

SKRIPSI

**PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN
EPIKLOOROHIDRIN
KAPASITAS 74.000 TON/TAHUN**

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Sarjana Teknik Kimia
pada
Universitas Sriwijaya



Muhammad Yori Pratama

NIM 03031281621045

Achmad Reza Aditya Amin

NIM 03031381621059

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2021**

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN EPIKLOROHIDRIN
KAPASITAS 74.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Muhammad Yori Pratama
NIM 03031281621045

Achmad Reza Aditya Amin
NIM 03031381621059

Palembang, Januari 2021



Pembimbing,



12-1-2021

Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M.Eng.
NIP 16710467019003

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Epiklorohidrin Kapasitas 74.000 Ton per Tahun" telah dipertahankan oleh Muhammad Yori Pratama dan Achmad Reza Aditya Amin di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 16 November 2020

Palembang, Januari 2021

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1 Dr Ir M. Faizal, DEA
NIP 195805141984031001

() 5 Jan 2021

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

()
06 Jan 2021

3 Dr Fitri Hadiah, S.T., M.T
NIP 197808222002122001

()
24 Des 2020

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

()

Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP 195810031986031003

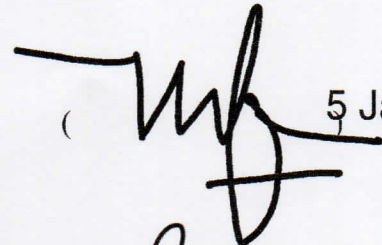
BERITA ACARA PERBAIKAN LAPORAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Epiklorohidrin Kapasitas 74.000 Ton per Tahun” oleh Muhammad Yori Pratama dan Achmad Reza Aditya Amin **telah diperbaiki** sesuai arahan/tugas perbaikan dari Dosen Penguji dan Pembimbing.

Palembang, Januari 2021

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah Berupa Skripsi

1. Dr. Ir M. Faizal, DEA
NIP 195805141984031001

() 5 Jan 2021

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

()
06 Jan 2021

3. Dr Fitri Hadiah, S.T., M.T
NIP 197808222002122001

()
24 Des 2020

Mengetahui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir



12-1-2021

Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M.Eng.

NIP 1671046701900003

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertanda tangan di bawah ini.

Nama	Muhammad Yori Pratama
NIM	03031281621045
Judul Tugas Akhir	Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Epiklorohidrin Kapasitas 74.000 Ton per Tahun
Fakultas/Jurusan	Teknik/Jurusan Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa Karya Ilmiah berbentuk Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas **Achmad Reza Aditya Amin** didampingi Dosen Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Selain itu, semua dokumen yang disertakan dalam Karya Ilmiah ini adalah benar dan sesuai dengan kenyataannya. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini atau pemalsuan dokumen, maka saya bersedia menerima konsekuensi hukum dan sanksi dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

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

Palembang, 7 Januari 2021



Muhammad Yori Pratama
NIM. 03031281621045



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME

Yang bertanda tangan di bawah ini.

Nama Achmad Reza Aditya Amin
NIM 03031381621059
Judul Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Epiklorohidrin
Kapasitas 74.000 Ton per Tahun
Fakultas/Jurusan Teknik/Jurusan Teknik Kimia

Menyatakan sesungguhnya bahwa Karya Ilmiah berbentuk Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas **Muhammad Yori Pratama** didampingi Dosen Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Selain itu, semua dokumen yang disertakan dalam Karya Ilmiah ini adalah benar dan sesuai dengan kenyataannya. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini atau pemalsuan dokumen, maka saya bersedia menerima konsekuensi hukum dan sanksi dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

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

Palembang, 7 Januari 2021



Achmad Reza Aditya Amin

NIM. 03031381621059



KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa, atas berkat dan karunia-Nya tugas akhir berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Epiklorohidrin Kapasitas 74.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik. Penulisan tugas akhir ini dilakukan untuk sebagai syarat menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.

Tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik dikarenakan penulis mendapatkan bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak, yang dalam kesempatan ini disampaikan terima kasih kepada:

- 1) Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 2) Ibu Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T., selaku Sekertaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 3) Ibu Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M.Eng., selaku dosen pembimbing tugas akhir.
- 4) Bapak dan Ibu Dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 5) Seluruh staff administrasi Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 6) Orang tua dan teman-teman yang telah memberikan motivasi, saran, serta dukungan yang terbaik.

Penulis berharap tugas akhir ini agar dapat memberikan gambaran mengenai perancangan pabrik, serta dapat dijadikan sebagai referensi ilmu pengetahuan.

Palembang, Januari 2021

Penulis

RINGKASAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN EPIKLOROHIDRIN KAPASITAS 74.000 TON/TAHUN.

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Januari 2021.

Muhammad Yori Pratama dan Achmad Reza Aditya Amin; Dibimbing oleh Bazlina Dawami Afrah, S.T, M.T., M. Eng.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

RINGKASAN

Pabrik pembuatan epiklorohidrin dengan kapasitas produksi 74.000 ton/tahun ini direncanakan berdiri pada tahun 2026 di Kota Cilegon, Provinsi Banten yang diperkirakan memiliki luas area sebesar 12 Ha. Bahan baku dari pembuatan epiklorohidrin ini adalah gliserol, hidrogen klorida, dan sodium hidroksida. Proses pembuatan epiklorohidrin ini mengacu pada US Patent No. 2016/9422256 B2 dengan proses hidroklorinasi gliserol dengan hidrogen klorida membentuk 1,3 diklorohidrin, dan proses dehidroklorinasi 1,3 diklorohidrin dengan sodium hidroksida membentuk produk epiklorohidrin. Reaktor pertama adalah continuous stirred tank reactor dan reaktor kedua adalah reactive distillation column. Reaktor pertama beroperasi pada temperatur 100°C dan tekanan 5,4 atm sedangkan reaktor kedua beroperasi pada temperatur top column 71°C dan tekanan 0,3 atm serta temperature bottom column 87°C dan tekanan 0,5 atm. Bentuk perusahaan yang akan digunakan pada pabrik ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi Line dan Staff, dipimpin oleh seorang Direktur dengan total karyawan 209 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik epiklorohidrin ini layak untuk didirikan karena telah memenuhi berbagai macam persyaratan parameter ekonomi, yaitu sebagai berikut:

- *Annual Cash Flow* = 40,2025%
- *Pay Out Time* = 2,468 Tahun
- *Net Profit Over Total Lifetime of The Project* = US\$ 497.137.918,1266
- *Total Capital Sink (TCS)* = US\$ 485.461.112,6818
- *Rate of Return* = 32,4680%
- *Discounted Cash Flow* = 39,3079%
- *Break Even Point (BEP)* = 32,4821%
- *Service Life* = 11 tahun

Kata Kunci: Epiklorohidrin, *Continous Stirred Tank Reactor*, *Reactive Distillation Column*

DAFTAR ISI

HALAMAN SAMBUL	i
HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PERSETUJUAN	iii
BERITA ACARA PERBAIKAN LAPORAN.....	iv
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS DAN PLAGIARISME.....	v
KATA PENGANTAR	vii
RINGKASAN.....	viii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR TABEL	xvi
DAFTAR GAMBAR	xvi
DAFTAR NOTASI	xviii
DAFTAR LAMPIRAN.....	xxix
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan.....	2
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Epiklorohidrin.....	2
1.3.1. Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida.....	2
1.3.2. Diklorohidrin dan Kalsium Hidroksida	2
1.3.3. Epiklorohidrin dari Alil Klorida.....	3
1.3.4. <i>Glycerol to Epichlorohydrin</i>	3
1.4. Sifat-sifat Fisika dan Kimia	4
BAB II PERENCANAAN PABRIK.....	9
2.1. Alasan Pendirian Pabrik.....	9
2.2. Pemilihan Kapasitas Produksi	10
2.3. Pemilihan Bahan Baku.....	11
2.4. Pemilihan Proses.....	12
2.5. Uraian Proses	12
2.5.1. Tahap Preparasi.....	12
2.5.2. Tahap Sintesa 1,3 Diklorohidrin.....	13
2.5.3. Tahap Sintesa Epiklorohidrin	13

2.5.4. Tahap Pemurnian	14
BAB III LOKASI PABRIK	16
3.1. Lokasi Pabrik	16
3.1.1. Ketersediaan Bahan Baku	17
3.1.2. Transportasi dan Pemasaran	17
3.1.3. Ketersediaan Air	17
3.1.4. Ketersediaan Listrik dan Bahan Bakar	18
3.2. Tata Letak Pabrik	18
3.3. Luas Pabrik	20
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	21
4.1. Neraca Massa	21
4.1.1. Neraca Massa Mixing Point – 01 (MP-01)	21
4.1.2. Neraca Massa Reaktor – 01 (R-01)	21
4.1.3. Neraca Massa Kolom Distilasi-01 (KD-01)	22
4.1.4. Neraca Massa Condensor-01 (CD-01)	22
4.1.5. Neraca Massa Accumulator -01 (ACC-01)	23
4.1.6. Neraca Massa Reboiler-01 (RB-01)	23
4.1.7. Neraca Massa Mixing Tank-01 (MT-01)	24
4.1.8. Neraca Massa Mixing Point-02 (MP-02)	24
4.1.9. Neraca Massa Reactive Distillation Column -01 (RDC-01)	24
4.1.10. Neraca Massa Condensor-02 (KD-02)	25
4.1.11. Neraca Massa Accumulator - 02 (ACC-02)	26
4.1.12. Neraca Massa Reboiler - 02 (RB-02)	26
4.1.13. Neraca Massa Decanter-01 (DEC-01)	27
4.1.14. Neraca Massa Mixing Point-03 (MP-03)	27
4.1.15. Neraca Massa Vaporizer (VP-01)	27
4.1.16. Neraca Massa Knock Out Drum-01 (KOD-01)	28
4.1.17. Neraca Massa Pressure Swing Adsorber-01 (PSA-01)	28
4.1.18. Neraca Massa Condensor-03 (CD-03)	28
4.1.19. Neraca Massa Condensor-04 (CD-04)	29
4.1.20. Neraca Massa Evaporator-01 (EV-01)	29

4.1.21. Neraca Massa Crystalizer -01 (CR-01).....	29
4.1.22. Neraca Massa Centrifuge -01 (CF -01).....	30
4.1.23. Neraca Massa Rotary Dryer -01 (RD -01).....	31
4.2. Neraca Panas	32
4.2.1. Neraca Panas Mix Point-01 (MP-01).....	32
4.2.2. Neraca Panas Heater-01 (H-01).....	32
4.2.3. Neraca Panas Expander-01 (EXP-01).....	32
4.2.4. Neraca Panas Heater-02 (H-02).....	32
4.2.5. Neraca Panas Reaktor-01 (R-01).....	33
4.2.6. Neraca Panas Expander-02 (EXP-02).....	33
4.2.7. Neraca Panas Heater-03 (H-03).....	33
4.2.8. Neraca Panas Cooler-01 (C-01).....	33
4.2.9. Neraca Panas Kolom Distilasi-01 (KD-01)	34
4.2.10. Neraca Panas Condenser-01 (CD-01).....	34
4.2.11. Neraca Panas Cooler-02 (C-02).....	34
4.2.12. Neraca Panas Reboiler-01 (RB-01)	35
4.2.13. Neraca Panas Heat Exchanger-01 (HE-01)	35
4.2.14. Neraca Panas Cooler-03 (C-03).....	35
4.2.15. Neraca Panas Mixing Tank-01 (MT-01)	35
4.2.16. Neraca Panas Heater-04 (H-04).....	36
4.2.17. Neraca Panas Mixing Point-02 (MP-02)	36
4.2.18. Neraca Panas Reaktor-02 (R-02).....	36
4.2.19. Neraca Panas Condensor-02 (CD-02).....	36
4.2.20. Neraca Panas Cooler-04 (C-04).....	37
4.2.21. Neraca Panas Reboiler-02 (RB-02)	37
4.2.22. Neraca Panas Cooler-05 (C-05).....	37
4.2.23. Neraca Panas Decanter-01 (DEC-01).....	38
4.2.24. Neraca Panas Mixing Point-03 (MP-03)	38
4.2.25. Neraca Panas Vaporizer-01 (VP-01)	38
4.2.26. Neraca Panas Knock Out Drum-01 (KOD-01).....	38
4.2.27. Neraca Panas Pressure Swing Adsorber-01 (PSA-01)	39

4.2.28.	Neraca Panas Expander-03 (EXP-03).....	39
4.2.29.	Neraca Panas Condensor-03 (CD-03).....	39
4.2.30.	Neraca Panas Condensor-04 (CD-04).....	39
4.2.31.	Neraca Panas Evaporator -01 (EV-01).....	39
4.2.32.	Neraca Panas Crystallizer -01 (CR -01).....	40
4.2.33.	Neraca Panas Chiller -01 (C-01).....	40
4.2.34.	Neraca Panas Condensor – 05 (CD-05).....	40
4.2.35.	Neraca Panas Centrifuge -01 (CF-01).....	41
4.2.36.	Neraca Panas Cooler- 06 (C-06).....	41
4.2.37.	Neraca Panas Rotary Dryer -01 (RD-01).....	41
4.2.38.	Neraca Panas Kompresor -01 (K-01).....	41
BAB V UTILITAS		43
5.1.	Unit Pengadaan Air.....	43
5.1.1.	Air Pendingin.....	45
5.1.2.	Air Umpan Boiler	47
5.1.3.	Air Proses.....	47
5.1.4.	Air Domestik.....	48
5.1.5.	Total Kebutuhan Air	49
5.2.	Unit Pengadaan Steam	49
5.2.1.	Steam Pemanas	49
5.2.2.	Steam Penggerak Turbin.....	50
5.2.3.	Total Kebutuhan Steam	50
5.3.	Unit Pengadaan Listrik	51
5.3.1.	Listrik untuk Peralatan.....	51
5.3.2.	Listrik untuk Penerangan.....	51
5.3.3.	Total Kebutuhan Listrik.....	51
5.5.	Unit Pengadaan Bahan Bakar	53
5.5.1.	Bahan Bakar Boiler.....	53
5.5.2.	Total Kebutuhan Bahan Bakar.....	56
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN.....		57
6.1.	Tangki-01 (T-01)	57

6.2.	Tangki-02 (T-02)	58
6.3.	Tangki-03 (T-03)	59
6.4.	Tangki-04 (T-04)	60
6.5.	Tangki-05 (T-05)	61
6.6.	Spherical Tank (T-06).....	62
6.7.	Heater - 01 (H-01).....	63
6.8.	Heater-02 (H-02).....	64
6.9.	Heater-03 (H-03).....	65
6.10.	Heater-4 (H-04).....	66
6.11.	Vaporizer-01 (Vp-01)	67
6.12.	Heat Exchanger-01 (He-01).....	68
6.13.	Cooler-01 (C-01).....	69
6.14.	Cooler-02 (C-02).....	70
6.15.	Cooler-03 (C-03).....	71
6.16.	Cooler-04 (C-04).....	72
6.17.	Cooler-05 (C-05).....	73
6.18.	Condensor-01 (C-01)	74
6.19.	Condensor-02 (Cd-02)	75
6.20.	Condensor-03 (Cd-03)	76
6.21.	Condenser-04 (Cd-04)	77
6.22.	Reboiler-01 (Rb-01).....	78
6.23.	Reboiler-02 (Rb-02).....	79
6.24.	Accumulator-01 (Acc-01).....	80
6.25.	Accumulator -02 (Acc-02).....	81
6.26.	Kompresor -01 (K-01)	82
6.27.	Expander -01 (E-01)	83
6.28.	Ekspander-02(E-02).....	84
6.29.	Ekspander-03 (E-03).....	85
6.30.	Decanter-01 (Dc-01)	86
6.31.	Knock Out Drum-01 (Kod-01)	87
6.32.	Kolom Distilasi -01 (Kd-01).....	88

6.33.	Pompa-01 (P-01).....	90
6.34.	Pompa-02 (P-02).....	91
6.35.	Pompa-03 (P-03).....	92
6.36.	Pompa-04 (P-04).....	93
6.37.	Pompa-05 (P-05).....	94
6.38.	Pompa-06 (P-06).....	95
6.39.	Pompa -07 (P-07).....	96
6.40.	Pompa -08 (P-08).....	97
6.41.	Pressure Swing Adsorber -01 (Psa-01).....	98
6.42.	Reaktor -01 (R-01).....	99
6.43.	Reactive Distillation Column -01 (Rdc-01).....	101
6.44.	Silo Tank -01 (St-01).....	103
6.45.	Crystallizer -01 (Cry -01).....	104
6.46.	Chiller -01 (Ch -01).....	105
6.47.	Centrifuge -01 (Cf-01).....	106
6.48.	Rotary Dryer -01 (Rd -01).....	107
6.49.	Belt Conveyor -01 (Bc-01).....	108
6.50.	Cooler -06 (C-06).....	109
6.51.	Pompa -09 (P-09).....	110
6.52.	Pompa -10 (P-10).....	111
6.53.	Pompa -11 (P-11).....	112
6.54.	Pompa -12 (P-12).....	113
6.55.	Pompa -13 (P-13).....	114
6.56.	Evaporator-01 (EV-01).....	115
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN.....		117
7.1.	Bentuk Perusahaan.....	117
7.2.	Struktur Organisasi.....	117
7.2.1.	Organisasi Fungsional.....	117
7.2.2.	Organisasi Lini.....	118
7.2.3.	Organisasi <i>Line Dan Staff</i>	118
7.3.	Tugas dan Wewenang.....	119

7.4.	Sistem Kerja.....	121
7.4.1.	Waktu Kerja Karyawan <i>Non-Shift</i>	121
7.4.2.	Waktu Kerja Karyawan <i>Shift</i>	121
7.4.	Penentuan Jumlah Karjawan.....	122
7.4.1.	<i>Direct Operating Labor</i>	122
7.4.2.	<i>Indirect Operating Labor</i>	123
BAB VIII ANALISA EKONOMI		127
8.1.	Profitabilitas (Keuntungan).....	127
8.1.1.	Total Penjualan Produk.....	127
8.1.2.	Perhitungan <i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	127
8.2.	Lama Waktu Pengembalian Modal.....	128
8.2.1.	Kemampuan Membayar Pinjaman.....	128
8.2.2.	<i>Pay Out Time (POT)</i>	128
8.3.	Total Modal Akhir	129
8.4.	Laju Pengembalian Modal	130
8.4.1.	<i>Rate Of Return On Investment (ROR)</i>	130
8.4.2.	<i>Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCF-ROR)</i>	130
8.5.	Break Even Point (BEP)	130
8.5.1.	Metode Matematis	130
8.5.2.	Metode Grafis	131
BAB IX KESIMPULAN.....		134
DAFTAR PUSTAKA		

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1. Kebutuhan Epiklorohidrin di Asia Pasifik	11
Tabel 5.1. Total Kebutuhan Bahan Penunjang di Unit Utilitas	43
Tabel 5.2. Total Kebutuhan Air	49
Tabel 5.3. Kebutuhan <i>Saturated Steam</i> 200°C	49
Tabel 5.4. Kebutuhan <i>Saturated Steam</i> 350°C.....	50
Tabel 5.5. Total Kebutuhan <i>Steam</i>	50
Tabel 5.6. Kebutuhan Listrik Peralatan.....	51
Tabel 5.7. Total Kebutuhan Bahan Bakar	56
Tabel 7.1. Pembagian Jadwal <i>Shift</i> Kerja Karyawan	122
Tabel 7.2. Jumlah Karyawan	124
Tabel 8.1. Total Penjualan Produk.....	127
Tabel 8.2. Rincian Angsuran Pengembalian Pinjaman.....	128
Tabel 8.3. Kesimpulan Analisa Ekonomi	133

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Kebutuhan Epiklorohidrin di Asia Pasifik Tahun 2014-2018	12
Gambar 3.1. Peta Lokasi Pabrik	17
Gambar 3.2. Perencanaan Tata Letak Peralatan Proses	20
Gambar 3.3. Perencanaan Tata Letak Pabrik	21
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan	128
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Even Point</i>	132

DAFTAR NOTASI

1. TANGKI

C	= Tebal korosi yang diizinkan
D	= Diameter tangki, m
E	= Efisiensi penyambungan, dimensionless
He	= Tinggi head, m
Hs	= Tinggi silinder, m
Ht	= Tinggi total tangki, m
P	= Tekanan Desain, atm
S	= Working stress yang diizinkan, Psia
T	= Temperatur Operasi, K
V _h	= Volume ellipsoidal head, m ³
V _s	= Volume silinder, m ³
V _t	= Volume tangki, m ³
W	= Laju alir massa, kg/jam
ρ	= Densitas, kg/m ³

2. SILO

C	= Faktor korosi, in
D	= Diameter <i>shell</i> , ft
d	= Diameter ujung konis, ft
E	= <i>Welded joint efficiency</i>
F	= <i>Allowance stress</i> , psi
h	= Tinggi silo, ft
G	= Laju Alir Massa, kg/s
g	= Percepatan Gravitasi, m/s ²
P	= Tekanan, atm
T	= Temperatur, K
V _t	= Volume tangki, m ³
W _s	= Laju alir massa, kg/jam
α	= <i>angle of repose</i>

ρ = Densitas, kg/m^3

θ = Sudut Silo

3. MIXING TANK

C = Korosi yang diizinkan, m

E = Effisiensi pengelasan, dimensionless

S = Working stress yang diizinkan, psi

D_t = Diameter tanki, m

D_i = Diameter pengaduk, m

H_i = Tinggi pengaduk dari dasar tanki

H_1 = Tinggi pengaduk

W = Lebar daun impeller

L = Panjang daun impeller

V_s = Volume silinder, m^3

V_e = Volume ellipsoidal, m^3

t_h = Tebal tanki, m

N_t = Jumlah pengaduk

P = Densitas liquid

μ = Viscosity, cP

t_m = Waktu pengadukan, menit

4. REAKTOR

C_{A_0} = Konsentrasi awal umpan masuk, kmol/m^3

C = Tebal korosi yang diizinkan, atm

D_K = Diameter katalis, cm

F_{A_0} = Laju alir umpan, kmol/jam

H_r = Tinggi Reaktor, m

ID = Inside Diameter, m

k = Konstanta laju reaksi, $\text{m}^3/\text{kmol.s}$

N = Bilangan Avogadro

OD = Outside Diameter, m

P = Tekanan, atm

Q_f	= Volumetric Flowrate Umpan
Re	= Bilangan Reynold
S	= Working Stress yang diizinkan, atm
T	= Temperatur, °C
t	= Tebal dinding vessel
V_t	= Volume reaktor, m ³
X	= Konversi
ρ	= Densitas
σ	= Diameter Partikel, cm

5. BELT CONVEYOR

C	= Faktor material
H	= Panjang <i>belt</i> , ft
THP	= Kapasitas <i>belt</i> , ton/jam
f	= Faktor keamanan, %
V	= Tinggi <i>belt</i> , ft
W_s	= Laju alir massa, kg/jam

6. ROTARY DRYER, ROTARY COOLER

C_p	= Kapasitas panas udara, kkal/kg°C
D	= Diameter dryer, m
F	= Jumlah sayap
G_s	= Jumlah udara yang digunakan, lb/jam
L	= Panjang dryer, m
L_f	= Panjang flight
N	= Jumlah putaran
P	= Power dryer, HP
S_s	= Jumlah produk yang dikeringkan, lb/jam
t_1	= Temperatur umpan masuk, °F
t_2	= Temperatur umpan keluar, °F
t_w	= Temperatur wet bulb, °F
T_{G1}	= Temperatur udara masuk, °F

T_{G2} = Temperatur udara keluar, °F
 U_d = Overall heat transfer area, lb/ft²jam
 θ = Time of retention, jam

7. HEATER, CHILLER, COOLER, EVAPORATOR, VAPORIZER

A = Area perpindahan panas, ft²
 D = Diameter dalam tube, in
 D_e = Diameter ekivalen, in
 f = Faktor friksi, ft²/in²
 G_s = Laju alir massa fluida pada shell, lb/jam.ft²
 G_t = Laju alir massa fluida pada tube, lb/jam.ft²
 g = Percepatan gravitasi
 h = Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft².°F
 h_i, h_{io} = Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
 jH = Faktor perpindahan panas
 k = Konduktivitas termal, Btu/jam.ft².°F
 L = Panjang tube, pipa, ft
 $LMTD$ = Logarithmic Mean Temperature Difference, °F
 ΔP_a = Penurunan tekanan pada annulus, psi
 ΔP_p = Penurunan tekanan pada inner pipe, psi
 ID = Inside Diameter, ft
 OD = Outside Diameter, ft
 Q = Beban panas pada heat exchanger, Btu/jam
 R_d = Dirt factor, Btu/jam.ft².°F
 R_e = Bilangan Reynold, dimensionless
 s = Specific gravity
 T_1, T_2 = Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
 t_1, t_2 = Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
 T_c = Temperatur rata-rata fluida panas, °F
 t_c = Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
 U_c, U_d = Clean overall coefficient, design overall coefficient, Btu/jam.ft².°F
 W_1 = Laju alir massa fluida panas, lb/jam

W_2 = Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
 μ = Viscositas, cp

8. CONDENSOR, REBOILER

W, w = Laju alir massa di shell, tube, kg/jam
 T_1, t_1 = Temperatur masuk shell, tube, °C
 T_2, t_2 = Temperatur keluar shell, tube, °C
 Q = Beban panas, kW
 U_o = Koefisien overall perpindahan panas, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
 ΔT_{lm} = Selisih log mean temperatur, °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
 N_{RE} = Bilangan Reynold
 N_{PR} = Bilangan Prandtl
 h_i, h_o = Koefisien perpindahan panas shell, tube, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
 De = Diameter ekivalen, m
 k_f = Konduktivitas termal, $W/m \cdot ^\circ C$
 ρ = Densitas, kg/m^3
 μ = Viskositas, cP
 C_p = Panas spesifik, $kJ/kg \cdot ^\circ C$
 h_{id}, h_{od} = Koefisien dirt factor shell, tube, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
 k_w = Konduktivitas bahan, $W/m \cdot ^\circ C$
 ΔP = Pressure drop, psi

9. POMPA

A = Area alir pipa, in^2

BHP	= Brake Horse Power, HP
$D_i \text{ opt}$	= Diameter optimum pipa, in
E	= Equivalent roughness
f	= Faktor friksi
FK	= Faktor keamanan
g_c	= Percepatan gravitasi, ft/s^2
Gpm	= Gallon per menit
$H_{f \text{ suc}}$	= Total friksi pada suction, ft
$H_{f \text{ dis}}$	= Total friksi pada discharge, ft
H_{fs}	= Skin friction loss
H_{fsuc}	= Total suction friction loss
H_{fc}	= Sudden Contraction Friction Loss ($\text{ft lb}_m/\text{lb}_f$)
H_{fe}	= Sudden expansion friction loss ($\text{ft lb}_m/\text{lb}_f$)
ID	= Inside diameter pipa, in
K_C, K_S	= Contraction, expansion loss contraction, ft
L	= Panjang pipa, ft
L_e	= Panjang ekuivalen pipa, ft
NPSH	= Net positive suction head (ft)
N_{Re}	= Reynold number, dimension less
P_{vp}	= Tekanan uap, psi
Q_f	= Laju alir volumetrik
V_f	= Kapasitas pompa, lb/jam
V	= Kecepatan alir
ΔP	= Beda tekanan, psi

10. KNOCK OUT DRUM

A	= Vessel Area Minimum, m^2
C	= Corrosion maksimum, in
D	= Diameter vessel minimum, m
E	= Joint efisiensi
H_L	= Tinggi liquid, m
H_t	= Tinggi vessel, m

P	= Tekanan desain, psi
Q_V	= Laju alir volumetric massa, m^3/jam
Q_L	= Liquid volumetric flowrate, m^3/jam
S	= Working stress allowable, psi
t	= tebal dinding tangki, m
U_V	= Kecepatan uap maksimum, m/s
V_t	= Volume Vessel, m^3
V_h	= Volume head, m^3
V_t	= Volume vessel, m^3
ρ	= Densitas, kg/m^3
μ	= Viskositas, cP
ρ_g	= Densitas gas, kg/m^3
ρ_l	= Densitas liquid, kg/m^3

11. KOMPRESOR

Cfm	= Cubic feed per menit
k	= Spesific heat
N_s	= Jumlah stage
P_W	= Power yang dibutuhkan, HP
P	= Tekanan, Psi
R_c	= Ratio Pout/Pin, dimensionless
R_{ct}	= ratio kompresi per stage, dimensionless
W	= Laju feed
ρ_v, ρ_l	= Densitas gas, liquid, kg/m^3

12. 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 ³
V _S	= Volume silinder, m ³
ρ	= Densitas, kg/m ³

13. KOLOM DESTILASI, REACTIVE DISTILLATION COLUMN

P	= Tekanan, atm
T	= Temperatur, °C
α	= Relatif volatilitas
N _m	= Stage minimum
L/D	= Refluks
N	= Stage/tray
m	= <i>Rectifying section</i>
p	= <i>Stripping section</i>
F _{LV}	= <i>Liquid-vapor flow factor</i>
U _f	= Kecepatan <i>flooding</i> , m/s
U _v	= <i>Volumetric flowrate</i> , m ³ /s
A _n	= <i>Net area</i> , m ²
A _c	= <i>Cross section/luas area kolom</i> , m ²
D _c	= Diameter kolom, m
A _d	= <i>Downcomer area</i> , m ²
A _a	= <i>Active area</i> , m ²
l _w	= <i>Weir length</i> , m
A _h	= <i>Hole area</i> , m ²
h _w	= <i>Weir height</i> , mm
d _h	= <i>Hole diameter</i> , mm
L _m	= <i>Liquid rate</i> , kg/det
h _{ow}	= <i>Weir liquid crest</i> , mm Liquid
U _h	= <i>Minimum design vapor velocity</i> , m/s
C _o	= <i>Orifice coefficient</i>
h _d	= <i>Dry plate drop</i> , mm Liquid

hr	= Residual Head, mm Liquid
ht	= Total pressure drop, mm Liquid
hap	= Downcomer pressure loss, mm
Aap	= Area under apron, m ²
Hdc	= Head loss in the downcomer, mm
hb	= Backup di Downcomer, m
tr	= Check resident time, s
θ	= Sudut subintended antara pinggir plate dengan unperforated strip
Lm	= Mean length, unperforated edge strips, m
Aup	= Area of unperforated edge strip, m ²
Lcz	= Mean length of calming zone, m
Acz	= Area of calming zone, m ²
Ap	= Total area perforated, Ap
Aoh	= Area untuk 1 hole, m ²
t	= Tebal dinding, cm
D	= Diameter tanki, m
r	= Jari-jari tanki, m
S	= Tekanan kerja yang diizinkan, atm
C _c	= Korosi yang diizinkan, m
E _j	= Efisiensi pengelasan
OD	= Diameter luar, m
ID	= Diameter dalam, m
E _{mV}	= Efisiensi tray, %
ρ	= Densitas, kg/m ³
μ	= Viskositas, N.s/m ²
FA	= Fractional Area
He	= Tinggi tutup elipsoidal, m
Ht	= Tinggi vessel, m

14. CRYSTALLIZER

C	= Corrosion maksimum, m
D	= Diameter vessel minimum, m

D_i	= Diameter impeller, m
E	= Joint efisiensi
H_i	= Tinggi impeller, m
H_l	= Tinggi Liquid, m
H_t	= Tinggi vessel, m
h_1	= Koefisien perpindahan panas fluida, Btu/ft. $^{\circ}$ F.hr
LMTD	= Logaritmic Mean Temperature Difference, $^{\circ}$ F
N_o	= Putaran Pengaduk, rps
N_T	= Turbin Impeller
OD	= Outside Diameter, m
P	= Power Pengadukan, Hp
S	= Working stress allowable, psi
t_t	= Tebal Tangki, m
U_c	= Clean overall coefficient, Btu/ft. $^{\circ}$ F.hr
U_D	= Design overall coefficient, Btu/ft. $^{\circ}$ F.hr
V_t	= Volume vessel, m 3
V_e	= Volume Ellipsoidal, m 3
W_b	= Lebar baffle, m
ρ	= Densitas, kg/m 3
μ	= Viskositas, cP
ρ_l	= Densitas liquid, kg/m 3

15. CENTRIFUGE

D_b	= Diameter bowl, in
F_c	= Gaya sentrifugal, lbf
n	= Kecepatan putaran, rpm
P	= Daya motor, Hp
Q_v	= Laju alir volumetric massa, m 3 /jam
ρ	= Densitas, kg/m 3

16. EKSPANDER

W	= Laju alir massa, kg/jam
-----	---------------------------

- ρ = Densitas, kg/m^3
- P = Tekanan, atm
- Cfm = Cubic feed per menit
- k = Spesific heat
- P_w = Power yang dibutuhkan, HP
- ρ_v, ρ_l = Densitas gas, liquid, kg/m^3

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN I NERACA MASSA
LAMPIRAN II NERACA PANAS
LAMPIRAN III SPESIFIKASI PERALATAN
LAMPIRAN IV PERHITUNGAN EKONOMI

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Kemajuan teknologi di era modern memicu perkembangan berbagai bidang seperti bidang ekonomi, industri kimia, dan teknologi. Industri kimia merupakan salah satu dari sektor-sektor manufaktur yang dijadikan fokus oleh pemerintah dalam menopang aktivitas ekspor, sehingga dapat meningkatkan daya saing industri di kancah internasional. Industri kimia memiliki pengaruh yang signifikan terhadap jumlah kebutuhan impor dan peluang ekspor yang dapat berdampak pada perekonomian negara. Secara khusus, sektor industri kimia merupakan dasar dari industri manufaktur, karena produknya digunakan secara luas oleh keempat sektor manufaktur lainnya yaitu industri makanan dan minuman, elektronika, farmasi, dan otomotif (Kemenperin RI, 2018). Perkembangan industri dalam negeri dapat membantu meningkatkan pertumbuhan ekonomi di Indonesia. Berdasarkan hal tersebut, Industri kimia sangat penting untuk dapat membangun industri manufaktur yang dapat bersaing secara global.

Perkembangan industri kimia di Indonesia dapat menekan ketergantungan impor bahan kimia dari negara lain. Selain itu, keberadaan industri juga dapat memberikan kesempatan kerja, meningkatkan volume ekspor, dan menambah nilai guna suatu bahan baku. Salah satu bahan kimia yang penting adalah epiklorohidrin. Epiklorohidrin dengan rumus kimia C_3H_5ClO adalah cairan tak berwarna yang bersifat mudah terbakar, beracun, larut dalam bahan pelarut organik dan sedikit larut dalam air (Perry, 1984). Epiklorohidrin digunakan sebagai bahan baku pembuatan gliserol, *epoxy resin*, polimer, bahan aditif, elastomer, glycidil eter, polymida, sulfonat, dan pembuatan bahan kimia lainnya. Kebutuhan epiklorohidrin di Indonesia pada tahun 2018 mencapai 739 ton dan diproyeksikan meningkat setiap tahunnya. Senyawa epiklorohidrin tersebut diimpor dari berbagai negara seperti China, USA, Singapore, dan Japan (UN Comtrade, 2018). Impor dari beberapa negara tersebut menyebabkan biaya produksi pabrik yang menggunakan epiklorohidrin menjadi lebih tinggi.

Berdasarkan kebutuhan epiklorohidrin di Asia Pasifik sangat tinggi dan ketersediaan bahan baku di dalam negeri, maka peluang untuk mendirikan pabrik epiklorohidrin di Indonesia menjadi besar. Selain itu, pendirian pabrik dapat membantu memenuhi kebutuhan epiklorohidrin di Asia Pasifik, dapat memberi keuntungan ekonomi, serta dapat meningkatkan pemanfaatan sumber daya alam, dan sumber daya manusia di Indonesia.

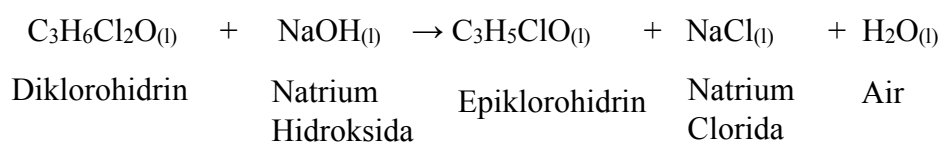
1.2. Sejarah dan Perkembangan

Secara konvensional epiklorohidrin disintesis dengan proses *chlorohydrin allyl chloride* yang diperoleh dari klorinasi propilen pada temperatur tinggi pada tahun 1937. Pembuatan epiklorohidrin dalam skala pabrik pertama kali dilakukan dengan proses dehidroklorinasi diklorohidrin pada tahun 1956 oleh negara Amerika Serikat. Pemakaian epiklorohidrin dari tahun ketahun cenderung meningkat baik sebagai bahan baku utama maupun sebagai penunjang perkembangan industri kimia lainnya. Pada tahun 1985 Sowa Denco KK, memperkenalkan proses pembuatan epiklorohidrin dengan *allyl alcohol* sebagai bahan baku. Produsen terbesar dari proses pembuatan ini adalah Shell Chemical dan Dow Chemical.

1.3. Macam- Macam Proses Pembuatan

1.3.1. Reaksi Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida

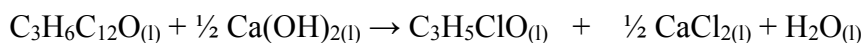
Dalam proses ini epiklorohidrin diproduksi dari reaksi antara diklorohidrin dan natrium hidroksida sehingga membentuk epiklorohidrin dan natrium klorida. Reaksi berlangsung pada kondisi operasi adalah 40°C-90°C dan pada tekanan atmosfer. Pada proses ini digunakan reaktor alir tangki berpengaduk. Reaksi pembuatan epiklorohidrin dengan mereaksikan diklorohidrin dengan natrium hidroksida adalah sebagai berikut:



1.3.2. Reaksi Diklorohidrin dan Kalsium Hidroksida

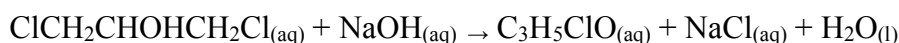
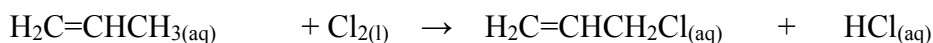
Dalam proses ini reaksi diklorohidrin dan kalsium hidroksida direaksikan sehingga membentuk epiklorohidrin dan kalsium klorida. Kondisi operasi reaksi

adalah 60°C–110°C dan pada tekanan atmosfer. Pada proses ini digunakan reaktor alir tangki berpengaduk dengan konversi sebesar 88,2% pada suhu 100°C. Pembuatan epiklorohidrin dapat dilakukan dengan mereaksikan diklorohidrin dan kalsium hidroksida, dengan reaksi sebagai berikut :



1.3.3. Epiklorohidrin dari Alil Klorida

Epiklorohidrin diproduksi dari klorohidrinasi alil klorida yang diperoleh dari klorinasi propena. Propena dipanaskan dan klorida diumpankan ke reaktor, kemudian bahan baku akan bereaksi pada suhu tinggi dan tekanan sedang. Alil klorida diperoleh dengan distilasi. Alil klorida kemudian direaksikan dengan asam hipoklorit yang menghasilkan diklorohidrin (2,3-dikloro-1-propanol dan 1,3-dikloro-2-propanol). Setelah itu diklorohidrin direaksikan dalam reaktor tipe kolom dengan natrium hidroksida. Kondisi reaksi 70°C hingga 100°C dan tekanan atmosfer dengan tiga langkah reaksi utama, yaitu :



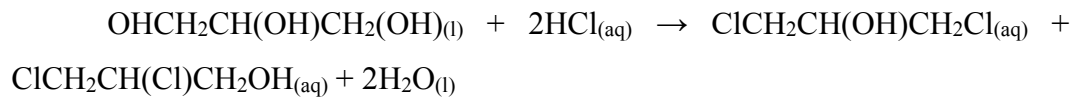
1.3.4. *Glycerol to Epichlorohydrin*

Berdasarkan paten US 9,422,256B2, reaksi dilakukan dalam dua reaktor, yaitu reaktor alir tangki berpengaduk dan *reactive distillation column*. Reaksi dilakukan pada fase cair dimana reaktor pertama beroperasi pada tekanan rendah (5,5 bar) sedangkan reaktor kedua beroperasi pada tekanan vakum (0,2-1 bar) serta suhu masing-masing reaktor dijaga pada suhu 60-110°C. Reaktor pertama digunakan katalis berupa asam asetat 8% untuk memperoleh yield tinggi dan reaksi berlangsung lebih cepat.

Diklorohidrin yang dihasilkan kemudian dicampurkan dengan larutan NaOH sehingga terbentuk Epiklorohidrin dan garam. Reaksi pembentukan epiklorohidrin dan pemisahan produk epiklorohidrin dilakukan sekaligus dengan metode *reactive distillation*, sehingga dapat diperoleh produk berupa *crude* epiklorohidrin pada sesi atas dan campuran diklorohidrin, garam klorida dan pengotor lain pada sesi bawa kolom. Hasil *crude* epiklorohidrin perlu dimurnikan

untuk memperoleh spesifikasi produk epiklorohidrin yang diinginkan. Reaksi pembentukan epiklorohidrin terdiri dari 2 tahap utama, yaitu:

Pembentukan diklorohidrin dari gliserol dan klorin



Pembentukan epiklorohidrin dari diklorohidrin dan basa



1.4. Sifat fisik dan Kimia

1) Gliserol

Rumus kimia	: C ₃ H ₈ O ₅
Berat molekul	: 92,5 g/mol
Kenampakan	: Cairan tak berwarna
Titik beku	: 19 °C
Titik didih normal	: 290 °C
Titik kritis	: 577 °C, 7500 kPa
Tekanan uap	: 0 kPa (0 °C)
Specific gravity	: 1,261 (20 °C)
Viskositas	: 1,412 mPa.s
Kelarutan	: 500 g/kg air (20 °C)
Kondisi penyimpanan	: cair, 30 °C, 1 atm

2) Asam Klorida

Rumus kimia	: HCl
Berat molekul	: 35,5 g/mol
Kenampakan	: Gas tidak berwarna
Titik didih normal	: -80,5 °C
Kelarutan	: 720 g/kg air (20 °C) , 20%wt di dalam air (108°C)
Kadar	: 99,99% HCl, 0,001% H ₂ O

3) Natrium Hidroksida

Rumus kimia	: NaOH
-------------	--------

Berat molekul : 40 g/mol
 Kenampakan : Cairan tak berwarna
 Titik beku : 12 °C
 Titik didih normal : 157 °C
 Specific gravity : 1,525 (20 °C)
 Viskositas : 79 mPa.s (20 °C)
 Kelarutan : 1110 g/kg air (20 °C, untuk NaOH murni)
 Kadar : 50% NaOH; 50% H₂O
 Kondisi penyimpanan : Cair; 30 °C, 1 atm

4) Asam Asetat

Rumus kimia : CH₃COOH
 Berat molekul : 60 g/mol
 Kenampakan : Cairan tak berwarna
 Titik didih normal : 118,1 °C
 Titik beku : 16,6 °C
 Flash point : 39 °C (closed cup)
Flammability limit : 4% – 9%
Specific gravity : 1,049 (20 °C)
 Viskositas : 1,22 mPa.s (20 °C)
 Kelarutan : 500 g/kg air (20 °C)
 Kadar : 99,9% Asam Asetat; 0,01% H₂O
 Kondisi penyimpanan : Cair, 30 °C, 1 atm

5) Epiklorohidrin

Rumus kimia : C₃H₅ClO
 Berat molekul : 92,53 g/mol
 Kenampakan : Cairan tidak berwarna
 Titik beku normal : -25,6 °C
 Titik didih normal : 117,9 °C
 Titik kritis : 327 °C, 49 bar
Specific gravity : 1,1812 (20 °C)
 Viskositas : 1,12 mPa.s (20 °C)

Kelarutan : 65 gr/kg air (20 °C)
 Kadar : 99,8% Epiklorohidrin; 0,03% Air; maks. 0,2%
 Asam Asetat
 Kondisi penyimpanan : Cair, 30 °C, 1 atm

6) α -Monochlorohydrin

Rumus kimia : $C_3H_7ClO_2$
 Berat molekul : 110,54 g/mol
 Kenampakan : Cairan kental tak berwarna
 Titik didih normal : 213 °C
 Titik beku : -40 °C
 Titik kritis : 430 °C; 53,7 bar
 Specific gravity : 1,322 (20 °C)
 Viskositas : 215 mPa.s (20 °C) Kelarutan : 505 g/kg air (20 °C)
 Kadar : 99% α -Monochlorohydrin
 Kondisi penyimpanan : Cair, 30 °C, 1 atm

7) β -Monochlorohydrin

Rumus kimia : $C_3H_7ClO_2$
 Berat molekul : 110,54 g/mol
 Kenampakan : Cairan tak berwarna
 Titik didih normal : 146 °C
 Specific gravity : 1,303 (20 °C)
 Viskositas : 215 mPa.s (20 °C)
 Kelarutan : Larut dalam air
 Kadar : 99% β -Monochlorohydrin
 Kondisi penyimpanan : Cair, 30 °C, 1 atm

8) α - γ -Dichlorohydrin

Rumus kimia : $C_3H_6Cl_2O$
 Berat molekul : 128,98 g/mol
 Kenampakan : Cairan tak berwarna
 Titik didih normal : 174,3 °C
 Titik beku : -4 °C

Titik kritis : 296 °C; 45,7 bar Specific gravity : 1,351 (20 °C)
 Viskositas : 1,220 mPa.s (20 °C)
 Kelarutan : 100 g/kg air (23 °C) Kadar : 98% α - γ -
 Dichlorohydrin
 Kondisi penyimpanan : Cair, 30 °C, 1 atm

9) α - β -Dichlorohydrin

Rumus kimia : $C_3H_6Cl_2O$
 Berat molekul : 128,98 g/mol
 Kenampakan : Cairan tak berwarna
 Titik didih normal : 183,9 °C
 Specific gravity : 1,360 (20 °C)
 Viskositas : 1,22 mPa.s
 Kelarutan : 10 g/kg air (20 °C)
 Kadar : 99% α - β -Dichlorohydrin
 Kondisi penyimpanan : Cair, 30 °C, 1 atm

10) Natrium Klorida

Rumus kimia : NaCl
 Berat molekul : 58,44 g/mol
 Kenampakan : Padatan putih
 Titik didih normal : 1413 °C
 Titik kritis : 4700 K, 176 MPa
 Specific gravity : 2,165 (20 °C)
 Kelarutan : 380 gr/kg air (20 °C)
 Kadar : 99,9% NaCl; maks. 0,1% Air
 Kondisi penyimpanan : Padat, 30 °C, 1 atm

11) Air

Rumus kimia : H_2O
 Berat molekul : 18 g/mol
 Kenampakan : Cairan tidak berwarna
 Titik beku normal : 0 °C
 Titik didih normal : 100 °C

Titik kritis : 373,9 °C; 22,06 MPa
Specific gravity : 1 (20 °C)
Viskositas : 1120 Pa.s (20 °C)
Kadar : 99% Air
Kondisi penyimpanan : Cair, 30 C, 1 atm

(Sumber: Yaws, 1999)

DAFTAR PUSTAKA

- Almena, A., dan Mariano M. 2015. Techno-Economic Analysis of the Prouction of Epichlorohydrin. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. Vol. 10(5):1-44.
- Bank Indonesia. 2020. Suku Bunga Penjaminan. (Online). <https://www.bi.go.id/id/moneter/suku-bunga-penjaminan/Contents/Default.aspx>. (Diakses pada Tanggal 30 September 2020).
- Felder, R. M., dan Rousseau, R. W. 2005. Elementary Principles of Chemical Engineering 3rd Edition. New York: John Wiley and Sons.
- Fogler, S. H. 2004. Element of Chemical Reaction Engineering 3rd Edition. United States of America: John Wiley & Sons, Inc.
- Ismail, S. 1999. Alat Industri Kimia. Inderalaya: Universitas Sriwijaya
- Kementerian PU. 1996. Kriteria Perencanaan Pengolahan Air. Jakarta: Direktorat Jendral Cipta Karya Kementerian Pekerjaan Umum.
- Kemmer, F. N. 1988. The NALCO Water Handbook. United States: McGraw-Hill
- Kern, D. Q. 1965. Process Heat Transfer. New York: McGraw-Hill Book, Co.
- Kraft, P. Patrick G. dan Benoit G. 2017. Process for Producing Epichlorohydrin. US Patent No. 9,663,427 B2.
- Levenspiel, O. 1999. Chemical Reaction Engineering 3 rd Edition. Oregon: John Wiley and Sons.
- Matches Engineering. 2014. Equipment Cost. (Online). www.matche.com. (Diakses pada 15 Oktober 2020).
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. 1993. Unit Operation of Chemical Engineering 5th Edition. New York: McGraw-Hill.
- Megyesy, E. F. 2001. Pressure Vessel Handbook 12th Edition. Oklahoma: University of Tulsa. Moran, Sean. 2017. Process Plant Layout, 2nd Edition. Oxford: ButterworthHeinemann
- Newnan, D. G., Eschenbach, T. G., Lavelle, J. P. 2012. Engineering Economic Analysis. New York: Oxford University Press, Inc.
- Perry, R. H. Dan Green D. W. 2008. Perry's Chemical Engineers' 8th Edition. United State: McGraw-Hill Perry, R. H., Green D. W. dan Maloeney, J. O. 1999.

- Perry's Chemical Engineer's Handbook 7th Edition. United State: McGraw-Hill Peters, M. S. dan Timmerhaus, K. D. 1991.
- Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Edisi 4. Singapore: McGraw Hill.
- Richardson, J. F., Harker, J. H., dan Backhurst, J. Rgr. 2002. Coulson and Richardson's Chemical Engineering 5th Edition, Volume 2: Particle Technology & Separation Processes. New York: Butterworth-Heinemann.
- Simola, F., dan Michele I., 2016. Continuous Process for Producing Epichlorohydrin from Glycerol. US Patent No. 9,422,256 B2.
- Sinnott, R. K. 2005. Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th Edition, Volume 6. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Smith, J. M. 1982. Chemical Engineering Kinetics 2nd Edition. New York: McGraw Hill Book Company.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., dan Abbott, M. M. 2001. Introduction Chemical Engineering Thermodynamics 6 th Edition. Boston: McGraw Hill.
- Tesser, R., Di Serio M., Vitiello M., Russo V., Ranieri., Speranza, dan Santacesaria E., 2012. Glycerol Chlorination in Gas-Liquid Reactor: An Alternative Route for Chlorohydrins Production. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. Vol. 51(1): 8768-8776.
- The Engineering Toolbox. 2020. Engineering ToolBox. (Online). <https://www.engineeringtoolbox.com/>. (Diakses pada 5 September 2020).
- Treybal, R. E. 1980. Mass Transfer Operations 3rd Edition. New York: McGrawHill Book Co.
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 1 Tahun 1995. Tentang Perseroan Terbatas. (Online). <https://www.bphn.go.id/data/documents/95uu001.pdf>. (Diakses pada Tanggal 8 Oktober 2020).
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003. Tentang Ketenagakerjaan. (Online). http://www.kemperin.go.id/kompetensi/UU_13_2003.pdf. (Diakses pada Tanggal 18 Oktober 2020).
- Walas, S. M. 1990. Chemical Process Equipment Selection and Design. New York: Butterworth-Heinemann.
- Yaws, C. L. 1999. Chemical Properties Handbook. New York: McGraw-Hill.