

**PRA RANCANGAN  
PABRIK PEMBUATAN ASAM LAKTAT  
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**



**SKRIPSI**

**Dibuat untuk Memenuhi Syarat Mengikuti Ujian Sarjana  
Pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik  
Universitas Sriwijaya**

**Oleh :**

**RIZKY HIDAYAT**

**03031182025020**

**KGS MALIK ATA AL-RAHMAN**

**03031282025036**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

**2024**

**HALAMAN PENGESAHAN**

**PRA RANCANGAN**

**PABRIK ASAM LAKTAT KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

**Diajukan untuk Melengkapi Salah Satu Syarat**

**Memperoleh Gelar Sarjana**

**Oleh:**

Rizky Hidayat

03031182025020

Kgs Malik Ata Al-Rahman

03031282025036

Palembang, 22 November 2024

Pembimbing,

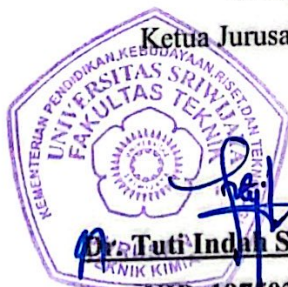


**Prof. Dr. Ir. Hj. Susila Arita R, DEA.**

**NIP. 196010111985032002**

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



**Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., IPM**

**NIP. 197402012000122001**

## HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Asam Laktat dan Asam Format Kapasitas 100.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan oleh Kgs Malik Ata Al-Rahman dan Rizky Hidayat dihadapan Tim Penguji Sidang Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 18 November 2024. Dengan ini menyatakan bahwa :

1. Prof. Ir. Subriyer Nasir, M.S, Ph.D  
NIP. 196009091987031004
2. Rizka Wulandari Putri, S.T, M.T  
NIP. 199007112019032018
3. Dr. Prahady Susmanto, S.T, M.T  
NIP. 198208042012121001

(  )

(  )  
21/11/24

(  )

Mengetahui

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., IPM  
NIP. 197502012000122001

Palembang, November 2024

Pembimbing Tugas Akhir

(  )

Prof. Dr. Ir. Hj. Susila Arita, R., DEA  
NIP. 196010111985032002

## LEMBAR PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa :

**Rizki Hidayat**                      **03031182025020**

**Kgs Malik Ata Al-Rahman** **03031282025036**

Judul:

**“PRA RANCANGAN PABRIK ASAM LAKTAT DAN ASAM FORMAT  
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN”**

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 18 November 2024 oleh Dosen Penguji:

1. Prof. Ir. Subriyer Nasir, M.S, Ph.D  
NIP. 196009091987031004
2. Rizka Wulandari Putri, S.T, M.T  
NIP. 199007112019032018
3. Dr. Prahady Susmanto, S.T, M.T  
NIP. 198208042012121001

(  )  
24-11-24  
(  )  
(  )

Palembang, November 2024

Pembimbing Tugas Akhir



Prof. Dr. Ir. Hj. Susila Arita, R., DEA

NIP. 196010111985032002

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Rizky Hidayat

NIM : 03031182025020

Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Laktat Kapasitas  
100.000 Ton/Tahun

Dengan ini menyatakan bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya dan *partner* atas nama **Kgs Malik Ata Al-Rahman** didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai sistem yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, November 2024



Rizky Hidayat

NIM. 03031182025020



## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Kgs Malik Ata Al-Rahman  
NIM : 03031282025036  
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Asam Laktat Kapasitas  
100.000 Ton/Tahun

Dengan ini menyatakan bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya dan *partner* atas nama Rizky Hidayat didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai sistem yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, November 2024



Kgs Malik Ata Al-Rahman

NIM. 03031282025036

## RINGKASAN

### PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN ASAM LAKTAT KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Karya Tulis Ilmiah Berupa Skripsi, November 2024

Rizky Hidayat dan Kgs Malik Ata Al-Rahman ;

Dibimbing oleh Prof. Dr. Ir. Hj. Susila Arita R, DEA.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

## ABSTRAK

Pabrik pembuatan Asam Laktat dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun ini direncanakan berdiri pada tahun 2029 di daerah Industri Gresik, Kec. Manyar, Kabupaten Gresik, Provinsi Jawa Timur, Indonesia dengan perkiraan luas area sebesar 19,10 Ha. Bahan baku untuk pembuatan Asam Laktat adalah Gliserol, KOH dan Karbon dioksida. Proses pembuatan Asam Laktat ini mengacu pada Patent US 2023/0026024 A1. Reaksi berlangsung dalam reaktor jenis *continuous stirred tank reactor* dengan kondisi operasi (200 °C, 63 atm). Pabrik ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *Line and Staff*, dipimpin oleh seorang Direktur dengan total karyawan 195 orang. Berdasarkan Analisis ekonomi, pabrik Asam Laktat ini layak untuk didirikan karena telah memenuhi parameter kelayakan ekonomi yaitu:

- *Total Capital Investment (TCI)* = US\$ 115.321.109,96
- Hasil penjualan per tahun = US\$ 689.263.774,13
- *Total Production Cost (TPC)* = US\$ 610.142.975,02
- *Annual Cash Flow* = US\$ 64.818.979,38
- *Pay Out Time (POT)* = 2.0141 tahun
- *Rate of Return on Investment (ROR)* = 48,03 %
- *Discounted Cash Flow - ROR* = 55,78 %
- *Break Event Point (BEP)* = 36,39 %
- *Service Life* = 11 tahun

**Kata Kunci** : Asam Laktat, *Continuous Stirred Tank Reactor*, Perseroan Terbatas

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
KATA PENGANTAR .....	iii
RINGKASAN.....	iv
ABSTRAK.....	iv
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR TABEL.....	xvii
DAFTAR GAMBAR .....	xviii
DAFTAR NOTASI.....	xix
DAFTAR LAMPIRAN.....	xxvi
BAB I.....	27
PEMBAHASAN UMUM .....	27
1.1. Latar Belakang .....	27
1.2. Sejarah dan Perkembangan.....	2
1.3. Tujuan dan Manfaat Pendirian Pabrik.....	4
1.3.1. Tujuan Pendirian Pabrik.....	4
1.3.2. Manfaat Pendirian Pabrik.....	4
1.4. Proses dan Metode Pembuatan Asam Laktat .....	4
1.4.1. Proses Kimia .....	5



1.4.2.	Proses Fermentasi .....	5
1.4.3.	Dehidrogenasi Gliserol.....	6
1.4.4.	Transfer Hidrogenasi CO <sub>2</sub> Gliserol.....	6
1.4.5.	Konversi Simultan 2P2S ( <i>two-pot/two-step</i> ).....	7
1.5.	Sifat Fisika dan Kimia .....	9
BAB II.....		13
PERENCANAAN PABRIK .....		13
2.1.	Alasan Pendirian Pabrik .....	13
2.2.	Penentuan Kapasitas Produksi.....	14
2.3.	Pemilihan Bahan Baku .....	18
2.4.	Pemilihan Proses .....	19
2.5.	Uraian Proses.....	20
2.5.1	Persiapan Bahan Baku.....	20
2.5.2.	Reaksi.....	20
BAB III .....		26
LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....		26
3.1.	Lokasi Pabrik.....	26
3.1.1.	Ketersediaan Bahan Baku .....	27
3.1.2.	Tenaga Kerja .....	27
3.1.3.	Akses Transportasi dan Distribusi Pasar.....	28
3.1.4.	Ketersediaan Utilitas .....	28
3.1.5.	Pembuangan Limbah.....	28
3.1.6	Perluasan Area Pabrik.....	29
3.1.7	Sarana dan Prasarana.....	29
3.1.8	Peraturan Pemerintah .....	29

3.1.9	Peta Lokasi Pendirian Pabrik .....	29
3.1.10	Peta Rencana Lokasi Bahan Baku.....	30
3.2.	Tata Letak Pabrik .....	32
3.2.1.	Tata Letak Peralatan.....	34
3.2.2.	Gambar Tata Letak Pabrik .....	34
3.3.	Kebutuhan Luas Area Pabrik .....	35
BAB IV .....		36
NERACA MASSA DAN PANAS.....		36
4.1.	Neraca Massa .....	36
4.1.1.	Neraca Massa Mixing Tank (MT-01) .....	36
4.1.2.	Neraca Massa Reaktor-01 (R-01).....	36
4.1.3.	Neraca Massa Flash Tank-01 (FT-01).....	36
4.1.4.	Neraca Massa Flash Tank-02 (FT-02).....	37
4.1.5.	Neraca Massa Condensor-05 (CD-05) .....	37
4.1.6.	Neraca Massa Rotary Drum Filter-01 (RDVF-01).....	37
4.1.7.	Neraca Massa Mixing Point-02 (MP-02) .....	37
4.1.8.	Neraca Massa Reaktor-02 (R-02).....	38
4.1.9.	Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter-03 (RDVF-03).....	38
4.1.10.	Neraca Massa Mixing Point-02 (MP-02).....	39
4.1.11.	Neraca Massa Reaktor-03 (R-03) .....	39
4.1.12.	Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter-05 (RDVF-05).....	39
4.1.13.	Neraca Massa Kolom Distilasi-01 (KD-01).....	40
4.1.14.	Neraca Massa Accumulator-01 (ACC-01).....	40
4.1.15.	Neraca Massa Condensor-01 (CD-01).....	40
4.1.16.	Neraca Massa Reboiler-01 (RB-01).....	41

4.1.17.	Neraca Massa Mixixng Point-04 (MP-04).....	41
4.1.18.	Neraca Massa Reaktor-04 (R-04) .....	41
4.1.19.	Neraca Massa Kolom Distilasi-02 (KD-02).....	42
4.1.20.	Neraca Massa Condensor-02 (CD-02).....	42
4.1.21.	Neraca Massa Accumulator-02 (ACC-02).....	42
4.1.22.	Neraca Massa Reboiler-02 (RB-02).....	43
4.1.23.	Neraca Massa Mixing Point-05 (MP-05).....	43
4.1.24.	Neraca Massa Kolom Distilasi-03 (KD-03).....	43
4.1.25.	Neraca Massa Condensor-03 (CD-03).....	44
4.1.26.	Neraca Massa Accumulator-03 (ACC-03).....	44
4.1.27.	Neraca Massa Reboiler-03 (RB-03).....	44
4.1.28.	Neraca Massa Kolom Distilasi-04 (KD-04).....	45
4.1.29.	Neraca Massa Condensor-04 (CD-04).....	45
4.1.30.	Neraca Massa Accumulator-04 (ACC-04).....	45
4.1.31.	Neraca Massa Reboiler-04 (RB-04).....	46
4.1.32.	Neraca Massa Mixing Tank-02 (MT-02).....	46
4.1.33.	Neraca Massa Reaktor-05 (R-05) .....	46
4.1.34.	Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter-02 (RDVF-02).....	46
4.1.35.	Neraca Massa Flash Tank-03 (FT-03) .....	47
4.1.36.	Neraca Massa Mixing Point-01 (MP-01).....	47
4.1.37.	Neraca Massa Reaktor-06 (R-06) .....	47
4.1.38.	Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter-04 (RDVF-04).....	48
4.2	Neraca Panas .....	48
4.2.1.	Neraca Panas Heater-01 (H-01).....	48
4.2.2.	Neraca Panas Mixing Tank-01 (MT-01) .....	48
4.2.3.	Neraca Panas Reaktor-01 (R-01).....	49

4.2.4. Neraca Panas Flash Tank-01 (FT-01) .....	49
4.2.5. Neraca Panas Cooler-02 (C-02) .....	49
4.2.6. Neraca Panas Flash Tank-02 (FT-02) .....	50
4.2.7. Neraca Panas Condenser-05 (CD-05) .....	50
4.2.8. Neraca Panas Cooler-03 (C-03) .....	50
4.2.9. Neraca Panas Mixing Tank-02 (MT-02) .....	50
4.2.10. Neraca Panas Cooler-01 (C-01) .....	51
4.2.11. Neraca Panas Reaktor-05 (R-05) .....	51
4.2.12. Neraca Panas Heater-02 (H-02) .....	51
4.2.13. Neraca Panas Heater-02(2) (H-02(2)) .....	52
4.2.14. Neraca Panas Heater-02(3) (H-02(3)) .....	52
4.2.15. Neraca Panas Mixing Point-02 (MP-02) .....	52
4.2.16. Neraca Panas Heater-03 (H-03) .....	53
4.2.17. Neraca Panas Reaktor-02 (R-02) .....	53
4.2.18. Neraca Panas Mixing Point-03 (MP-03) .....	53
4.2.19. Neraca Panas Heater-04 (H-04) .....	53
4.2.20. Neraca Panas Reaktor-03 (R-03) .....	54
4.2.21. Neraca Panas Cooler-06 (C-06) .....	54
4.2.22. Neraca Panas Reaktor-04 (R-04) .....	54
4.2.23. Neraca Panas Flash Tank-03 (FT-03) .....	55
4.2.24. Neraca Panas Cooler-04 (C-04) .....	55
4.2.25. Neraca Panas Cooler-04(2) (C-04(2)) .....	55
4.2.26. Neraca Panas Cooler-04(3) (C-04(3)) .....	55
4.2.27. Neraca Panas Mixing Point-01 (MP-01) .....	56
4.2.28. Neraca Panas Reaktor-06 (R-06) .....	56
4.2.29. Neraca Panas Heater-06 (H-06) .....	56

4.2.30.	Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter-01 (RDVF-01).....	56
4.2.31.	Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter-02 (RDVF-02).....	57
4.2.32.	Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter-03 (RDVF-03).....	57
4.2.33.	Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter-04 (RDVF-04).....	57
4.2.34.	Nereaca Panas Rotary Drum Vacuum Filter-05 (RDVF-05).....	57
4.2.35.	Neraca Panas Mixing Point-04 (MP-04).....	58
4.2.36.	Neraca Panas Cooler-05 (C-05) .....	58
4.2.37.	Neraca Panas Cooler-07 (C-07) .....	58
4.2.38.	Neraca Panas Heater-05 (H-05) .....	58
4.2.39.	Neraca Panas Heater-06 (H-06) .....	59
4.2.40.	Neraca Panas Mixing Point-05 (MP-05).....	59
4.2.41.	Neraca Panas Heater-07 (H-07) .....	59
4.2.42.	Neraca Panas Cooler-09 (C-09) .....	60
4.2.43.	Neraca Panas Cooler-10 (C-10) .....	60
4.2.44.	Neraca Panas Cooler-11 (C-11) .....	60
4.2.45.	Neraca Panas Cooler-12 (C-12) .....	60
4.2.46.	Neraca Panas Cooler-13 (C-13) .....	61
4.2.47.	Neraca Panas Kompresor-01 (K-01).....	61
4.2.48.	Neraca Panas Cooler-14 (C-14) .....	61
4.2.49.	Neraca Panas Kompresor-02 (K-02).....	61
4.2.50.	Neraca Panas Cooler-15 (C-15) .....	62
4.2.51.	Neraca Panas Kolom Destilasi-01 (KD-01).....	62
4.2.52.	Neraca Panas Reboiler-01 (RB-01).....	62
4.2.53.	Neraca Panas Condensor-01 (CD-01).....	63
4.2.54.	Neraca Panas Accumulator-01 (ACC-01).....	63
4.2.55.	Neraca Panas Kolom Destilasi-02 (KD-02).....	63

4.2.56.	Neraca Panas Reboiler-02 (RB-02).....	64
4.2.57.	Neraca Panas Condensor-02 (CD-02).....	64
4.2.58.	Neraca Panas Accumulator-02 (ACC-02).....	64
4.2.59.	Neraca Panas Kolom Destilasi-03 (KD-03).....	64
4.2.60.	Neraca Panas Reboiler-03 (RB-03).....	65
4.2.61.	Neraca Panas Condensor-03 (CD-03).....	65
4.2.62.	Neraca Panas Accumulator-03 (ACC-03).....	65
4.2.63.	Neraca Panas Kolom Destilasi-04 (KD-04).....	66
4.2.64.	Neraca Panas Reboiler-04 (RB-04).....	66
4.2.65.	Neraca Panas Condensor-04 (CD-04).....	66
4.2.66.	Neraca Panas Accumulator-04 (ACC-04).....	66
BAB V.....		68
UTILITAS.....		68
5.1.	Unit Pengolahan Air ( <i>Water Treatment Plant</i> ).....	68
5.1.1.	Air pendingin .....	68
5.1.2.	Air umpan boiler .....	71
5.1.3.	Air domestik.....	72
5.1.4.	Air demin .....	73
5.1.5.	Total air yang disuplai unit utilitas .....	73
5.2.	Unit Penyediaan Steam .....	74
5.3.	Unit Penyediaan Tenaga Listrik .....	74
5.3.1.	Kebutuhan Listrik Peralatan.....	74
5.3.2.	Penerangan Pabrik.....	75
5.3.3.	Total Kebutuhan Listrik untuk Penerangan .....	76
5.4.	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	77



5.4.1. Bahan bakar untuk boiler .....	77
5.4.2. Bahan bakar untuk generator .....	77
5.4.3. Total kebutuhan bahan bakar .....	78
<b>BAB VI .....</b>	<b>79</b>
<b>SPESIFIKASI PERALATAN.....</b>	<b>79</b>
6.1. SILO TANK-01 (ST-01).....	79
6.2. SILO TANK-02 (ST-02).....	79
6.3. SILO TANK – 03 (ST-03) .....	80
6.4. SILO TANK – 04 (ST-04) .....	80
6.5. MIXING TANK-01 (MT-01) .....	81
6.6. MIXING TANK-02 (MT-02) .....	82
6.7. TANGKI-01 (T-01).....	83
6.8. TANGKI-02 (T-02).....	84
6.9. TANGKI-03 (T-03).....	84
6.10. TANGKI-04 (T-04).....	85
6.11. TANGKI-05 (T-05).....	86
6.12 TANGKI-06 (T-06).....	86
6.13 TANGKI-07 (T-07).....	87
6.14 TANGKI – 08 (T-08) .....	87
6.15 KOMPRESSOR-01 (K-01) .....	88
6.16 KOMPRESSOR-02 (K-02).....	88
6.17 REAKTOR-01 (R-01) .....	89
6.18 REAKTOR-02 (R-02) .....	90
6.19 REAKTOR-03 (R-03) .....	91
6.20 REAKTOR-04 (R-04) .....	92

6.21	REAKTOR-05 (R-05) .....	93
6.22	REAKTOR-06 (R-06) .....	95
6.23	FLASH TANK-01 (FT-01) .....	96
6.24	FLASH TANK-02 (FT-02) .....	96
6.25	FLASH TANK-03 (FT-03) .....	97
6.26	COOLER-01 (C-01) .....	98
6.27	COOLER-02 (C-02) .....	98
6.28	COOLER-03 (C-03) .....	99
6.29	COOLER-032 (C-032) .....	99
6.30	COOLER-033 (C-033) .....	100
6.31	COOLER-05 (C-05) .....	101
6.32	COOLER-06 (C-06) .....	101
6.33	COOLER-07 (C-07) .....	102
6.34	COOLER-08 (C-08) .....	102
6.35	HEATER-01 (H-01) .....	103
6.36	HEATER-02 (H-02) .....	104
6.37	HEATER-022 (H-022) .....	105
6.38	HEATER-023 (H-023) .....	105
6.39	HEATER-03 (H-03) .....	106
6.40	HEATER-04 (H-04) .....	106
6.41	KOLOM DISTILASI-01 (KD-01) .....	107
6.42	KOLOM DISTILASI-02 (KD-02) .....	108
6.43	KOLOM DISTILASI-03 (KD-03) .....	109
6.44	KOLOM DISTILASI-04 (KD-04) .....	110
6.45	REBOILER-01 (RB-01) .....	111
6.46	REBOILER-02 .....	112

6.47	REBOILER-03 (RB-03)	112
6.48	REBOILER-04 (RB-04)	113
6.49	CONDENSER-01 (CD-01)	114
6.50	CONDENSER-02 (CD-02)	114
6.51	CONDENSER-03 (CD-03)	115
6.52	CONDENSER-04 (CD-04)	115
6.53	CONDENSER-05 (CD-05)	116
6.54	ACCUMULATOR-01 (ACC-01)	116
6.55	ACCUMULATOR-02 (ACC-02)	117
6.56	ACCUMULATOR-03 (ACC-03)	117
6.57	ACCUMULATOR-04 (ACC-04)	118
6.58	POMPA-01 (P-01)	119
6.59	POMPA-02 (P-02)	119
6.60	POMPA-03 (P-03)	120
6.61	POMPA-04 (P-04)	120
6.62	POMPA-05 (P-05)	121
6.63	POMPA-06 (P-06)	122
6.64	POMPA-07 (P-07)	122
6.65	POMPA-08 (P-08)	123
6.66	POMPA-09 (P-09)	124
6.67	POMPA-10 (P-10)	124
6.68	POMPA-11 (P-11)	125
6.69	POMPA-12 (P-12)	125
6.70	POMPA-13 (P-13)	126
6.71	ROTARY DRUM VACUUM FILTER-01 (RDVF-01)	127
6.72	ROTARY DRUM VACUUM FILTER-02 (RDVF-02)	127

6.73	ROTARY DRUM VACUUM FILTER-03 (RDVF-03)	128
6.74	ROTARY DRUM VACUUM FILTER-04 (RDVF-04)	128
6.75	ROTARY DRUM VACUUM FILTER-05 (RDVF-05)	129
BAB VII.....		130
ORGANISASI PERUSAHAAN.....		130
7.1.	Bentuk Perusahaan	130
7.2.	Struktur Organisasi	131
7.2.1.	Organisasi Garis dan staff ( <i>Line and staff</i> )	131
7.2.2.	Organisasi Lini atau Garis.....	132
7.2.3.	Organisasi Fungsional.....	133
7.3.	Tugas dan Wewenang	133
7.3.1.	Dewan Komisaris	133
7.3.2.	Direktur Utama.....	133
7.3.3.	Manajer Produksi dan Teknik	134
7.3.4.	Manajer Umum dan Kepegawaian.....	135
7.3.5.	Manajer Keuangan dan Pemasaran	136
7.3.6.	Kepala Seksi.....	137
7.3.7.	Sekretaris.....	137
7.3.8	Operator atau Pegawai	138
7.4.	Sistem Kerja.....	138
7.4.1	Waktu Kerja Karyawan Shift	138
7.4.2	Waktu Kerja Karyawan Non-shift	139
7.5.	Penentuan Jumlah Buruh.....	139
7.5.1	Pengelompokkan Buruh Pabrik.....	139
7.5.2	Metode Penentuan Jumlah Buruh	140

BAB VIII.....	145
ANALISA EKONOMI .....	145
8.1.    Keuntungan (Profitabilitas).....	146
8.1.1.    Total Penjualan Produk.....	146
8.1.2.    Perhitungan Annual Cash Flow .....	146
8.2.    Lama Waktu Pengembalian Modal .....	147
8.2.1.    Perhitungan Depresiasi.....	147
8.2.2.    Lama Pengangsuran Pengembalian Modal .....	148
8.2.3.    Pay Out Time (POT) .....	149
8.3.    Total Modal Akhir.....	149
8.3.1.    Net Profit Over Total Life of Project (NPOTLP) .....	150
8.3.2.    Total Capital Sink .....	151
8.4.    Laju Pengembalian Modal.....	151
8.4.1.    Rate of Return Investment (ROR).....	151
8.4.2.    Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF-ROR).....	152
8.5.    Break Event Point (BEP).....	153
BAB IX .....	155
KESIMPULAN .....	155
DAFTAR PUSTAKA .....	156

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 2.1</b> Data Impor dan Ekspor Asam Laktat di Indonesia .....	14
<b>Tabel 2.2</b> Data Pertumbuhan Rata-Rata Asam Laktat.....	15
<b>Tabel 2.3</b> Data Impor <i>Polylactic Acid</i> (PLA) di Indonesia .....	17
<b>Tabel 2.4</b> Data Pertumbuhan Rata-Rata <i>Polylactic Acid</i> (PLA).....	17
<b>Tabel 5.1</b> Data Kebutuhan Air Pendingin Peralatan .....	68
<b>Tabel 5.2</b> Data Kebutuhan Steam.....	71
<b>Tabel 5.3</b> Data Kebutuhan Listrik .....	74
<b>Tabel 5.4</b> Kebutuhan Penerangan.....	75
<b>Tabel 7. 1</b> Pembagian Jam Kerja Pekerja Shift .....	138
<b>Tabel 7.2</b> Perincian Jumlah Karyawan.....	141
<b>Tabel 8.1.</b> Tabel Penjualan Produk.....	146
<b>Tabel 8. 2</b> Rincian Angsuran Pengembalian Modal (US\$) .....	148
<b>Tabel 8. 3</b> Kesimpulan Analisa Ekonomi.....	154



## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1.1</b> Reaksi Dehidrogenasi gliserol .....	8
<b>Gambar 1.2</b> Reaksi Esterifikasi Kalium Laktat menggunakan $H_2SO_4$ .....	8
<b>Gambar 1.3</b> Reaksi Esterifikasi Kalium Laktat menggunakan $CO_2$ .....	8
<b>Gambar 1.4</b> Reaksi Hidrolisis Butil Laktat membentuk Asam Laktat .....	8
<b>Gambar 1.5</b> Reaksi Hidrogenasi $KHCO_3$ .....	8
<b>Gambar 1.6</b> Reaksi Asidifikasi Kalium Format membentuk Asam Format .....	8
<b>Gambar 2.1</b> Grafik Data Impor Asam Laktat 2019-2023.....	14
<b>Gambar 2.2</b> Grafik Data Ekspor Asam Laktat 2019-2023 .....	15
<b>Gambar 3.1</b> Rencana Lokasi Pabrik Asam Laktat (Sumber: Google Earth, 2024) .....	30
<b>Gambar 3.2</b> Jarak Lokasi Pabrik Penyedia Bahan Baku Gliserol Menuju Lokasi Pabrik Asam Laktat (Sumber: Google Maps, 2024).....	30
<b>Gambar 3.3</b> Jarak Lokasi Pabrik Penyedia Bahan Baku Kalium Hidroksida dan Kalium Bikarbonat Menuju Lokasi Pabrik Asam Laktat (Sumber: Google Maps, 2024) .....	30
<b>Gambar 3.4</b> Jarak Lokasi Pabrik Penyedia Bahan Baku Asam Sulfat Menuju Lokasi Pabrik Asam Laktat (Sumber: Google Maps, 2024).....	31
<b>Gambar 3.5</b> Jarak Lokasi Pabrik Penyedia Bahan Baku Butanol Menuju Lokasi Pabrik Asam Laktat (Sumber: Google Maps, 2024).....	31
<b>Gambar 3.6</b> Jarak Lokasi Pabrik Penyedia Bahan Baku Karbon dioksida Menuju Lokasi Pabrik Asam Laktat (Sumber: Google Maps, 2024).....	32
<b>Gambar 3.7</b> Tata Letak Pabrik.....	34
<b>Gambar 7.1</b> Struktur Organisasi Perusahaan.....	144
<b>Gambar 8.1</b> Grafik Break Event Point (BEP) Pabrik Pembuatan Asam Laktat Kapasitas 100.000 ton/tahun .....	153

## DAFTAR NOTASI

### 1. ACCUMULATOR

Cc	: Tebal korosi maksimum, in
Ej	: Efisiensi pengelasan
ID, OD	: Diameter dalam, diameter luar, m
L	: Panjang accumulator, m
P	: Tekanan desain, psi
S	: Tegangan kerja yang diizinkan, psi
T	: Temperatur operasi, °C
t	: Tebal dinding accumulator, cm
V	: Volume total, m <sup>3</sup>
VS	: Volume silinder, m <sup>3</sup>
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
$\mu$	: Viskositas, Cp
$\theta$	: Fase disperse

### 2. KOMPRESSOR

BHP	: Brake Horse Power, power yang dibutuhkan, HP
k	: Konstanta Kompresi
n	: Jumlah stage
$\eta$	: Efisiensi kompresor
P <sub>IN</sub>	: Tekanan masuk, bar
P <sub>OUT</sub>	: Tekanan keluar, bar
T <sub>1</sub>	: Temperatur masuk kompresor, °C
T <sub>2</sub>	: Temperatur keluar kompresor, °C
P <sub>w</sub>	: Power kompresor, HP
Q	: Kapasitas kompresor, lb/menit
R <sub>c</sub>	: Rasio kompresi
W	: Laju alir massa, lb/jam
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>

### 3. FLASH TANK

A <sub>t</sub>	: Luas area vessel total, m
----------------	-----------------------------

$A_v$	:	Luas cross sectional vessel minimum, $m^2/s$
$C_c$	:	Allowable corrosion, m
$D$	:	Diameter vessel, m
$E$	:	Joint efficient
$Fl_v$	:	Parameter aliran
$H$	:	Tinggi vessel, m
$H_L$	:	Tinggi liquid, m
$H_v$	:	Tinggi vapor, m
$OD$	:	Outside Diamter, m
$P$	:	Tekanan vessel, atm
$Q$	:	Laju alir volumetric, $m^3/jam$
$S$	:	Working stress allowable, psi
$r$	:	Jari-jari vessel, m
$t$	:	Tebal vessel, m
$T$	:	Temperatur vessel, K
$u_f$	:	Kecepatan flooding, m/s
$U_{v \max}$	:	Laju alir volumetric maksimum, $m^3/s$
$V_L$	:	Volume liquid, $m^3$
$W$	:	Laju alir massa, $kg/jam$
$\rho$	:	Densitas, $kg/m^3$

#### **4. HEAT EXCHANGER (HEATER, COOLER, REBOILER DAN CONDENSER)**

$W, w$	:	Laju alir massa di shell, tube, $kg/jam$
$T_1, t_1$	:	Temperatur masuk shell, tube, $^{\circ}C$
$T_2, t_2$	:	Temperatur keluar shell, tube, $^{\circ}C$
$Q$	:	Beban panas, kW
$U_o$	:	Koefisien overall perpindahan panas, $W/m^2.^{\circ}C$
$\Delta T_{lm}$	:	Selisih log mean temperatur, $^{\circ}C$
$A$	:	Luas area perpindahan panas, $m^2$
$ID$	:	Diameter dalam tube, m
$OD$	:	Diameter luar tube, m
$L$	:	Panjang tube, m

$p_t$	: Tube pitch, m
$A_o$	: Luas satu buah tube, $m^2$
$N_t$	: Jumlah tube, buah
$V, v$	: Laju alir volumetrik shell, tube, $m^3/jam$
$u_t, U_s$	: Kelajuan fluida shell, tube, m/s
$D_b$	: Diameter bundel, m
$D_s$	: Diameter shell, m
$N_{RE}$	: Bilangan Reynold
$N_{PR}$	: Bilangan Prandtl
$N_{NU}$	: Bilangan Nusselt
$h_i, h_o$	: Koefisien perpindahan panas shell, tube, $W/m^2.^{\circ}C$
$l_b$	: Jarak baffle, m
$D_e$	: Diameter ekivalen, m
$k_f$	: Konduktivitas termal, $W/m.^{\circ}C$
$\rho$	: Densitas, $kg/m^3$
$\mu$	: Viskositas, cP
$C_p$	: Panas spesifik, $kJ/kg.^{\circ}C$
$h_{id}, h_{od}$	: Koefisien dirt factor shell, tube, $W/m^2.^{\circ}C$
$k_w$	: Konduktivitas bahan, $W/m.^{\circ}C$
$\Delta P$	: Pressure drop, psi

## 5. KOLOM DISTILASI

$A_a$	: Active area, $m^2$
$A_d$	: Downcomer area, $m^2$
$A_{da}$	: Luas aerasi, $m^2$
$A_h$	: Hole area, $m^2$
$A_n$	: Net area, $m^2$
$A_t$	: Tower area, $m^2$
$C_c$	: Tebal korosi maksimum, in
$D$	: Diameter kolom, m
$d_h$	: Diameter hole, mm
$E$	: Total entrainment, kg/s
$E_j$	: Efisiensi pengelasan

$F_{iv}$	: Parameter aliran
$H$	: Tinggi kolom, m
$h_a$	: Aerated liquid drop, m
$h_f$	: Froth height, m
$h_q$	: Weep point, cm
$h_w$	: Weir height, m
$L_w$	: Weir height, m
$N_m$	: Jumlah tray minimum, stage
$Q_p$	: Faktor aerasi
$R$	: Rasio refluks
$R_m$	: Rasio refluks minimum
$U_f$	: Kecepatan massa aerasi, m/s
$V_d$	: Kelajuan downcomer
$\Delta P$	: Pressure drop, psi
$\psi$	: Fractional entrainment

## 6. MIXING TANK

$C$	: Corrosion maksimum, in
$D_t$	: Diameter tangki, m
$D_i$	: Diameter impeller, m
$E$	: Joint efisiensi
$G$	: Lebar baffle pengaduk, m
$H$	: Tinggi head, m
$H_L$	: Tinggi liquid, m
$H_s$	: Tinggi silinder, m
$H_T$	: Tinggi tangki, m
$N$	: Kecepatan putaran pengaduk, rpm
$P$	: Tekanan desain, psi
$r$	: Panjang blade pengaduk, m

$r_b$	:	Posisi baffle dari dinding tangki, m
$r_i$	:	jari-jari vessel, in
$S$	:	Working stress allowable, psi
$T$	:	tebal dinding tangki, m
$V_s$	:	Volume silinder, $m^3$
$V_E$	:	Volume ellipsoidal, $m^3$
$V_t$	:	Volume tangki total, $m^3$
$W_b$	:	Lebar baffle, m
$\rho$	:	Densitas, $kg/m^3$
$\mu$	:	Viskositas, $kg/m \cdot s$

## 7. POMPA

$A$	:	Area alir pipa, $in^2$
$BHP$	:	Brake Horse Power, HP
$D_{opt}$	:	Diameter optimum pipa, in
$f$	:	Faktor friksi
$g$	:	Percepatan gravitasi $ft/s^2$
$g_c$	:	Konstanta percepatan gravitasi, $ft/s^2$
$H_d, H_s$	:	Head discharge, suction, ft
$H_f$	:	Total friksi, ft
$H_{fc}$	:	Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft
$H_{fe}$	:	Friksi karena ekspansi tiba-tiba, ft
$H_{ff}$	:	Friksi karena fitting dan valve, ft
$H_{fs}$	:	Friksi pada permukaan pipa, ft
$ID$	:	Diameter dalam, in
$K_C, K_E$	:	Konstanta kompresi, ekspansi, ft
$L$	:	Panjang pipa, m
$L_e$	:	Panjang ekuivalen pipa, m
$MHP$	:	Motor Horse Power, HP
$NPSH$	:	Net positive suction head, $ft.lbf/lb$



$N_{RE}$	: Bilangan Reynold
OD	: Diameter luar, in
$P_{uap}$	: Tekanan uap, psi
$Q_f$	: Laju alir volumetrik, $ft^3/s$
$V_d$	: Discharge velocity, $ft/s$
$V_s$	: Suction velocity, $ft/s$
$\varepsilon$	: Equivalent roughness, ft
$\eta$	: Efisiensi pompa
$\mu$	: Viskositas, $kg/ms$
$\rho$	: Densitas, $kg/m^3$

## 8. REAKTOR

CA0	: konsentrasi awal umpan masuk, $kmol/m^3$
C	: Tebal korosi yang dizinkan, mm
FA0	: Laju alir umpan, $kmol/jam$
Hr	: Tinggi Reaktor, m
ID	: Inside Diameter, m
k	: Konstanta laju reaksi, $m^3/kmol.s$
N	: Bilangan Avogadro
OD	: Outside Diameter, m
P	: Tekanan, atm
$Q_f$	: Laju volumetrik feed, $m^3/jam$
Re	: Bilangan Reynold
S	: Working Stress yang diizinkan, atm
T	: Temperatur. $^{\circ}C$
t	: Tebal dinding vessel, mm
$V_t$	: Volume reaktor, $m^3$
X	: Konversi
$\rho$	: Densitas, $kg/m^3$
$\sigma$	: Diameter Partikel, cm

## 9. TANKI

$C_c$	: Tebal korosi maksimum, in
-------	-----------------------------

D	:	Diameter tangki, m
E <sub>j</sub>	:	Efisiensi pengelasan
P	:	Tekanan desain, psi
S	:	Tegangan kerja diizinkan, psi
t	:	Tebal dinding tangki, cm
V	:	Volume tangki, m <sup>3</sup>
W	:	Laju alir massa, kg/jam
ρ	:	Densitas

## DAFTAR LAMPIRAN

<b>LAMPIRAN I PERHITUNGAN NERACA MASSA .....</b>	<b>157</b>
<b>LAMPIRAN II PERHITUNGAN NERACA PANAS .....</b>	<b>240</b>
<b>LAMPIRAN III SPESIFIKASI PERALATAN .....</b>	<b>277</b>
<b>LAMPIRAN IV PERHITUNGAN EKONOMI .....</b>	<b>499</b>
<b>LAMPIRAN V TUGAS KHUSUS.....</b>	<b>520</b>

# BAB I

## PEMBAHASAN UMUM

### 1.1. Latar Belakang

Peningkatan jumlah penduduk dan kebutuhan energi global telah mengakibatkan peningkatan konsumsi bahan bakar fosil dan emisi karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) yang terus meningkat. Hal ini mendorong banyak industri untuk mencari alternatif bahan baku yang lebih ramah lingkungan dan berkelanjutan, termasuk dalam produksi bahan kimia dasar. Salah satu pendekatan yang terus dikembangkan adalah pemanfaatan gliserol, sebagai hasil sampingan industri biodiesel, untuk menghasilkan senyawa bernilai tinggi seperti asam laktat dan asam format melalui konversi dengan CO<sub>2</sub> (Park dkk, 2023).

Asam laktat (LA) dan asam format (FA) adalah dua senyawa penting dengan berbagai aplikasi industri. Asam laktat banyak digunakan di industri makanan, farmasi, dan pembuatan bioplastik seperti *polylactic acid* (PLA) yang ramah lingkungan. Sementara itu, asam format memiliki aplikasi luas dalam industri kulit, tekstil, dan sebagai media penyimpanan hidrogen (H<sub>2</sub>) yang potensial karena kemampuannya sebagai pembawa hidrogen. Permintaan global terhadap kedua senyawa ini diperkirakan akan terus meningkat seiring berkembangnya kebutuhan akan produk-produk berbasis bio.

Teknologi konvensional untuk produksi asam laktat menggunakan fermentasi karbohidrat, yang meskipun efektif, memiliki beberapa kekurangan seperti rendahnya produktivitas dan munculnya limbah seperti gypsum. Di sisi lain, produksi asam format secara tradisional masih mengandalkan bahan bakar fosil, yang memiliki dampak negatif terhadap lingkungan. Paten US 2023/0026024 A1 mengusulkan proses konversi simultan dua langkah antara CO<sub>2</sub> dan hidrokarbon seperti gliserol melalui reaksi hidrogenasi dan dehidrogenasi. Pendekatan ini memungkinkan pemanfaatan CO<sub>2</sub> sebagai sumber bahan baku yang ramah lingkungan, sekaligus memanfaatkan gliserol dari biodiesel sebagai sumber hidrogen, sehingga mengurangi jejak karbon dan meningkatkan nilai ekonomi dari limbah industri.

Penelitian terbaru yang dikembangkan oleh *Korea Research Institute of Chemical Technology* mengusulkan proses hidrogenasi transfer dengan dua tahap reaksi (*two-pot/two-step*, 2P2S) untuk menghasilkan asam laktat dan asam format dari gliserol dan CO<sub>2</sub>. Proses ini tidak hanya menunjukkan peningkatan *yield*, tetapi juga menekankan efisiensi dalam penggunaan katalis serta pemisahan produk yang lebih mudah. Penggunaan CO<sub>2</sub> sebagai bahan baku dalam tahap esterifikasi juga menurunkan konsumsi H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan mengurangi limbah K<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, yang membuat proses ini lebih ramah lingkungan dan ekonomis. Evaluasi ekonomi dan analisis siklus hidup menunjukkan bahwa integrasi biomassa dan CO<sub>2</sub> dalam proses produksi kimia memiliki potensi keuntungan ekonomi tinggi serta dampak perubahan iklim yang lebih rendah dibandingkan proses konvensional.

Dengan memperhatikan manfaat ekonomi dan keberlanjutan dari penggunaan gliserol dan CO<sub>2</sub>, skripsi ini bertujuan untuk merancang sebuah proses yang optimal dalam menghasilkan asam laktat dan asam format melalui pendekatan 2P2S, seperti yang disarankan dalam jurnal referensi dan paten utama. Pengembangan proses ini diharapkan dapat menjadi alternatif yang lebih ramah lingkungan serta menjawab kebutuhan akan produk kimia berbasis bio yang terus meningkat.

## **1.2. Sejarah dan Perkembangan**

Asam laktat pertama kali diidentifikasi pada tahun 1780 oleh kimiawan Swedia Carl Wilhelm Scheele, yang berhasil mengisolasi senyawa ini dari susu asam. Sejak saat itu, asam laktat menarik perhatian karena sifatnya yang multifungsi dan penggunaannya dalam berbagai industri, seperti makanan, farmasi, dan kosmetik. Produksi awal asam laktat dilakukan melalui fermentasi gula oleh bakteri asam laktat, menggunakan mikroorganisme seperti *Lactobacillus*. Namun, proses fermentasi ini memiliki keterbatasan dalam hal produktivitas dan memerlukan kondisi lingkungan yang spesifik, sehingga hanya cocok untuk skala kecil hingga menengah.

Seiring meningkatnya permintaan asam laktat, terutama untuk produksi bioplastik berbasis *polylactic acid* (PLA), metode fermentasi mengalami perkembangan pesat pada abad ke-20 dengan adopsi bioreaktor modern dan modifikasi genetik mikroorganisme untuk menghasilkan produk dengan optik

murni (asam l-laktat atau d-laktat). Pada akhir abad ke-20, penelitian mulai mengarah pada metode sintesis kimia sebagai alternatif, termasuk konversi gliserol sebagai produk samping biodiesel melalui proses dehidrogenasi. Pendekatan ini menawarkan keuntungan dalam pemanfaatan limbah industri biodiesel dan mengurangi ketergantungan pada sumber bahan baku pertanian.

Pendekatan terbaru dalam produksi asam laktat adalah integrasi CO<sub>2</sub> dalam proses produksi. Penelitian oleh Korea Research Institute of Chemical Technology menunjukkan bahwa proses dua tahap (*two-pot/two-step*) yang menggabungkan dehidrogenasi gliserol dan hidrogenasi CO<sub>2</sub> dapat menghasilkan asam laktat secara efisien. Proses ini, dengan menggunakan katalis seperti Pt/ZrO<sub>2</sub>, mampu mengurangi konsumsi H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan menurunkan produksi limbah, menjadikannya lebih ramah lingkungan dan ekonomis. Teknologi ini dinilai memiliki potensi besar untuk diterapkan dalam skala industri sebagai alternatif produksi asam laktat yang lebih berkelanjutan.

Asam format, yang juga dikenal sebagai asam semut, pertama kali diidentifikasi pada abad ke-15 melalui distilasi semut merah, dengan nama yang diambil dari bahasa Latin *formica* (semut). Kimiawan Inggris John Ray berhasil mengisolasi asam ini pada tahun 1671. Hingga abad ke-20, asam format dihasilkan dengan mereaksikan natrium format dengan asam sulfat. Namun, pada 1920-an, proses yang lebih efisien dikembangkan melalui hidrolisis metil format yang diperoleh dari reaksi karbon monoksida (CO) dan metanol. Proses ini menjadi standar produksi industri asam format, meskipun mengandalkan bahan bakar fosil sebagai bahan baku utama.

Seiring perkembangan teknologi dan meningkatnya perhatian terhadap dampak lingkungan, penelitian beralih ke penggunaan CO<sub>2</sub> sebagai sumber karbon alternatif. Teknologi hidrogenasi CO<sub>2</sub>, terutama dalam bentuk kalium bikarbonat, untuk menghasilkan asam format telah banyak dikembangkan, dengan katalis seperti Pd/C yang meningkatkan efisiensi konversi. Pendekatan ini dianggap lebih ramah lingkungan karena memanfaatkan CO<sub>2</sub> yang diambil dari atmosfer atau emisi industri, sekaligus mengurangi ketergantungan pada bahan bakar fosil.

Dalam beberapa tahun terakhir, asam format mulai dipertimbangkan sebagai pembawa hidrogen yang potensial dalam teknologi penyimpanan energi.



Kemampuan asam format untuk menyimpan dan melepaskan hidrogen melalui reaksi reversibel menjadikannya solusi ideal untuk penyimpanan energi yang aman dan efisien. Dengan meningkatnya kebutuhan akan sistem penyimpanan energi berkelanjutan, peran asam format diharapkan semakin penting dalam teknologi energi hijau. Teknologi hidrogenasi CO<sub>2</sub> juga terus dikembangkan, dan penelitian terbaru menunjukkan bahwa proses integratif produksi asam laktat dan asam format dapat menjadi alternatif yang layak untuk produksi kimia berbasis bio yang lebih ramah lingkungan dan ekonomis.

### **1.3. Tujuan dan Manfaat Pendirian Pabrik**

#### **1.3.1. Tujuan Pendirian Pabrik**

1. Memenuhi kebutuhan asam laktat dan asam format dalam negeri serta mengurangi ketergantungan impor
2. Menciptakan peluang kerja bagi Masyarakat Indonesia.
3. Meningkatkan produktivitas sumber daya manusia dan memanfaatkan sumber daya alam.
4. Memajukan ilmu pengetahuan dan teknologi pada sektor industri kimia.

#### **1.3.2. Manfaat Pendirian Pabrik**

1. Meningkatkan kualitas sumber daya manusia di Indonesia dengan membuka lapangan kerja.
2. Mengembangkan industri asam laktat dan asam format yang berdampak positif bagi perekonomian Indonesia.
3. Mengundang konsumen asam laktat dan asam format dari luar negeri untuk membeli produk dari Indonesia.
4. Memberikan kesempatan kepada masyarakat Indonesia untuk berkontribusi dalam pengembangan industri.
5. Memperkenalkan Indonesia sebagai negara maju dalam bidang industri.
6. Memberikan kesempatan kepada masyarakat Indonesia untuk berperan serta dalam pengembangan sektor industri.

### **1.4. Proses dan Metode Pembuatan Asam Laktat**

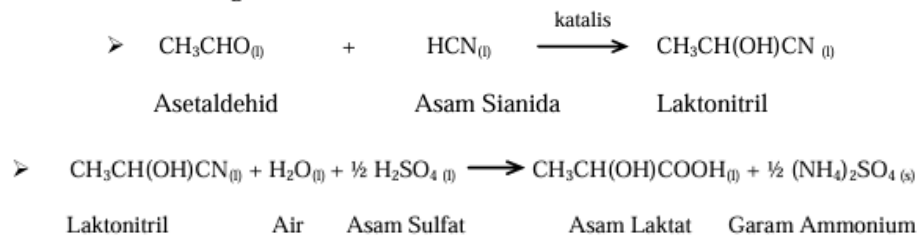
Asam laktat dapat dihasilkan baik melalui proses sintesis kimia maupun fermentasi oleh mikroba (Tokiwa & Calabia, 2007). Sintesis kimia menghasilkan

campuran racemik dengan isomer DL asam laktat, sementara fermentasi menghasilkan D(-) atau L(+)-asam laktat tergantung pada jenis bakteri dan bahan dasar yang digunakan (Tokiwa & Calabia, 2007).

#### 1.4.1. Proses Kimia

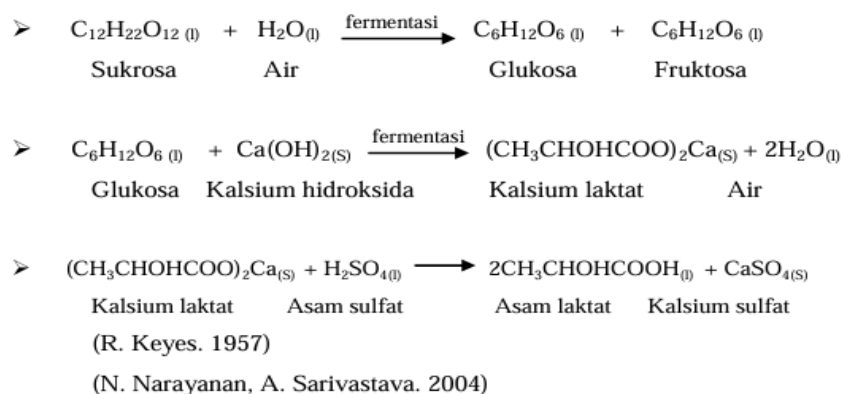
Sejak tahun 1960-an, produksi asam laktat telah dilakukan melalui proses sintesis kimia. Sintesis kimia menghasilkan produk DL-asam laktat (campuran racemik dari asam laktat) dan telah diadopsi oleh perusahaan seperti Mussashino di Jepang dan Sterling Chemical Inc di Amerika Serikat. Proses komersial ini berbasis pada penggunaan lactonitrile sebagai bahan baku utama. Proses industri sintesis asam laktat melibatkan reaksi antara asetaldehida dan hidrogen sianida dalam fase cair dengan tekanan tinggi. Lactonitrile kemudian dipulihkan dan dimurnikan melalui proses distilasi. Langkah selanjutnya adalah hidrolisis menggunakan asam sulfat atau asam klorida untuk menghasilkan asam laktat dan garam ammonium (Narayanan & Sarivastava, 2004).

Reaksi sebagai berikut :



#### 1.4.2. Proses Fermentasi

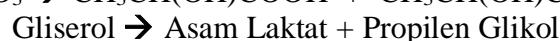
Asam laktat bisa dihasilkan melalui fermentasi berbagai jenis karbohidrat seperti sukrosa, glukosa, atau laktosa. Sumber-sumber gula ini dapat ditemukan dalam molase, jagung, kentang, dan whey susu (Keyes, 1957). Proses pembuatan asam laktat melalui fermentasi dengan bakteri melibatkan reaksi:



#### 1.4.3. Dehidrogenasi Gliserol

Dalam paten yang diterbitkan oleh (Ye dkk, 2016), gliserol dikonversi menjadi asam laktat dan propilen glikol melalui proses dehidrogenasi dengan menggunakan katalis heterogen yang terdiri dari CuO (tembaga oksida) dan CaO (kalsium oksida). Reaksi dehidrogenasi ini berlangsung tanpa memerlukan pasokan hidrogen eksternal, di mana gliserol berperan sebagai donor hidrogen untuk menghasilkan asam laktat dan propilen glikol sebagai produk akhir.

Reaksi utama :



Proses ini berlangsung pada suhu antara 180 hingga 220 °C dan dalam kondisi tekanan atmosfer. Katalis CuO/CaO digunakan untuk memfasilitasi reaksi. Kelebihan dari metode ini adalah tidak adanya kebutuhan hidrogen eksternal, yang membuatnya lebih hemat energi dan memungkinkan pemanfaatan gliserol sebagai hasil sampingan dari industri biodiesel. Namun, tantangan utama dari proses ini terletak pada stabilitas katalis dalam aplikasi skala besar. Selain itu, proses ini tidak memanfaatkan CO<sub>2</sub> sebagai bahan baku, sehingga kurang berkontribusi dalam pengurangan emisi karbon.

#### 1.4.4. Transfer Hidrogenasi CO<sub>2</sub> Gliserol

Heltzel dkk (2020) mengeksplorasi metode transfer hidrogenasi CO<sub>2</sub> menggunakan gliserol dalam kondisi berair, di mana CO<sub>2</sub> dikonversi menjadi asam format dan asam laktat dengan bantuan katalis kompleks berbasis rutenium (Ru) yang larut dalam air. Proses ini menarik karena gliserol berperan sebagai sumber hidrogen, sehingga memungkinkan pembentukan dua produk kimia dalam satu proses.

Kelebihan utama dari metode ini adalah pemanfaatan CO<sub>2</sub> sebagai bahan baku, yang secara langsung membantu mengurangi dampak lingkungan. Selain itu, proses ini menghasilkan dua produk bernilai tinggi, yaitu asam laktat dan asam format, dari satu aliran reaksi. Namun, metode ini memiliki beberapa kekurangan, terutama yield produk yang relatif rendah, yakni sekitar 50–60% untuk asam laktat dan 25–35% untuk asam format. Hal ini disebabkan oleh konfigurasi reaksi satu pot satu langkah (1P1S) yang membatasi kondisi optimal untuk setiap reaksi. Di samping itu, kondisi reaksi yang kompleks menjadikan proses ini sulit untuk

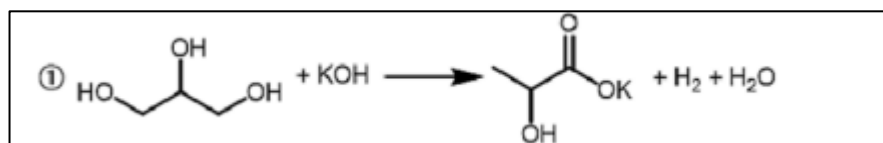
menyeimbangkan kondisi optimal antara dehidrogenasi gliserol dan hidrogenasi CO<sub>2</sub>, yang merupakan tantangan tambahan dalam penerapan metode ini.

#### 1.4.5. Konversi Simultan 2P2S (*two-pot/two-step*)

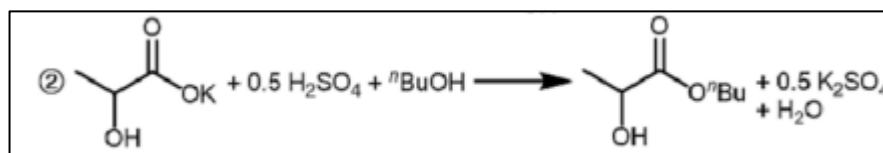
Penelitian terbaru oleh Park dkk (2023) mengusulkan metode 2P2S yang membagi reaksi dehidrogenasi gliserol dan hidrogenasi CO<sub>2</sub> dalam dua pot terpisah, memungkinkan optimasi masing-masing reaksi. Proses ini menggunakan katalis Pt/ZrO<sub>2</sub> untuk mengubah gliserol menjadi asam laktat, dan katalis Pd/C untuk hidrogenasi CO<sub>2</sub> menjadi asam format, meningkatkan yield dan stabilitas.

Sistem reaksi 2P2S ini terbukti secara eksperimental sebagai strategi yang efisien untuk menghasilkan kalium laktat (KL) dan kalium format (KF) dengan yield dan efisiensi katalitik yang tinggi. Untuk mempermudah tahap pemisahan dan pemurnian, KL dan KF yang diperoleh dari reaksi ini kemudian diesterifikasi menggunakan CO<sub>2</sub> sebagai sumber asam untuk menghasilkan butil laktat (BL). Penggunaan CO<sub>2</sub> dalam langkah esterifikasi tidak hanya mengurangi penggunaan asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) dan kalium sulfat (K<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>), tetapi juga menghasilkan kalium bikarbonat (KHCO<sub>3</sub>) sebagai produk sampingan, yang dapat digunakan kembali sebagai bahan baku dalam hidrogenasi untuk produksi KF. Berdasarkan metode yang dikembangkan ini dan potensi aplikasinya pada skala besar, disusun skenario proses yang menggunakan CO<sub>2</sub> dan/atau H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> serta produk sampingan yang dihasilkan (misalnya, FA dan KHCO<sub>3</sub>) bersamaan dengan produksi LA.

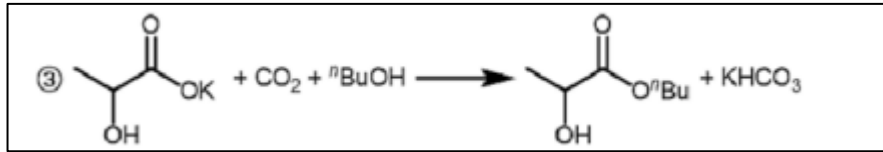
Reaksi yang terlibat :



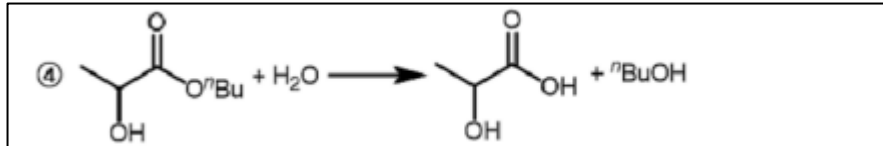
**Gambar 1. 1** Reaksi Dehidrogenasi gliserol



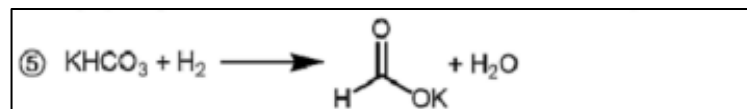
**Gambar 1.2** Reaksi Esterifikasi Kalium Laktat menggunakan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>



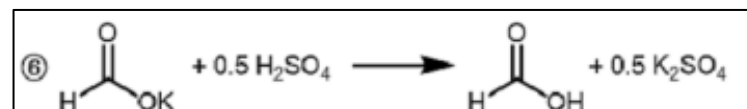
**Gambar 1.3** Reaksi Esterifikasi Kalium Laktat menggunakan CO<sub>2</sub>



**Gambar 1.4** Reaksi Hidrolisis Butil Laktat membentuk Asam Laktat



**Gambar 1.5** Reaksi Hidrogenasi KHCO<sub>3</sub>



**Gambar 1.6** Reaksi Asidifikasi Kalium Format membentuk Asam Format

Di macam-macam proses pembuatan asam laktat yang telah disebutkan, proses 2P2S dari Park dkk (2023) menawarkan keuntungan signifikan dalam hal *yield* produk yang tinggi, stabilitas katalis yang baik, dan optimasi reaksi masing-masing pot. Dengan metode ini, gliserol dan CO<sub>2</sub> dapat dikonversi menjadi asam laktat dan asam format dalam kondisi optimal untuk masing-masing reaksi, memungkinkan efisiensi energi yang lebih tinggi dan proses yang lebih berkelanjutan. Karena keunggulan seperti kemudahan pemisahan produk, kestabilan katalis, dan kesesuaian ekonomi, metode 2P2S ini menjadi pilihan terbaik untuk produksi asam laktat dan asam format di skala industri.

### 1.5. Sifat Fisika dan Kimia

Senyawa	Rumus Molekul	Berat Molekul (g/mol)	Fase (25°C)	Berat Jenis (g/cm <sup>3</sup> )	Titik Didih (°C)	Titik Beku/Leleh (°C)	ΔHf (298 K) (kJ/mol)	Viskositas (mPa·s)
Gliserol	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	92,09	Cair	1,261	290	18	-669,6	1412
Kalium Hidroksida	KOH	56,11	Padat	2,044	1320	360	-425,8	-
Kalium Bikarbonat	KHCO <sub>3</sub>	100,12	Padat	2,17	Terurai	100	-950	-
Kalium Laktat	C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> KO <sub>3</sub>	128,17	Cair	1,33	240	-	-	90
Kalium Sulfat	K <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	174,26	Padat	2,66	Terurai	1069	-1437	-
Karbon Dioksida	CO <sub>2</sub>	44,01	Gas	0,00198	-78,5	-	-393,5	-
Air	H <sub>2</sub> O	18,02	Cair	1	100	0	-285,8	0,89
Butanol	C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH	74,12	Cair	0,81	117,7	-89,5	-327	3
Hidrogen	H <sub>2</sub>	2,02	Gas	0,00008 988	-252,9	-259,2	0	-
Butil Laktat	C <sub>7</sub> H <sub>14</sub> O <sub>3</sub>	146,19	Cair	0,97	186	-68	-	3,5
Asam Sulfat	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98,08	Cair	1,84	337	10,4	-814	26,7
Asam Laktat	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	90,08	Cair	1,21	122	16	-694	11,7
Asam Format	HCOOH	46,03	Cair	1,22	100,8	8,4	-425	1,57

## DAFTAR PUSTAKA

- Airpack. (2023). *Reciprocating compressors - Horizontal, Vertical or V-type*.  
<https://airpack.nl/product/reciprocating-compressors/>
- Anderson, T. M. (2009). Industrial Fermentation Processes. *Encyclopedia of Microbiology (Third Edition)*.
- Badan Pusat Statistik. (2023). *Ekspor dan Impor*. <https://www.archive.bps.go.id/exim/>
- Badan Standardisasi Nasional Indonesia. (2001). *SNI 03-6575-2001 - Tata Cara Perancangan Sistem Pencahayaan Buatan pada Bangunan Gedung*.
- Brown, R. N. (1986). *Compressors Selection and Sizing* (Second Edition). Gulf Publishing Company.
- Cenna, N., & Evi, C. (2021). Penentuan Lokasi Pabrik Menggunakan Metode Factor Rating Pada Pra-Rancangan Pabrik Virgin Coconut Oil ( Vco ) Dengan Kapasitas 50 . 000 Ton / Tahun. *Jurnal Teknologi Separasi*, 7(9), 655–663.
- Cenna, N., & Evi, C. (2021). Penentuan Lokasi Pabrik Menggunakan Metode Factor Rating Pada Pra-Rancangan Pabrik Virgin Coconut Oil ( Vco ) Dengan Kapasitas 50 . 000 Ton / Tahun. *Jurnal Teknologi Separasi*, 7(9), 655–663.
- Coulson & Richardson. 1993. *Chemical Engineering Volume 6 3<sup>th</sup> Edition*. Elsevier: Buttenworth - Heinemann.
- Fatimura, M. (2014). Tinjauan Teoritis Faktor-Faktor Yang Mempengaruhi Operasi Pada Kolom Destilasi. *Pusat Penelitian Fakultas Teknik Universitas Pgr Palembang*, 11(1), 23–31.
- Felder, R. M. and Rousseau R. W. 2000. *Elementary Principles of Chemical Process, 3<sup>rd</sup> Edition*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Fogler, H. S. (2004). *Elements of Chemical Reaction Engineering*. Prentice-Hall of India
- Geankoplis, C. J. (1993). *Transport Processes and Unit Operations*. Prentice-Hall International.
- Heltzel, J. M., Finn, M., Ainembabazi, D., Wang, K., & Voutchkova-Kostal, A. M. (2020). Correction: Transfer hydrogenation of carbon dioxide and bicarbonate from glycerol under aqueous conditions. *Chemical Communications*, 56(19), 2956-2956.
- Hendri. (2010). *Perencanaan Tata Letak Pabrik*.

- Holland, F. A., & Chapman, F. S. (1966). *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks . Bioprocess Engineering Principles*.
- Holland, F. A., and Chapman, F. S. 1966. *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank*. New York: Reinhold Publishing Corporation.
- Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill.
- Keyes, M. E. (1957). *Lactic acid*. *Industrial and Engineering Chemistry*, 49(9), 1342-1348.
- Kumar, S. (1987). *Gas production engineering. Vol.4* (Vol. 4). Gulf Publishing Company.
- Leily Nurul, K., Ramdja, A. F., & Leonard, N. (2009). Distilasi Untuk Pra-Rencana Pabrik. *Teknik Kimia*, 16(4), 20.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering* (3rd Edition). John Wiley & Sons.
- Maulana, Y. S. (2018). Analisis Faktor-Faktor Yang Mempengaruhi Pemilihan Lokasi Pabrik Pt Sung Chang Indonesia Cabang Kota Banjar. *Jurnal Ilmiah ADBIS (Administrasi Bisnis)*, 2(2), 211–221.
- Maulana, Y. S. (2018). Analisis Faktor-Faktor Yang Mempengaruhi Pemilihan Lokasi Pabrik Pt Sung Chang Indonesia Cabang Kota Banjar. *Jurnal Ilmiah ADBIS (Administrasi Bisnis)*, 2(2), 211–221.
- Maulana, Y. S. (2018). Analisis Faktor-Faktor Yang Mempengaruhi Pemilihan Lokasi Pabrik Pt Sung Chang Indonesia Cabang Kota Banjar. *Jurnal Ilmiah ADBIS (Administrasi Bisnis)*, 2(2), 211–221.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering* (Fifth Edition). McGraw-Hill.
- Narayanan, N., Roychoudhury, P. K., & Srivastava, A. (2004). L (+) lactic acid fermentation and its product polymerization. *Electronic journal of Biotechnology*, 7(2), 167-178.
- Park, J., Valekar, A. H., Oh, K. R., Awad, A., Song, I. H., Yoo, C., ... & Hwang, Y. K. (2023). Merging biomass and CO<sub>2</sub> utilization; process design and assessment on simultaneous production of lactic acid and formic acid from glycerol and CO<sub>2</sub>. *Chemical Engineering Journal*, 463, 142410.



- Perry, R. H., & Green, D. W. (1998). *Perry's Chemical Engineer's Handbook* (Seventh Edition). McGraw-Hill.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (1999). *Perry's Chemical Engineer's Handbook* (7th Edition). McGraw-Hill.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (Fifth Edition).
- Ruso, S., & Desriany, D. (2023). RANCANG BANGUN ALAT DESTILASI PADA LABORATORIUM BIOPROSES Puspitasari. *Engineering and Science*, 9(1), 1090–1096.
- Setiawan, T. (2018). Rancang Bangun Alat Destilasi Uap Bioetanol Dengan Bahan Baku Batang Pisang. *Jurnal Media Teknologi*, 4(2), 119–128.
- Sinnot, R. K. (2005). *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design* (Fourth Edition). Elsevier.
- Smith, J. M. (1970). *Chemical Engineering Kinetics* (2nd Edition). McGraw-Hill.
- Sutapa, R. B., Setiyono, B., & Wahyudi, W. (2017). Simulasi Model Kendali Kolom Distilasi Biner Wood & Berry Dengan Adaptive Internal Model Control 2 Degree of Freedom (Aimc 2 Dof) Menggunakan Matlab. *Transmisi*, 19(4), 145. <https://doi.org/10.14710/transmisi.19.4.145-151>
- Tokiwa, Y., & Calabia, B. P. (2007). Biodegradability and biodegradation of poly (lactide). *Applied microbiology and biotechnology*, 72(2), 244-251.
- Trambouze, P., van Landeghem, H., & Wauquier, J.-P. (1988). *Chemical Reactors*. Gulf Publishing Company.
- Treyball, R. E. (1981). *Mass Transfer Operations* (3rd Edition). McGraw-Hill Book Co.
- US Patent No. 0026024 A1. 2023. *System and Method for Two-Step Simultaneous Conversion of Carbon Dioxide (CO<sub>2</sub>) and Hydrocarbon Containing at least One Hydroxy Group*.
- US Patent No.9447011 B2. 2016. *Methods, System and Devices for Simultaneous Production of Lactic Acid and Propylene Glycol from Glycerol*.
- Vilbrandt, F. C. (1959). *Chemical Engineering Plant Design* (Fourth Edition). McGraw-Hill Kogakusha, Ltd.

- Walangare, K. B. A., Lumenta, A. S. M., Wuwung, J. O., & Sugiarto, B. A. (2013). Rancang Bangun Alat Konversi Air Laut Menjadi Air Minum Dengan Proses Destilasi Sederhana Menggunakan Pemanas Elektrik. *E-Jurnal Teknik Elektrodan Komputer*.
- Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment Selection and Design* . Butterworth-Heinemann.
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill.
- Yaws, C. L. (2015). *The Yaws Handbook of Vapor Pressure: Antoine Coefficients* (Second Edition). Elsevier. [www.elsevierdirect.com/rights](http://www.elsevierdirect.com/rights)