205.826.841.610, dengan pajak penghasilan (PPh) di Indonesia sebesar 22%. Presentasi *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak diperoleh sebesar 34,6% dan ROI setelah pajak sebesar 27%. Dari hasil perhitungan ROI sebelum pajak Pabrik ini dapat dikatakan menarik, karena untuk industri produk fermentasi yang beresiko rendah nilai minimum ROI sebesar 10% (Aries dan Newton, 1955). Kemudian diperoleh *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 2 tahun dan setelah pajak adalah 2,9 tahun. Untuk nilai POT pada industri produk fermentasi pada pabrik yang beresiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries dan Newton, 1955). Kemudian diperoleh nilai DCFR sebesar 13,53%. Suku bunga simpanan Bank Indonesia 2021 adalah 3,5%. Jika dilihat dari beberapa data tersebut, maka pabrik asam laktat dengan kapasitas 35.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.



## BAB VII PENUTUP

### 7.1 Kesimpulan

Berdasarkan kondisi operasi, pemilihan bahan baku, produk yang tersedia, maka pabrik asam laktat dari pati singkong dengan kapasitas 35.000 ton/tahun ini tergolong pabrik beresiko rendah. Sehingga dapat ditarik beberapa kesimpulan antara lain:

1. Pabrik asam laktat dengan kapasitas 35.000 ton/tahun ini membutuhkan bahan baku pati singkong sebanyak 54.906.725,7130 kg/tahun, ketersediaan bahan baku pati singkong di Indonesia sebanyak 105.000 ton/tahun sehingga dapat memenuhi kebutuhan bahan baku.
2. Pabrik asam laktat ini didirikan di Karanganyar, Jawa Tengah dengan luas tanah yang dibutuhkan adalah 37.535 m<sup>2</sup> dan luas bangunan 33.865 m<sup>2</sup>. Pabrik beroperasi selama 330 hari/tahun dengan jumlah karyawan sebanyak 250 orang.
3. Berdasarkan hasil perhitungan analisis ekonomi didapatkan:
  - a. Pabrik asam laktat dengan kapasitas 35.000 ton/tahun diperoleh keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 263.880.566.167 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 205.826.841.610 (berdasarkan Pajak Penghasilan di Indonesia sebesar 22%).
  - b. Presentasi *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak diperoleh sebesar 34,6%, industri produk fermentasi yang beresiko rendah nilai minimum ROI nya adalah 10%. (Aries dan Newton, 1955)
  - c. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 2 tahun, industri produk fermentasi yang beresiko rendah POT maksimumnya adalah 5 tahun. (Aries dan Newton, 1955)
  - d. *Break Even Point* (BEP) sebesar 44,4% an *Shut Down Point* (SDP) adalah 28,33%. Untuk pabrik kimia nilai BEP pada umumnya berkisar antara 40-60%. (Aries dan Newton, 1955)
  - e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 13,53%. Suku bunga simpanan Bank Indonesia 2021 adalah 3,5%.

Berdasarkan hasil analisis yang telah diperoleh maka dapat disimpulkan bahwa Pabrik asam laktat layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

## 7.2 Saran

Dalam menentukan perancangan suatu pabrik, maka diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk asam laktat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

## DAFTAR PUSTAKA

- Alsaheb, Ramzi A.Abd, *et al.*2015.*Lactic acid applications in pharmaceutical and cosmeceutical industries. Journal of Chemical and Pharmaceutical Research.* 7(10:729-735).
- Alsaheb, Ramzi A.Abd, *et al.*2019.*Production D-Lactic Acid from Cassava Starch by Lactobacillus Delbrueckii in The Semi Industrial Scale 16-L Bioreactor. Journal of Scientific & Technology Research.* 8:10.ISSN:2277-8616.
- Aries, R.S. and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation.* McGraw Hill International Book Company. New York.
- Assauri, Sofyan. 2008. *Manajemen Produksi dan Operasi.* Jakarta:Penerbit Fakultas Ekonomi UI.
- Badan Pusat Statistik. 2020. *Statistic Indonesia*, [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id). Diakses pada 20 Desember 2021 pukul 11.00 WIB.
- Boontawan, P., Kanchanathawee, S., and Boontawan, A. 2011. Extractive fermentation of L-(+)- lactic acid by *Pediococcus pentosaceus* using electrodeionization (EDI) technique. *Biochemical Engineering.*
- Brown, G.G. 1973. *Unit Operation.* Modern Asia ed. Tokyo, Japan: Tuttle Company Inc.
- Brownell, L. E., and E.H.Young. 1979. *Equipment Design.* New Delhi: Wiley Eastern Limited.
- Crowley, Laura. 2008. *Purac open lactic acid plant in Thailand.* [www.navigator.com](http://www.navigator.com). Diakses pada 30 Desember 2021.
- Dong-Mei, Bai., Xue-Ming, Zhao., Li, Xingang., and Shi-Min, Xu. *Strain improvement of Rhizopus oryzae for over-production of L(+)-lactic acid and metabolic flux analysis of mutants. Biochemical Engineering Journal.* 18(1):41-48.
- Evangelista,Roque Lagman. 1994. *Recovery and purification of lactic a fermentation broth by adsorption.* Iowa State University.
- F. Mirasol. 1999. *Lactic acid prices falter as competition toughen.* Chemical Market Reporter.
- Kern, D.Q. 1983. *Process Heat Transfer.* New York: Mc Graw Hill Book Co.Ltd.
- Komesu *et al.*2017.*Lactic Acid Manufacture: A review Lactic Acid Production to Purification.Chem Eng.University of Campinas.Brazil.* 12(2):4371.

- Matche equipment cost. <http://www.matche.com/EquipCost>. Diakses pada 5 Mei 2022.
- Narayanan, N., Roychoudhury, P. K., and Srivastava, A. (2004). L (+) *lactic acid fermentation and its product polymerization*. *Electronic Journal of Biotechnology*. 7: 167-179.
- Nugrahadi, *et al.* 2020. *The Effect of 3 Different Types of Lactic Acid Bacteria and Their Combination on The Characteristics of Soycheese*. *Jurnal Itepa*. ISSN : 2527-8010.
- Pal, P., Sikder, J., Roy, S., and Giorno, L. 2009. *Process intensification in lactic acid production: A review of membrane based processes*. *Chem Eng Process. Intens.* 48:(11-12)
- Perry, R.H. and D. W. Green. 1997, *Perry's Chemical Engineering Handbooks*, 7th edition, McGraw Hill Book Co., New York.
- Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., "Plant Design and Economic for Chemical Engineer's", 3rd ed., Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York, 1968.
- Rahmadi, Anton, dkk. 2019. *Bakteri Asam Laktat dan Mandai Cempedak*. Mulawarman University Press. Samarinda.
- Smith, J. M., and H. C. Van Ness. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 4th ed. Singapore: McGraw Hill Book Company.
- Viajayakumar, J., Aravindan, R., and Viruthagiri, T. 2007. *Lactic acid and its applications in industries*. *Chemical Engineering World*. 42(9):101-103
- W. Xiandong., G. Xuan., and S.K. Rakhshit. 1997. *Direct fermentative production of lactic acid on cassava and other starch substrates*. *Biotechnology Letters*. 18:841-843.
- Wee, Y.J. (2006, March 12). *Biotechnology Production of Lactic Acid and Its Recent Applications*. *Food Technol Biotechnol*, hal, 163-172
- Young-Jung Wee., Jin-Nam Kim., and Hwa-Won Ryu. 2006. *Biotechnological Production of Lactic Acid and Its Recent Applications*. *Biotechnol*. 44(2):163-172



## **LAMPIRAN A**

### LAMPIRAN PERHITUNGAN REAKTOR-3

Fungsi : Untuk memfermentasikan glukosa menjadi asam laktat  
 Jenis : Tangki berpengaduk  
 Kondisi Operasi : Suhu : 40 °C  
 Tekanan : 1 atm

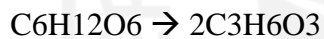
Alasan Pemilihan :

1. Kontrol operasi dan *emergency control* mudah, sehingga lebih konsisten
2. Pengaturan suhu mudah
3. Fleksibilitas jadwal operasi
4. Cocok digunakan untuk menganalisis kinetika reaksi

#### A. Kinetika Reaksi R-03

Reaksi I :

Konversi sebesar 85,7%



Persamaan Laju Reaksi :

Komponen	A	B	n	Tc	Density ( $\rho$ ), kg/m <sup>3</sup>
Karbohidrat					1399,2
Lemak					906,7
Protein					1258,4
Serat					430
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	1719,8
Abu					1013,7775
C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>					1600
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,42169	0,19356	0,2857	925	1.814,6382

C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>					1540
NaOH	0,19975	0,09793	0,25382	2820	1.904,9487
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,26141	0,1	0,28571	3700	2.468,2264
Malt Sprout					689
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>					1620
Biomass					945
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>					1210
Ca(OH) <sub>2</sub>					2240
Total					22.759,6909

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraaksi massa (x)	Mol (kmol/jam)	ρ campuran (x*ρ)	ρ, (kg/m <sup>3</sup> )	Fv (m <sup>3</sup> /jam)
Karbohidrat	314,7431	0,0085	0,0019	11.8625	1399,2	0.2249
Lemak	11,7855	0,0003		0.2878	906,7	0.0130
Protein	22,1845	0,0006		0.7520	1258,4	0.0176
Serat	80,4189	0,0022		0.9315	430	0.1870
H <sub>2</sub> O	29.046,3956	0,7824	1.613,6886	793.1877	1719,8	28.6516
Abu	31,1970	0,0008		1.4452	1013,7775	0.0181
C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	315,6174	0,0085	0,9229	13.6026	1600	0.1973
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>				0.0000	1.814,6382	0.0000
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	5.728,1021	0,1543	32,0632	237.6143	1540	3.7195

NaOH				0.0000	1.904,9487	0.0000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	452,5828	0,0122	3,1872	30.0901	2.468,2264	0.1834
Malt Sprout				0.0000	689	0.0000
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub>	14,2028	0,0004		0.6198	1.620	0.0088
Biomass	293,7586	0,0079		7.4776	945	0.3109
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	540,9682	0,0146	6,0108	17.6319	1.210	0.4471
Ca(OH) <sub>2</sub>	272,4	0,0073	3,6811	16.4360	2.240	0.1216
Total	37.124,3565	1	1.659,5557	1.131,9390	24.249,6909	34,1009

Menghitung kecepatan laju alir volumetrik (Fv) :

$$FV = \frac{\text{Massa} \left( \frac{kg}{jam} \right)}{\text{Densitas} \left( \frac{kg}{m^3} \right)} = 34,1009 \text{ m}^3/\text{jam} = 34.100,9 \text{ L/jam}$$

Menghitung Kecepatan Reaksi

$$k = A e^{-Ea/RT}$$

Berdasarkan jurnal *Kinetics analysis of batch and continous culture of streptococcus* (Rogers et al, 1978) didapatkan nilai  $k_1 = 0,556$  /jam.

Dengan data kinetika

Produksi biomassa :

$$\frac{dx}{dt} = k_1 \left( \frac{S}{k_s + S} \right) \left( \frac{K_p}{K_p + P} \right) x$$

Produksi Laktosa :

$$-\frac{dL}{dt} = \frac{1}{Y_p} \frac{dP}{dt}$$



Produksi Asam Laktat :

$$\frac{dP}{dt} = k_4 \left( \frac{dx}{dt} \right) + k_5 \left( \frac{S}{K_{s'} + S} \right) x$$

Keterangan :

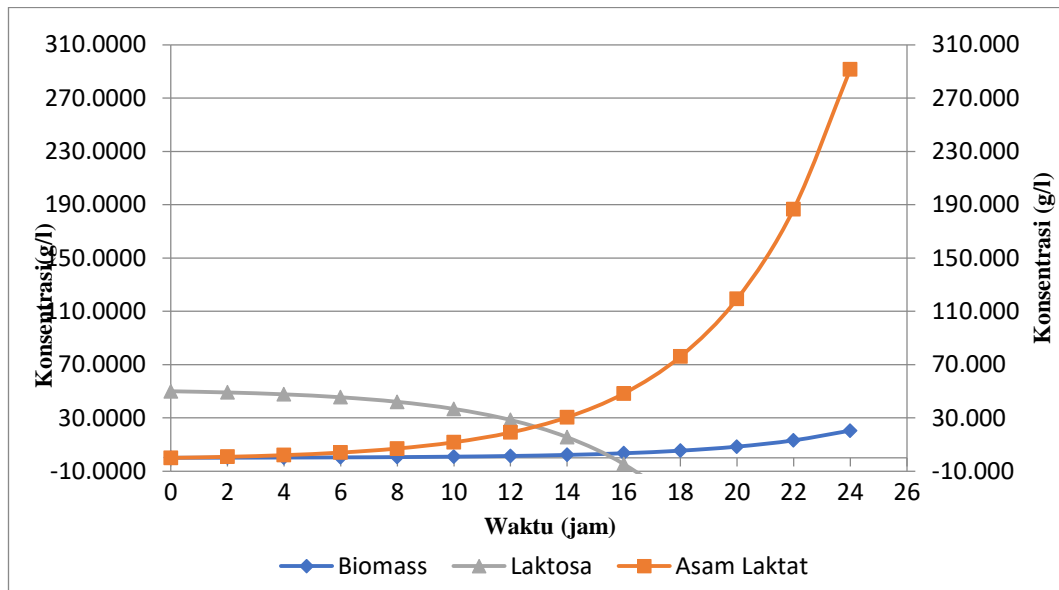
Konsentrasi substrat (S)	= 20 g/l
Konstanta penghambatan substrat (Ks)	= 0,0956 g/l
Konstanta substrat limitasi (Ks')	= 0,371 g/l
Konstanta penghambatan produk (Kp)	= 68,8 g/l
Konsentrasi asam laktat (P)	= 0 g/l
Konsentrasi biomassa (x)	= 0,1 g/l
Konsentrasi Laktosa (L)	= 50 g/l
Konstanta laju reaksi (k1)	= 0,556
Konstanta laju reaksi (k4)	= 2,678
Konstanta laju reaksi (k5)	= 2,542
Yield (Yp)	= 0,883 (g asam laktat/ g substrat)

## B. Optimasi Reaktor

Tujuan dari optimasi reaktor adalah untuk mendapatkan jumlah dan volume yang optimal ditinjau dari konversi dan harga reaktor.

Menentukan waktu reaksi :

Dari data kinetika tersebut dapat diselesaikan menggunakan metode *Ordinary Differential Equation* (ODE) Simultan dikarenakan terdapat 3 data kinetika yang saling berhubungan. Kemudian untuk data produksi sukrosa, kami melakukan pendekatan menggunakan data produksi Laktosa dikarenakan minimnya referensi yang kami dapat. Digunakan ODE Simultan dengan cara metode runge kutta orde 4 dan didapatkan grafik seperti di bawah ini :



Gambar Lampiran 1. Profil Konsentrasi Komponen dengan Proses Fermentasi Berdasarkan Gambar Lampiran 1 tersebut didapatkan waktu reaksi fermentasi yaitu selama 18 jam.

Menghitung Volume Reaktor

$$V = F_v \times \text{waktu pengisian}$$

$$V = 34,1009 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ jam}$$

$$V = 102,3025 \text{ m}^3$$

$$V = 102.302,5 \text{ L}$$

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan optimasi. Dengan harga reaktor yang didapat dari <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html> sebagai pertimbangan jumlah reaktor dengan harga minimal. Dipilih *carbon steel* sebagai bahan reaktor karena harga bahan lebih murah dan ekonomis, komponen feed tidak menyebabkan korosi, dan dapat digunakan dalam tekanan atmosferik.

Menggunakan rumus :

Jumlah reaktor(n)

$$= \frac{\text{Waktu pengisian} + \text{reaksi} + \text{pengosongan} + \text{pembersihan}}{\text{waktu pengisian}}$$

Dimisalkan : waktu pengisian, pengosongan, dan pembersihan = 3 jam

Jumlah reaktor (n) = (3+18+3+3) jam /3 jam = 9 buah reaktor

Penjadwalan Reaktor Batch :

Waktu pengisian : 3 jam

Waktu reaksi : 18 jam

Waktu pengosongan : 3 jam

Waktu pembersihan : 3 jam

Total waktu : 27 jam

Menghitung jumlah reaktor

Jumlah reaktor(n)

$$= \frac{\text{Waktu pengisian} + \text{reaksi} + \text{pengosongan} + \text{pembersihan}}{\text{waktu pengisian}}$$

Jumlah reaktor (n) = 9 buah

Penjadwalan Reaktor :

Reaktor /jam	3	6	9	12	15	18	21	24	27	30	33	36	39	42
1	Yellow	Green	Green	Green	Red	Blue								
2		Yellow	Green	Green	Green	Red	Blue							
3			Yellow	Green	Green	Green	Red	Blue						
4				Yellow	Green	Green	Green	Red	Blue					
5					Yellow	Green	Green	Green	Red	Blue				
6						Yellow	Green	Green	Green	Red	Blue			
7							Yellow	Green	Green	Green	Red	Blue		
8								Yellow	Green	Green	Green	Red	Blue	
9									Yellow	Green	Green	Green	Red	Blue

Keterangan :

Yellow	Waktu pengisian
Green	Waktu reaksi
Red	Waktu pengosongan
Blue	Waktu pembersihan

Dilihat dari segi ekonomi, jumlah reaktor berpengaruh pada harga reaktor. Berdasarkan hasil optimasi, didapatkan harga paling ekonomis dengan menggunakan 9 buah reaktor.

### 1. Menghitung Dimensi Reaktor

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor optimum yaitu 1:1 (D:H = 1:1)

Volume oversized = 40.921,0352 L = 71,087 m<sup>3</sup>

$$V_{over\ design} = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \frac{\sqrt[3]{4V_{overdesign}}}{\pi}$$

$$D = \frac{\sqrt[3]{4 \times 72,683\ m^3}}{3,14}$$

$$\begin{aligned} D &= 3,7355\text{m} \\ &= 147,0704\ \text{in} \\ &= 12,25558\ \text{ft} \end{aligned}$$

D = H

$$\begin{aligned} H &= 3,7355\text{m} \\ &= 147,0704\ \text{in} \\ &= 12,25558\ \text{ft (Brownell, hal 43)} \end{aligned}$$

Bentuk reaktor dipilih vertikal vessel dengan bentuk *torispherical dished head* (Brownell, hal 88), dasar pemilihan digunakan untuk tangki dengan tekanan 1 atm.

### 2. Menghitung Desain Reaktor

$$V_{dish} = 0,000049 \times (14,7330\ \text{ft})^3$$

$$\begin{aligned} V_{dish} &= 0,0902\ \text{ft}^3 \\ &= 0,0025\ \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$$

Dipilih sf : 2 in

$$Sf = 2 \text{ in} = 0,1666 \text{ ft}$$

$$V_{sf} = \left(\frac{3,14}{4}\right) (14,7330 \text{ ft})^2 \left(\frac{0,1666 \text{ ft}}{144}\right)$$

$$V_{sf} = 19,6520 \text{ ft}^3$$

$$= 0,5565 \text{ m}^3$$

$$V_h = V_{dish} + V_{sf}$$

$$V_{head} = 0,0025 \text{ m}^3 + 0,5565 \text{ m}^3$$

$$V_{head} = 0,559 \text{ m}^3$$

$$V_{reaktor} = V_{shell} + 2V_{head}$$

$$V_{reaktor} = 42,0391 \text{ m}^3$$

$$H_c = \frac{V_{cairan}}{V_{shell}} \cdot H_s$$

$$H_c = 3,1129 \text{ m}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka didapatkan spesifikasi sebagai berikut :

Diameter shell : 3,73559 m

Tinggi shell : 3,73559 m

Volume shell : 40,9210 m<sup>3</sup>

Volume head : 0,5590 m<sup>3</sup>

Volume reaktor : 42,0391 m<sup>3</sup>

### 3. Menentukan tebal dinding reaktor

Material yang digunakan adalah Carbon Steel SA 283 Grade C, dikarenakan terdapat bahan yang bersifat korosif.

Ketebalan dinding shell :

Persamaan 14.34 Brownell & Young, 1959:275

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Keterangan :

ts = tebal shell , in

Ri = jari-jari shell =  $D/2 = 1,867$  in

F = allowable stress

= 12650 psi (Tabel 13.1 Brownell&Young, P.251)

E = *joint efisiensi tipe double-butt weld*

= 0,80 (tabel 13.2 Brownell & Young P.254)

C = *corrosion allowance*

= 0,0625 in /10 tahun (tabel 6, Timmerhaus, P.542)

P = tekanan desain

= 23,647 psi

Maka : ts = 0,2345 inch

diambil ts standar :

ts = 1/4 in = 0,25in (tabel 5.6, Brownell & Young, P.88)

4. Menghitung tekanan hidrostatik

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \frac{\rho gh}{gc}$$

Diketahui: Tekanan operasi = 1 atm = 14,696 psi

Dimana  $g/gc = 1$

$$\rho \text{ campuran} = 1.108,5810 \text{ kg/m}^3$$

$$P_{\text{Hidrostatik}} = 5.9634 \text{ Psi}$$

$$P_{\text{design}} = (1 + \text{faktor kelonggaran})(P_h + P_0)$$

$$P_{\text{design}} = 24.7936 \text{ Psi}$$

5. Menghitung Tebal Head

ID shell = 155,5in

OD shell = ID shell + 2 ts OD shell

OD shell = 147,5704 in

Dari tabel 5.7 (Brownell & Young P.88) untuk OD standar sebesar :

OD shell = 156 in  
 = 3,7483 m

Sehingga diperoleh nilai diameter dalam dan tinggi reaktor sesungguhnya sebesar

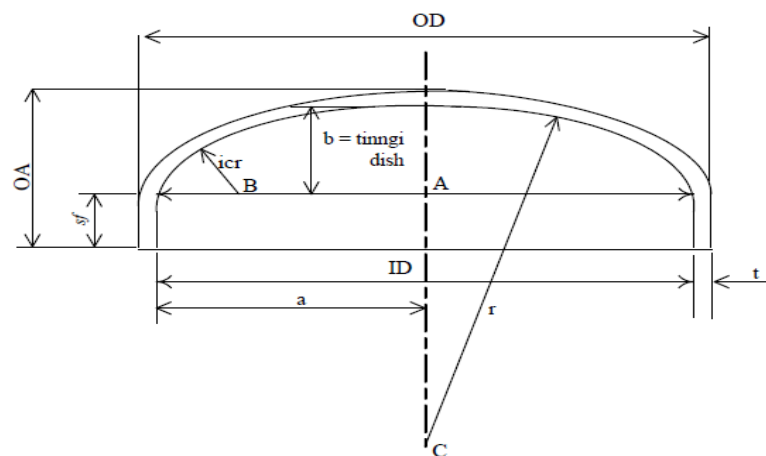
ID shell = OD shell - 2 ts  
 = 155,5 in  
 = 3,9497 m

Serta didapatkan nilai icr dan rc sebagai berikut :

Icr = 11 in  
 r = 170 in

Perancangan head dan bottom tangki Bentuk : *torispherical dishead head*

Dasar pemilihan : digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,020689 atm) – 200 psig (13,60919 atm) dan harga lebih ekonomis.



6. Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

$$th = \frac{Prcw}{2fE - 0,2P} + C \dots (\text{persamaan 7.77, Brownell \& Young P.138})$$

keterangan:

- th = tebal head, m
- w = faktor intensifikasi stress
- f = allowable stress

$$= 12650 \text{ psi}$$

E = *joint efficienci*  
= 0,80

C = *corrosion allowance*  
= 0,0625

P = Tekanan desain = 10,0957 psi

W =  $\frac{1}{4} \left( 3 + \frac{144}{9,375} \right)$   
= 1,729 in

th = 0,1726

th standar = 0,1875 (tabel 5.6, Brownell & Young hal.88)

dipilih sf = 2 in (tabel 5.6, Brownell & Young P.88)

a = ID/2  
= 77,75 in

AB = a – icr  
= 68,375 in

BC = r – icr  
= 134,625 in

AC =  $\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$   
=  $\sqrt{(159)^2 - (78,625)^2}$   
= 115,9687 in

b = r - AC  
= 28,0312 in

7. Menentukan tinggi dan volume *dish head*

OA = th + b + sf (Brownell & Young P.87)

OA = 30,2187 in

Jadi tinggi *dished head*,



$$H_d = 0,7675 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = H_s + 2 \cdot H_d$$

$$= 5,2707 \text{ m}$$

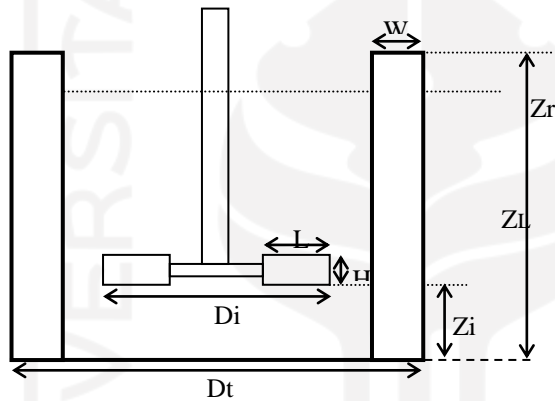
### Desain Sistem Pengaduk

$$\text{Viskositas}_{\text{liquid}} = 0.5484 \text{ cP}$$

$$= 0.000369 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 1.142,3044 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{air}} = 1013.78 \text{ kg/m}^3$$



Keterangan :

$D_i$  = Diameter pengaduk

$D_t$  = Diameter reaktor

$Z_l$  = Tinggi cairan

$W_b$  = Lebar baffle

$Z_i$  = Jarak pengaduk dari dasar tangki

$w_i$  = Tinggi pengaduk

$L$  = Lebar pengaduk

Dimensi :

$$D_i = D_t/3 \quad (\text{Brown fig. 477 p. 507})$$

$$= 51,833 \text{ in}$$

$$= 1.3166 \text{ m}$$

$$= 4.3183 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 Z_l &= 3,6 \times D_i \\
 &= 186,6 \text{ in} \\
 &= 51,7115 \text{ m} \\
 &= 15,5460 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Z_i &= 1,3 \times D_i \quad (\text{Brown fig. 477 p. 507}) \\
 &= 67,383 \text{ in} \\
 &= 1,7115 \text{ m} \\
 &= 5,6138 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_b &= 0,17 \times D_i \quad (\text{Brown fig. 477 p. 507}) \\
 &= 8,8116 \text{ in} \\
 &= 0,2238 \text{ m} \\
 &= 0,7341 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= 0,25 \times D_i \quad (\text{Metcalf and Eddy, 1991}) \\
 &= 12,9583 \text{ in} \\
 &= 0,3291 \text{ m} \\
 &= 1,0796 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_i &= 0,2 \times D_i \quad (\text{Geankoplis tab. 3.4-1 p. 144}) \\
 &= 10,36 \text{ in} \\
 &= 0,2633 \text{ m} \\
 &= 0,8637 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Jumlah *Baffle* = 4 buah

8. Menentukan jumlah pengaduk

$$\begin{aligned}
 WELH &= h_{\text{cairan}} \times s_g \\
 &= 3,5080 \times 1.1143 \\
 &= 3,5080 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jumlah impeller adalah 1 buah.

$$N = \frac{600}{(\pi \times Da)} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Da}}$$

$$= 51,0739 \text{ rpm}$$

$$= 0.8512 \text{ rps}$$

Menentukan *Reynold Number*

$$Re = \frac{NDi^2\rho}{\mu}$$

$$Re = 3.071.651,413$$

Menentukan *power*

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

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

$$= 12.309,1401 \text{ ft.lbf/s}$$

$$= 22,3802 \text{ Hp}$$

*Effisiensi motor* = 88%

*Power standar* = 30 Hp

### Neraca Panas

Keterangan	Q <sub>masuk</sub> (kJ/jam)	Q <sub>keluar</sub> (kJ/jam)
Umpan	1.979.850,73	
Produk		2.022.966,20
Q Reaksi	37.742.180,34	
Q Pendingin		37.699.064,87
Total	39.722.031,07	39.722.031,07

Komponen`	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	40	313	104
Suhu fluida panas keluar reaktor	40	313	104
Suhu fluida dingin masuk	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar	35	308	95

$$\Delta T_{LMTD} = 12,98 \text{ F}$$

Menghitung kebutuhan pendingin

$$Q_{\text{pendingian}} = 37.699.064,87 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = 21,0625 \text{ kJ/kg}$$

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$\text{Massa pendingin} = 1.789.700,551 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.945.572,834 \text{ lb/jam}$$

Menghitung Luas Transfer Panas

Untuk fluida panas medium organics (viskositasnya 0,5-1 cP) dan fluida dingin air, nilai UD = 50-125 Btu/ft<sup>2</sup> .°F.jam (Kern table 8 pg 840).

Diambil UD = 70 Btu/ft<sup>2</sup> .°F.jam

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 15,1274 \text{ m}^2$$

Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = (\pi \cdot OD \cdot Hs) + \frac{\pi \cdot OD^2}{4}$$

$$A = 13,3934 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas lebih dari luas selubung reaktor maka menggunakan coil pendingin.

Menghitung Volume Air Pendingin

$$V \text{ air pendingin} = m \text{ air pendingin} / r \text{ air pendingin}$$

$$V \text{ air pendingin} = 10949,46449 / 1000 = 3945 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

Menghitung Coil Pendingin

Menghitung diameter dalam koil (ID)

$$ID = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

$$ID = 0,4048 \text{ m}$$

Pengambilan NPS : 20 in

Schedule Number : 20

OD : 20 in

ID : 19,25 in

L/D : 7,4805

Menghitung Hi

$$\begin{aligned} \rho \text{ air pendingin} &= 445,634 \text{ kg/m}^3 \\ &= 27,8076 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu \text{ air pendingin} &= 0,774 \text{ cp} \\ &= 1,8746 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

$$k \text{ air pendingin} = 0,6162 \text{ Btu/ft.jam.oF}$$

$$C_p \text{ air pendingin} = 337,1919 \text{ btu/lb.F}$$

Gt = kecepatan aliran massa/luas penampang

$$Gt = M/A = 1.952.448,9075 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$v = Gt/\rho = 70.212,8404 \text{ ft/jam}$$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan.

$$\text{Ret} = \frac{\text{ID.Gt}}{\mu}$$

Re = 1.670/714,51 (Aliran Turbulen karena >2100)

$$jH = 800$$

$$jH = \frac{h_i D}{k} \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{-1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

$$h_i = jH \left( \frac{k}{ID} \right) \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_i = 3.099,2808 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Menentukan hio hio

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

Untuk koil, harga hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi : 2.983 Btu/ft<sup>2</sup>·jam.°F

$$h_{io \text{ koil}} = h_{io \text{ pipa}} \left( 1 + 3.5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiral koil}}} \right)$$

Kern, pg. 721

Diambil :

D spiral koil = 75% \* Diameter tangki

D spiral koil : 116,625 inch

:9,714 ft

hio koil : 4.707,078 Btu/ft<sup>2</sup> · jam.°F

Menentukan ho

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas di reaktor.

$$h_o = 0.87 \left( \frac{k}{D} \right) \left( \frac{L p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

$$L_p = D_i = 4,3183 \text{ ft}$$

$$N = 0,9333 \text{ rps} = 3.360 \text{ rpj}$$

$$\rho = 1.131,9390 \text{ kg/m}^3 = 70,6329 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,6674 \text{ cP} = 1,615 \text{ lb/ft.jam}$$

$$c_p = 137,0037 \text{ kJ/kg} = 32,7164 \text{ Btu/lb.F}$$

$$k = 0,7804 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F}$$

$$OD = 156 \text{ in} = 13 \text{ ft}$$

$$D = 19,25 \text{ in} = 13 \text{ ft}$$

$$\mu/\mu_w = 1,6150$$

Sehingga, didapatkan :

$$h_o = 40.920 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menentukan  $U_c$

Koefisien panas keadaan bersih

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io \text{ coil}}}{h_o + h_{io \text{ coil}}}$$

$$U_c = 2.780,3703 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menentukan  $U_d$

$$U_d = \frac{h_D \cdot U_c}{h_D + U_c}$$

$R_d \text{ min organic} = 0,001$  (Kern, hal 845)

$$U_d = 2.603,4740 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menentukan Luas Bidang Transfer Panas

$$A = Q_{\text{total}} / (U_d \times \Delta T_{\text{LMTD}}) = 208,2762 \text{ ft}^2$$

Menentukan Panjang koil

$$L \text{ pipa koil} = A/a' = 418,2253 \text{ ft} = 127,4751 \text{ m}$$

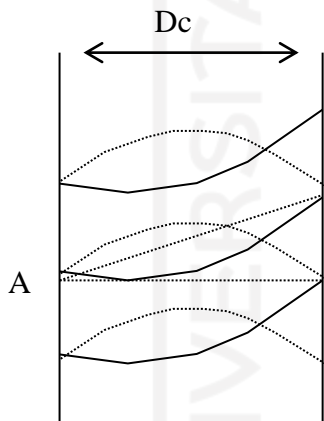
Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

$$D_c = 0,7 * (\text{ID tangki reaktor})$$

$$D_c : 2,6149 \text{ in} = 0,2179 \text{ ft}$$

$$AB = ID$$

$$BC = x$$



$$\text{busur AB} = \frac{1}{2}\pi D_c$$

$$\text{busur AC} = \frac{1}{2}\pi AC$$

$$\text{Diambil : } x = 0,5 * OD$$

$$x : 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$$

Panjang satu putaran

$$K \text{ lilitan} = 1/2 \text{ putaran miring} + 1/2 \text{ putaran datar}$$

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi(AC)$$

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi((D_c^2 + x^2)^{1/2})$$

$$K \text{ lilitan} : 1,6944 \text{ ft} = 20,333 \text{ in} = 0,5164 \text{ m}$$

Menentukan banyaknya lilitan

$$L_{\text{pipa koil}} / K \text{ lilitan} = 9,756 \approx 10 \text{ lilitan}$$



Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan Setelah Ada Koil

Tinggi tumpukan koil =  $(N \text{ lilitan} - 1) \cdot x + N \text{ lilitan} \cdot OD$

Tinggi cairan dalam shell akan naik karena adanya volume dari koil.

Asumsi : Semua koil tercelup di dalam cairan

V cairan dalam shell : 40,9210 m<sup>3</sup>

V koil : 49,8655 m<sup>3</sup>

A shell : 10,9544m<sup>2</sup>

Z<sub>c</sub> : 8,2877m = 326,2868 in

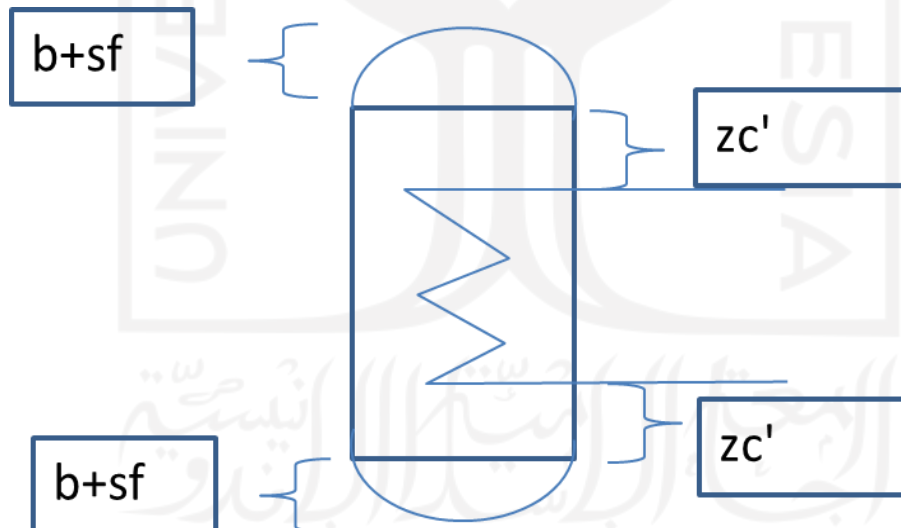
Tinggi cairan di dalam reaktor setelah ada koil

$Z_c^2 = 356,3180 \text{ in} = 9,054 \text{ m}$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil = (tinggi cairan stl ada koil-tumpukan koil)/2

h<sub>k</sub> : 0,8422 m

b+sf : 30,03 inch = 0,4109 m



Asumsi dikatakan benar jika :

1. Tinggi Tumpukan koil < Tinggi Cairan
2. Jarak dasar tangki ke bagian bawah koil (h<sub>k</sub>) > (b+sf)

Menentukan Pressure Drop

$Re = 1.670.714,51$

Untuk  $Re$  tersebut, maka dapat dihitung nilai koefisien friksi :

Koefisien friksi ( $f$ ) :  $0,0041 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

Karena yang mengalir dalam tube adalah steam,  $s = 1$  dan perbedaan suhu tidak terlalu besar, sehingga bias diasumsikan  $\mu = \mu_w$ , maka  $\theta_t = 1$ .

Didapatkan nilai  $\Delta P_t$  sebesar  $0,0492 \text{ psi} < 2 \text{ psi}$





## **LAMPIRAN B**

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Dian Fitria Ningrum

No. Mhs : 18521084




2. Nama Mahasiswa : Lutfiyah Nur Kamaliya









No. Mhs : 18521091

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ASAM  
LAKTAT (*LACTIC ACID*) DARI PATI  
SINGKONG (*CASSAVA STARCH*) DENGAN  
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **5 Juni 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **2 Desember 2022**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	13 Desember 2022	Perkenalan setiap kelompok mengenai judul Prarancangan pabrik	
2.	30 Desember 2022	Bimbingan mengenai kapasitas pabrik	
3.	19 Januari 2022	Bimbingan terkait kapasitas pabrik dan termodinamika, serta kinetika reaksi	
4.	26 Januari 2022	Bimbingan terkait termodinamika dan kinetika reaksi	
5.	4 Februari 2022	Persetujuan luaran tahap 1,2, dan 3	
6.	19 Februari 2022	Bimbingan terkait Blok Flow Diagram	
7.	23 Februari 2022	Revisi Blok Flow Diagram	
8.	27 Februari 2022	Bimbingan terkait Neraca massa	
9.	14 Maret 2022	Revisi Neraca massa 1	

10.	15 Maret 2022	Revisi Neraca massa 1	
11.	17 Maret 2022	Revisi Neraca massa 3	
12.	23 Maret 2022	Revisi Neraca massa 4	
13.	14 April 2022	Persetujuan luaran tahap 4 dan 5 dan bimbingan spesifikasi reaktor	
14.	13 Mei 2022	Bimbingan terkait spesifikasi reaktor	
15.	30 Mei 2022	Bimbingan terkait kinetika reaksi	
16.	6 Juni 2022	Bimbingan terkait spesifikasi evaporator, RDVF, dan Filter Press	
17.	9 Juni 2022	Bimbingan terkait evaporator	
18.	10 Juni 2022	Persetujuan luaran tahap 6 dan 7	
19.	16 Juni 2022	Bimbingan terkait PEFD	
20.	27 Juni 2022	Bimbingan terkait revisi PEFD, alat transportasi, alat penyimpanan.	
21.	3 Juli 2022	Bimbingan terkait revisi PEFD, tata letak dan utilitas	

**Disetujui Draft Penulisan :**

**Yogyakarta, 27 Juli 2022**

**Dosen Pembimbing 1**



**Khamdan Cahyari, Dr., S.T., M.Sc.**











### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN









1. Nama Mahasiswa : Dian Fitria Ningrum  
 No. Mhs : 18521084
2. Nama Mahasiswa : Lutfiyah Nur Kamaliya  
 No. Mhs : 18521091

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ASAM LAKTAT  
 (*LACTIC ACID*) DARI PATI SINGKONG (*CASSAVA STARCH*) DENGAN KAPASITAS 35.000  
 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **5 Juni 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **2 Desember 2022**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	21 Desember 2021	Perkenalan setiap kelompok mengenai judul Prarancangan pabrik	
2.	13 Januari 2022	Bimbingan terkait kapasitas pabrik	
3.	26 Januari 2022	Bimbingan terkait draft kapasitas pabrik, termodinamika dan reaksi, dan spesifikasi produk (Bab I – II)	
4.	2 Februari 2022	Review terkait kapasitas pabrik, termodinamika dan reaksi, dan spesifikasi produk (Bab I – II) sebelum luaran dikumpulkan	
5.	4 Februari 2022	Persetujuan luaran tahap 1,2, dan 3	
6.	17 Februari 2022	Terkait persamaan persepsi, merefresh kembali materi terkait pemilihan alat, dan diskusi mengenai diagram alir <i>via zoom</i> .	
7.	25 Februari 2022	Bimbingan terkait diagram alir	
8.	25 Maret 2022	Bimbingan terkait Neraca massa	
9.	8 April 2022	Revisi Neraca massa	
10.	14 April 2022	Persetujuan luaran tahap 4 dan 5	

11.	15 April 2022	Revisi Neraca massa	
12.	19 Mei 2022	Bimbingan terkait spesifikasi reaktor	
13.	13 Juni 2022	Persetujuan luaran tahap 6 dan 7	
14.	16 Juni 2022	Review terkait semua alat besar	
15.	29 Juni 2022	Bimbingan terkait alat transportasi dan alat penyimpanan	
16.	4 Juli 2022	Bimbingan terkait draft PEFD, alat transportasi, alat penyimpanan, Neraca Panas, Tata Letak, Utilitas	
17.	18 Juli 2022	Bimbingan terkait Evaluasi Ekonomi	
18.	20 Juli 2022	Revisi terkait Evaluasi Ekonomi	

**Disetujui Draft Penulisan :**

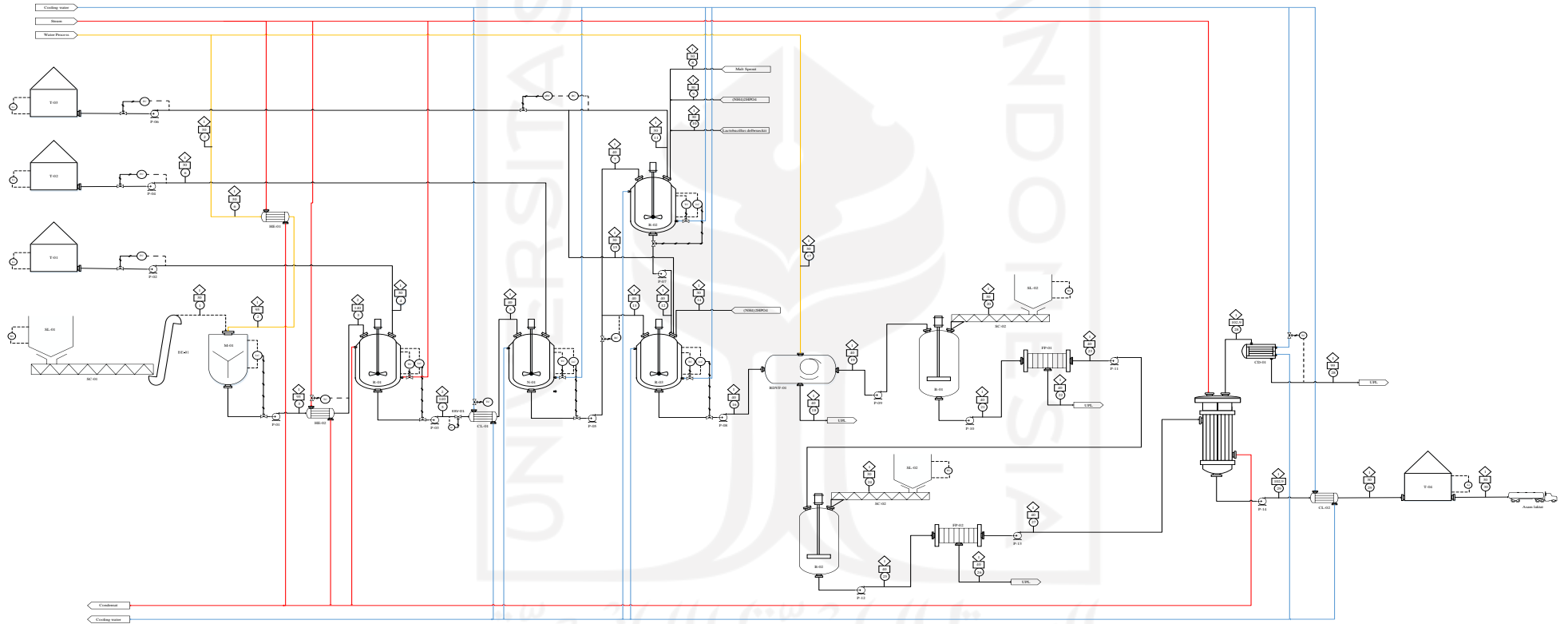
**Yogyakarta, 27 Juli 2022**

**Dosen Pembimbing 2**



**Dyah Retno Sawitri, S.T.M.Eng.**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM LAKTAT (LACTIC ACID) DARI PATI SINGKONG (CASSAVA STARCH)  
DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**



Keterangan	Tipe																														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	
Volume	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	1.250	
...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
Total	3.912	21.801	19.212	118	13.933	363	5.012	2	1	1017	5.514	9.762	28.729	11	5.964	11.122	421	4.048	14.027	8.308	19.097	7.041	11.910	5.988	17.064	7.041	10.511	22.813	8.418	8.418	

Keterangan Simbol	Berikan Keterangan
[Symbol]	M-01 Mekanisme
[Symbol]	P-01 Pompa
[Symbol]	F-01 Filter
[Symbol]	D-01 Drying
[Symbol]	S-01 Silo
[Symbol]	T-01 Tank
[Symbol]	C-01 Control
[Symbol]	W-01 Water
[Symbol]	S-01 Steam
[Symbol]	CW-01 Cooling Water
[Symbol]	W-01 Waste Water

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS BINA SARASWATI  
VOUGLAKARA**

**PROJEK PERENCANAAN ALIRAN DAN RANCANGAN  
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM LAKTAT (LACTIC ACID) DARI PATI SINGKONG  
DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

**DISUSUN OLEH:**

1. Nama: [Name]  
2. NPM: [NPM]

**DOSEN PEMBIMBING:**

1. Nama: [Name]  
2. NPM: [NPM]

Date: [Date]  
Page: [Page]