

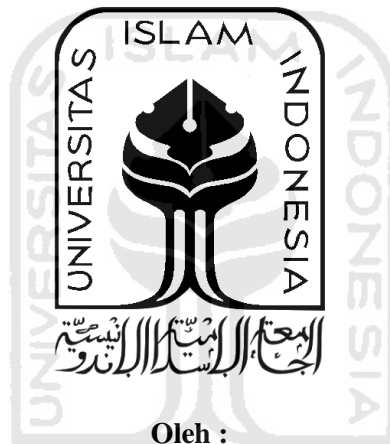
**PRARANCANGAN PABRIK EPIKLOOROHIDRIN DARI
DIKLOROHIDRIN DAN NATRIUM HIDROKSIDA DENGAN
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Konsentrasi Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Anisa Dwita Suciawati

NIM : 16521190

Nama : Nur Itsnaini

NIM : 16521218

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2020

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK EPIKLOROHIDRIN DARI DIKLOROHIDRIN DAN NATRIUM
HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Anisa Dwita Suciawati

Nama : Nur Itsnaini

NIM : 16521190

NIM : 16521218

Yogyakarta, September 2020

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini telah ditulis sesuai dengan kaidah ilmiah. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian tidak sesuai dengan kaidah ilmiah, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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



Anisa Dwita Suciawati



Nur Itsnaini

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK EPIKLOROHIDRIN DARI DIKLOROHIDRIN
DAN NATRIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Anisa Dwita Suciawati

Nama : Nur Itsnaini

NIM : 16521190

NIM : 16521218



Pembimbing I,

Pembimbing II,

Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

Diana, Dr., S.T., M.Sc.

PRARANCANGAN PABRIK EPIKLOROHIDRIN DARI DIKLOROHIDRIN
DAN NATRIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Anisa Dwita Suciawati

NIM : 16521190

Nama : Nur Itsnaini

NIM : 16521218

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat Untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia Program Studi
Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia


Yogyakarta, September 2020

Tim Penguji,

Nama Lengkap
Ketua


(Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.)

Nama Lengkap
Anggota I


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

Nama Lengkap
Anggota II

 29/09/2020
(Ajeng Yulianti D. L., S.T., M.T.)

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr.Wb .

Alhamdulillah puji syukur kepada Allah SWT yang telah melimpahkan segala rahmat dan hidayah-Nya, serta tidak lupa shalawat dan salam kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW sehingga penulis dapat menyelesaikan seluruh rangkaian pelaksanaan tugas akhir yang berjudul “Prarancangan Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun.

Prarancangan pabrik merupakan salah satu syarat wajib yang harus ditempuh untuk menyelesaikan Program Sarjana di Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia. Prarancangan pabrik bertujuan untuk mendidik mahasiswa agar mampu menerapkan teori-teori yang diperoleh dikampus serta menyelesaikan permasalahan yang terjadi dilapangan dan dapat menjembatani antara sisi akademis dengan realita lapangan.

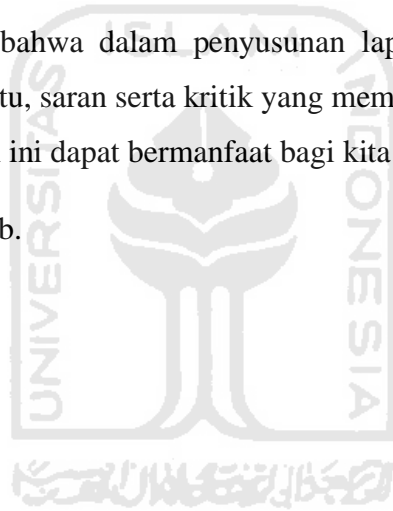
Penulisan laporan tugas akhir ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT, yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya. Serta telah memberikan nikmat kesehatan, panjang umur, kesabaran dan kemudahan dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Ayahanda Nurokhim (Alm) dan Ibunda Khayatun Nur Faizah tercinta beserta keluarga Nur Itsnaini yang selalu mendoakan dan memberikan dukungan serta semangat.
3. Ayahanda Hary Herwana dan Ibunda Rosgiana tercinta beserta keluarga Anisa Dwita S yang selalu mendoakan dan memberikan dukungan serta semangat.

4. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Dosen Pembimbing I atas semua ilmu, waktu, kebaikan dan kesabaran dalam menghadapi kami sebagai mahasiswa bimbingannya.
6. Ibu Diana, Dr., S.T., M.Sc., selaku Dosen Pembimbing II atas semua ilmu, waktu, kebaikan dan kesabaran dalam menghadapi kami sebagai mahasiswa bimbingannya.
7. Teman-teman seperjuangan, sahabat kami tercinta, serta kakak tingkat yang telah membagikan ilmunya kepada kami.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan laporan ini masih terdapat kekurangan. Oleh karena itu, saran serta kritik yang membangun sangat penyusun harapkan. Semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi kita semua. Aamiin.

Wassalamualaikum Wr.Wb.



Yogyakarta, September 2020

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL.....	x
ABSTRAK.....	xiii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Produksi.....	2
1.3. Tinjauan Pustaka	5
1.3.1. Proses Pembuatan Epiklorohidrin	5
1.3.2. Pemilihan Proses	6
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	13
2.1. Spesifikasi Produk.....	13
2.2. Spesifikasi Bahan Baku.....	14
2.3. Pengendalian Kualitas	15
BAB III PERANCANGAN PROSES	17
3.1 Uraian Proses	17
3.1.2 Proses Persiapan Bahan Baku.....	17
3.1.3 Proses Reaksi Pembuatan Epiklorohidrin	17
3.2 Spesifikasi Alat	20
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	32
4.1. Lokasi Pabrik	32
4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	33
4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	34
4.2. Tata Letak Pabrik	36
4.3. Alir Proses dan Material.....	43
4.3.1. Neraca Massa Alat.....	43

4.3.2.	Neraca Massa Total	46
4.3.3.	Neraca Energi Alat	47
4.4.	Pelayanan Teknik (Utilitas).....	54
4.4.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	54
4.4.2.	Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generation System</i>).....	59
4.4.3.	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	59
4.4.4.	Unit Penyedia Udara Instrumen (<i>Instrument Air System</i>)	61
4.4.5.	Unit Penyediaan Bahan Bakar	61
4.4.6.	Spesifikasi Alat Utilitas	62
4.4.7.	Maintenance	68
4.5.	Organisasi Perusahaan.....	69
4.5.1.	Bentuk Perusahaan	69
4.5.2.	Struktur Organisasi.....	72
4.5.3.	Tugas dan Wewenang	75
4.5.4.	Status Karyawan.....	81
4.5.5.	Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	82
4.5.6.	Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan	84
4.5.7.	Kesejahteraan Sosial Karyawan	88
4.6.	Evaluasi Ekonomi	89
4.6.1.	Harga Alat	91
4.6.2.	Analisa Kelayakan.....	95
4.6.3.	Hasil Perhitungan	101
4.6.4.	Analisa Keuntungan	106
BAB V PENUTUP		108
5.1.	Kesimpulan	108
5.2.	Saran	109
DAFTAR PUSTAKA		111
LAMPIRAN.....		113

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Data Impor Epiklorohidrin di Indonesia	3
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik	32
Gambar 4. 2 Layout Pabrik.....	39
Gambar 4. 3 Layout Alat Proses	42
Gambar 4. 4 Diagram Alir Kuantitatif (kg/jam)	52
Gambar 4. 5 Diagram Alir Kualitatif.....	53
Gambar 4. 6 Diagram Pengolahan Air.....	58
Gambar 4. 7 Struktur Organisasi	72
Gambar 4. 8 Grafik Indeks Harga.....	93
Gambar 4. 9 Grafik Analisis Kekayaan	107



DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Epiklorohidrin di Indonesia	2
Tabel 1. 2 Daftar Harga Masing-Masing Komponen.....	6
Tabel 1. 3 Data Energi Gibbs (ΔG°).....	9
Tabel 1. 4 Perbandingan Proses Pembuatan Epiklorohidrin	12
Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk	13
Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Baku	14
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	20
Tabel 3. 2 Spesifikasi Silo	20
Tabel 3. 3 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i>	21
Tabel 3. 4 Spesifikasi Mixer M-01 dan M-02.....	21
Tabel 3. 5 Spesifikasi Reaktor R-01 dan R-02.....	22
Tabel 3. 6 Spesifikasi Dekanter	23
Tabel 3. 7 Spesifikasi Menara Distilasi MD-01 dan MD-02.....	23
Tabel 3. 8 Spesifikasi Evaporator.....	24
Tabel 3. 9 Spesifikasi Heater HE-01, HE-02 dan HE-03.....	25
Tabel 3. 10 Spesifikasi <i>Reboiler</i> RE-01 dan RE-02.....	25
Tabel 3. 11 Spesifikasi <i>Cooler</i> CO-01, CO-02 dan CO-03.....	26
Tabel 3. 12 Spesifikasi <i>Cooler</i> CO-04, CO-05 dan CO-06.....	27
Tabel 3. 13 Spesifikasi <i>Condensor</i> CD-01 dan CD-02	28
Tabel 3. 14 Spesifikasi Akumulator AC-01 dan AC-02	29
Tabel 3. 15 Spesifikasi Pompa P-01 - P-07	30
Tabel 3. 16 Spesifikasi Pompa P-08 - P-13	31
Tabel 4. 1 Perincian LuasTanah dan Bangunan Pabrik	40
Tabel 4. 2 Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-01).....	43
Tabel 4. 3 Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-02).....	43
Tabel 4. 4 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	44
Tabel 4. 5 Neraca Massa Reaktor (R-02).....	44
Tabel 4. 6 Neraca Massa Dekanter (DE-01).....	45
Tabel 4. 7 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)	45
Tabel 4. 8 Neraca Massa Distilasi (MD-02)	46

Tabel 4. 9 Neraca Massa Evaporator (EV-01).....	46
Tabel 4. 10 Neraca Massa Total	46
Tabel 4. 11 Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-01).....	47
Tabel 4. 12 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-01)	47
Tabel 4. 13 Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-02).....	47
Tabel 4. 14 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-02)	48
Tabel 4. 15 Neraca Panas Reaktor (R-01)	48
Tabel 4. 16 Neraca Panas Reaktor (R-02)	48
Tabel 4. 17 Neraca Panas Cooler (CO-01)	49
Tabel 4. 18 Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-03)	49
Tabel 4. 19 Neraca Panas Cooler (CO-02)	49
Tabel 4. 20 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)	50
Tabel 4. 21 Neraca Panas Cooler (CO-03)	50
Tabel 4. 22 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)	50
Tabel 4. 23 Neraca Panas Cooler (CO-04)	51
Tabel 4. 24 Neraca Panas Evaporator (EV-01).....	51
Tabel 4. 25 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CO-05)	51
Tabel 4. 26 Neraca Panas Cooler (CO-06)	51
Tabel 4. 27 Kebutuhan Air dalam Pabrik	55
Tabel 4. 28 Air <i>make up</i> yang diperlukan.....	55
Tabel 4. 29 Kebutuhan Listrik Proses.....	60
Tabel 4. 30 Kebutuhan Listrik Utilitas	60
Tabel 4. 31 Jadwal Kegiatan Karyawan Shift.....	83
Tabel 4. 32 Jumlah Karyawan Pabrik.....	84
Tabel 4. 33 Penggolongan Jabatan	85
Tabel 4. 34 Rincian Gaji Sesuai Jabatan.....	87
Tabel 4. 35 Indeks Harga Alat.....	92
Tabel 4. 36 Harga Alat Proses	94
Tabel 4. 37 Harga Alat Utilitas.....	95
Tabel 4. 38 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC).....	102
Tabel 4. 39 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	102
Tabel 4. 40 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	102

Tabel 4. 41 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	102
Tabel 4. 42 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	102
Tabel 4. 43 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	102
Tabel 4. 44 <i>Manufacturing Cost</i>	103
Tabel 4. 45 <i>Working Capital</i>	103
Tabel 4. 46 <i>General Expense</i>	103
Tabel 4. 47 <i>Total Production Cost (TPC)</i>	103
Tabel 4. 48 <i>Fixed Cost (Fa)</i>	103
Tabel 4. 49 <i>Variable Cost (Va)</i>	103
Tabel 4. 50 <i>Regulated Cost</i>	104
Tabel 4. 51 <i>Sales Cost</i>	104
Tabel 5. 1 Hasil Analisa Ekonomi.....	109



ABSTRAK

Pra rancangan pabrik epiklorohidrin dengan kapasitas 50.000 ton/tahun didirikan untuk memenuhi kebutuhan epiklorohidrin di Indonesia serta mengurangi impor. Epiklorohidrin digunakan dalam pembuatan gliserol, plastik, epoxy resin. Pabrik ini akan didirikan di Cilegon. Pada proses pembuatan epiklorohidrin ini, diklorohidrin direaksikan dengan natrium hidroksida membentuk epiklorohidrin dan natrium klorida di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada suhu 80 °C dan 1 atm dengan konversi 93,5%.

Hasil studi evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa modal investasi pabrik ini sebesar Rp 776.996.506.523 dengan biaya produksi sebesar Rp 3.711.722.140.213 dan laba setelah pajak diperkirakan sebesar Rp 215.945.701.851. Berdasarkan kondisi operasi dan sifat-sifat bahan baku dan produk, pabrik epiklorohidrin ini tergolong sebagai pabrik resiko rendah. Hasil analisis ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan bahwa *Percent Return On Investment* (ROI) sebelum dan sesudah pajak sebesar 40% dan 28% dengan *Pay Out Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak sebesar 2 dan 2,6 tahun, sedangkan *Break Even Point* (BEP), *Shut Down Point* (SDP), dan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 44%, 27%, dan 18%. Dari data analisis kelayakan di atas disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak untuk ditinjau lebih lanjut.

Kata-kata kunci: epiklorohidrin, diklorohidrin, natrium hidroksida, natrium klorida

ABSTRACT

Demand on epichlorohydrin in Indonesia increases annually, therefore, an epichlorohydrin plant needs to be built. Epichlorohydrin is commonly used in the production of glycerol, plastics, and epoxy resins. The plant with a design capacity of 50,000 tons/year is planned to be built in Cilegon. Epichlorohydrin is produced by reacting dichlorohydrin and sodium hydroxide in a continuous stirred tank reactor at 80°C and 1 atm with a conversion of 93.5%.

Based on the economic evaluation result, it is concluded that an investment capital requires about IDR 776 billion with a total production cost and profit after tax of IDR 3,711 billion and IDR 215 billion, respectively. Based on the operating conditions and physical properties of the raw materials and products, the plant is then classified as a low-risk factory. Besides, based on the economic analysis, it can be seen that the Return On Investment (ROI) before and after-tax is 40% and 28% with the Pay Out Time (POT) before and after-tax of 2 and 2.6 years, respectively. The other parameters such as the Break-Even Point (BEP), the Shut Down Point (SDP), and the Discounted Cash Flow Rate (DCFR) show reasonable values (44%, 27%, and 18%). From the feasibility analysis above, it can be concluded that this plant would be profitable and feasible to build.

Keywords: epichlorohydrin, dichlorohydrin, sodium hydroxide, sodium chloride

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia merupakan negara dengan jumlah penduduk terbanyak keempat di dunia. Hal tersebut membuat sumber daya manusia di Indonesia melimpah. Untuk meningkatkan taraf hidup masyarakat, Indonesia melakukan pembangunan di segala bidang, salah satu bidang pembangunan tersebut adalah sektor ekonomi, yang dimana sektor industri termasuk di dalamnya. Sektor industri diharapkan dapat memacu kemajuan bangsa (Analisa, 2008).

Perkembangan industri di Indonesia semakin pesat salah satunya di industri kimia, baik industri yang memproduksi bahan jadi maupun bahan baku antara (*intermediate*). Salah satu bahan baku antara (*intermediate*) adalah epiklorohidrin. Epiklorohidrin dalam bidang industri berfungsi sebagai bahan baku pembuatan penoksi, epoksi, resin-resin poli amida. Selain itu, epiklorohidrin berfungsi sebagai stabilizer pada senyawa yang mengandung klorin seperti pestisida, karet dan solven (Bijsterbosch dkk, 1994).

Epiklorohidrin dengan rumus kimia C_3H_5ClO merupakan cairan tidak berwarna yang mempunyai sifat beracun, mudah terbakar, larut dalam bahan pelarut organik dan sedikit larut dalam air (Perry, 1984).

Untuk mengurangi impor, pendirian pabrik epiklorohidrin di Indonesia mempunyai prospek yang bagus dengan memperhatikan kebutuhan dalam negeri yang cukup besar. Pendirian pabrik tersebut dapat memicu tumbuhnya industri lain yang menggunakan bahan epiklorohidrin, sehingga akan semakin banyak sumber daya manusia yang dibutuhkan dan angka pengangguran dapat berkurang. Pendirian pabrik tersebut diharapkan dapat memenuhi kebutuhan epiklorohidrin secara nasional, dan dapat menekan angka impor.

1.2. Penentuan Kapasitas Produksi

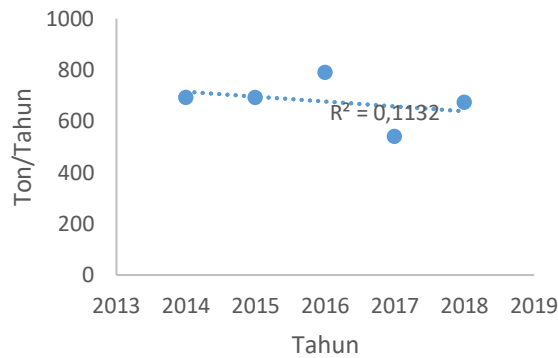
Dalam pendirian pabrik, kapasitas mempunyai peran penting seperti mempengaruhi perhitungan ekonomis maupun teknis saat perancangan. Selama ini Indonesia melakukan impor epiklorohidrin yang diperoleh dari negara Korea, Taiwan, China, Thailand, Jepang, Jerman, Swedia, dan Belgia. Kebutuhan epiklorohidrin di Indonesia mengalami fluktuasi selama 5 tahun terakhir. Kebutuhan impor epiklorohidrin di Indonesia di Indonesia disajikan pada Tabel 1.1 berikut:

Tabel 1. 1 Data Impor Epiklorohidrin di Indonesia

Tahun	Ton
2014	691,455
2015	691,676
2016	789,836
2017	540,071
2018	672,205

Sumber : bps.go.id

Dari data di atas, dibuat grafik hubungan antara tahun dan jumlah epiklorohidrin yang diimpor ke Indonesia



Gambar 1. 1 Grafik Data Impor Epiklorohidrin di Indonesia

Dari grafik diatas berlaku suatu persamaan linear, yaitu :

$$y = -19,01x + 39.002,22 \quad (1.1)$$

Pabrik ini direncanakan akan beroperasi pada tahun 2024. Prediksi impor epiklorohidrin pada tahun tersebut adalah sebanyak 525,98 ton/tahun.

Pabrik epiklorohidrin ini bertujuan untuk memenuhi permintaan dalam negeri karena kebutuhan epiklorohidrin dalam negeri dipenuhi dengan cara impor. Sedangkan untuk kelebihan produksi akan diekspor ke luar negeri. Berikut data impor epiklorohidrin pada beberapa negara di Asia pada tahun 2016:

Tabel 1.2 Data Impor Epiklorohidrin pada beberapa negara di Asia

No	Negara	Total Impor (ton)
1	Malaysia	1.946,402
2	Thailand	117,909
3	Vietnam	184,312
4	Korea	71.226,997
5	Filipina	79,069
6	Jepang	16.947,102
7	India	46.718,800
8	Australia	219,687

Sumber: comtrade.un.org

Kemudian, untuk melihat persaingan pasar dunia maka diperlukan data pabrik-pabrik epiklorohidrin di dunia. Berikut daftar pabrik epiklorohidrin di dunia:

Tabel 1.3 Daftar Perusahaan Epiklorohidrin di Dunia

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Asahi Glass	Kashima, Jepang	50.000
China		60.000
CIS		55.000
Daiso	Matsutama dan Mizushima, Jepang	50.000
Dow	Stade, Jerman	105.000
	Freeport, Texas, US	380.000
Hanwha	Yosu, Korea Selatan	25.000
Nan Ya	Mailiao, Taiwan	80.000
Samsung	Daesan, Korea Selatan	35.000
Showa Denko	Kawasaki, Jepang	24.000
Solvay	Rheinberg, Jerman	50.000
	Tavaux, Prancis	32.000
Spolek	Usti nad Labem, Republik Czech	13.000
Sumitomo	Niihara, Jepang	15.000
Thai Organics	Rayong, Thailand	10.000
Triplex	Taoyuan Zian, Taiwan	10.000
Zachem	Bydgoszcz, Polandia	35.000

Sumber : icis.com

Berdasarkan data kebutuhan impor epiklorohidrin dalam negeri dan kebutuhan impor epiklorohidrin pada beberapa negara di Asia serta melihat beberapa pabrik epiklorohidrin yang telah berdiri di dunia untuk melihat persaingan dunia maka kapasitas yang ditetapkan adalah sebesar 50.000 ton/tahun.

1.3. Tinjauan Pustaka

1.3.1. Proses Pembuatan Epiklorohidrin

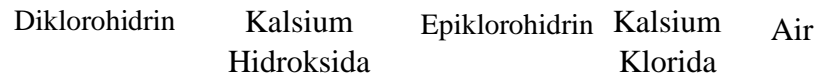
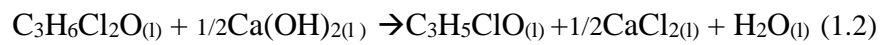
1. Pembuatan Epiklorohidrin dengan mereaksikan Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida. Dengan reaksi sebagai berikut :



Pada proses pembuatan epiklorohidrin ini diklorohidrin direaksikan dengan natrium hidroksida membentuk epiklorohidrin dan natrium klorida. Reaksi tersebut direaksikan di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan konversi sebesar 93,5%. Kinetika reaksi ini terjadi pada orde ke 2 (80°C) dengan konstanta laju reaksi $k_{80} = 133 \text{ m}^3/\text{j kmol}$. Di dalam reaktor reaksi tersebut bereaksi pada suhu sekitar 50-80°C dan pada tekanan atmosferis (Patent.WO2014064127A1).

Reaksi tersebut membutuhkan pelarut organik, pelarut organik dipilih 1,2,3- trikloropropan karena mempunyai massa jenis lebih berat daripada air, titik didih pelarut organik tersebut di antara titik didih diklorohidrin dan titik didih epiklorohidrin (Viriot *et al.*, 1957). Trikloropropan berfungsi sebagai pelarut $\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}$ (produk) agar tidak terbentuk reaksi samping. Dikarenakan apabila $\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}$ tidak segera diikat, maka $\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}$ akan bereaksi dengan reaktan sisa dari NaOH dan H_2O membentuk gliserol ($\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$).

2. Pembuatan Epiklorohidrin dengan mereaksikan Diklorohidrin dan Kalsium Hidroksida. Dengan reaksi sebagai berikut :



Pada proses ini diklorohidrin direaksikan dengan kalsium hidroksida pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan konversi sebesar 88,2% pada suhu 100°C sehingga menghasilkan epiklorohidrin dan kalsium klorida. Kondisi operasi reaksi ini berkisar 60-110°C dan pada tekanan atmosferis (Patent US 4634784).

1.3.2. Pemilihan Proses

1. Potensial Ekonomi

Pemilihan proses dapat dipertimbangkan dengan berbagai cara salah satunya secara ekonomis, yaitu dengan cara menghitung potensial ekonomi (PE) pada tiap proses.

Tabel 1. 2 Daftar Harga Masing-Masing Komponen

Komponen	BM (kg/kmol)	Harga (\$/kg)
$\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}$	128,99	0,91
$\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}$	92,53	13,2
$\text{Ca}(\text{OH})_2$	74	4,5
NaOH	40	0,2
CaCl_2	111	0,2
$\text{C}_3\text{H}_5\text{Cl}_3$	147,44	0,92

Potensial Ekonomi (PE) = Harga produk - Harga bahan baku

a. Proses 1

$$\begin{aligned} PE &= [(BM \times \text{harga}) C_3H_5ClO] - [(BM \times \text{harga}) C_3H_6Cl_2O \\ &\quad + (BM \times \text{harga}) NaOH + (BM \times \text{harga}) C_3H_5Cl_3] \\ &= [(92,53 \times 13,2)] - [(128,99 \times 0,91) + (40 \times 0,2) + \\ &\quad (147,44 \times 0,92)] \\ &= \$ 1006,64/\text{kmol} \end{aligned}$$

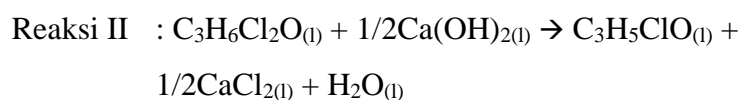
b. Proses 2

$$\begin{aligned} PE &= [(BM \times \text{harga}) C_3H_5ClO + (\frac{1}{2} \times BM \times \text{harga}) CaCl_2] \\ &\quad - [(BM \times \text{harga}) C_3H_6Cl_2O + (\frac{1}{2} \times BM \times \text{harga}) \\ &\quad Ca(OH)_2] \\ &= [(92,53 \times 13,2) + (\frac{1}{2} \times 111 \times 0,2)] - [(128,99 \times 0,91) \\ &\quad + (\frac{1}{2} \times 74 \times 4,5)] \\ &= \$ 994,88 /\text{kmol} \end{aligned}$$

Dilihat hasil potensial ekonomi dari kedua proses tersebut, bahwa PE proses 1 sebesar \$1006,64/kmol, dan PE proses 2 sebesar \$994,88/kmol, maka dipilih proses yang paling menguntungkan yaitu proses 1.

2. Tinjauan Termodinamika

Konsep tinjauan termodinamika dari reaksi pembuatan epiklorohidrin ditinjau dari reaksi, yaitu :



I. Menghitung $\Delta H_{\text{reaksi}}^{\circ}$ standar pada suhu 298 K

Besar atau kecil nilai ΔH menunjukkan jumlah energi yang dibutuhkan maupun dihasilkan. ΔH bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut membutuhkan panas untuk berlangsungnya reaksi sehingga semakin besar ΔH maka semakin besar juga energi yang dibutuhkan. Sedangkan ΔH bernilai negative (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut menghasilkan panas selama proses berlangsungnya reaksi.

Data-data energi pembentukan (ΔH_f°) tiap komponen pada keadaan standar 298 K :

$\Delta H_f^{\circ} \text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}$	= -107,80 kJ/mol
$\Delta H_f^{\circ} \text{NaOH}$	= -426,60 kJ/mol
$\Delta H_f^{\circ} \text{Ca(OH)}_2$	= -986,09 kJ/mol
$\Delta H_f^{\circ} \text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}$	= -129,70 kJ/mol
$\Delta H_f^{\circ} \text{NaCl}$	= -411,20 kJ/mol
$\Delta H_f^{\circ} \text{CaCl}_2$	= -795,80 kJ/mol
$\Delta H_f^{\circ} \text{H}_2\text{O}$	= -241,80 kJ/mol

a) Reaksi I

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{reaksi}}^{\circ} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= \{ \Delta H_f^{\circ}(\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}) + \Delta H_f^{\circ}(\text{NaCl}) + \Delta H_f^{\circ}(\text{H}_2\text{O}) \} - \\ &\quad \{ \Delta H_f^{\circ}(\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}) + \Delta H_f^{\circ}(\text{NaOH}) \} \\ &= \{ (1 \times (-107,80)) + ((1 \times (-411,20)) + ((1 \times (-241,80))) \} - \{ (1 \times (-129,70)) + (1 \times (-426,60)) \} \\ &= -204,5 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{b) } \Delta H_{\text{reaksi}}^{\circ} &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\
&= \{\Delta H_{\text{f}}^{\circ}(\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}) + \Delta H_{\text{f}}^{\circ}(\text{1/2CaCl}_2) + \Delta H_{\text{f}}^{\circ}(\text{H}_2\text{O})\} - \\
&\quad \{\Delta H_{\text{f}}^{\circ}(\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}) + \Delta H_{\text{f}}^{\circ}(\text{1/2Ca(OH)}_2)\} \\
&= \{(1 \times (-107,80)) + ((1/2 \times (-795,8)) + ((1 \times \\
&\quad (-241,80)))\} - \{(1 \times (-129,70)) + (1/2 \times \\
&\quad (-986,09))\} \\
&= -384,155 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

II. Menghitung energi Gibbs ($\Delta G_{\text{reaksi}}^{\circ}$)

ΔG° menunjukkan spontan atau tidak spontannya suatu reaksi kimia. ΔG° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tersebut tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga dibutuhkan energi tambahan dari luar. Sedangkan ΔG° bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara spontan dan hanya sedikit membutuhkan energi. Oleh karena itu, semakin kecil atau negatif ΔG° maka reaksi tersebut akan semakin baik karena untuk berlangsung spontan energi yang dibutuhkan semakin kecil.

Tabel 1. 3 Data Energi Gibbs ($\Delta G_{\text{f}}^{\circ}$)

Senyawa	$\Delta G_{\text{f}}^{\circ}_{298}$ (kJ/mol)
$\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}$	-83,09
$\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}$	-36,74
NaOH	-379,5
Ca(OH)_2	-898,49
NaCl	-384,1
CaCl_2	-748,1
H_2O	-228,60

(Yaws, 1999)

a) Reaksi I

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{reaksi}}^{\circ} &= \Delta G_{\text{produk}} - \Delta G_{\text{reaktan}} \\
 &= \{ \Delta G_{\text{f}}^{\circ}(\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}) + \Delta G_{\text{f}}^{\circ}(\text{NaCl}) + \\
 &\quad \Delta G_{\text{f}}^{\circ}(\text{H}_2\text{O}) \} - \{ \Delta G_{\text{f}}^{\circ}(\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}) + \\
 &\quad \Delta G_{\text{f}}^{\circ}(\text{NaOH}) \} \\
 &= \{ (1 \times (-36,74)) + ((1 \times (-384,1)) + ((1 \\
 &\quad \times (-228,60))) \} - \{ (1 \times (-83,09)) + (1 \times \\
 &\quad (-379,5)) \} \\
 &= -186,85 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

b) $\Delta H_{\text{reaksi}}^{\circ} = \Delta G_{\text{produk}} - \Delta G_{\text{reaktan}}$

$$\begin{aligned}
 &= \{ \Delta G_{\text{f}}^{\circ}(\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}) + \Delta G_{\text{f}}^{\circ}(\text{1/2CaCl}_2) + \\
 &\quad \Delta G_{\text{f}}^{\circ}(\text{H}_2\text{O}) \} - \{ \Delta G_{\text{f}}^{\circ}(\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}) + \\
 &\quad \Delta G_{\text{f}}^{\circ}(\text{1/2Ca(OH)}_2) \} \\
 &= \{ (1 \times (-36,74)) + ((1/2 \times (- \\
 &\quad 748,1)) + ((1 \times (-228,60))) \} - \{ (1 \times (- \\
 &\quad 83,09)) + (1/2 \times (-898,49)) \} \\
 &= -107,06 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

a. Proses I

Menentukan nilai K_{298} dengan rumus berikut :

$$\ln K = \frac{-\Delta G}{RT}$$

$$K_{298} = \exp\left(\frac{\Delta G_{298}}{RT}\right)$$

$$K_{298} = 5,66 \times 10^{32}$$

Menentukan nilai K pada suhu 80°C (353 K)

menggunakan persamaan Van't Hoff :

$$\ln \left(\frac{K_{353}}{K_{298}} \right) = -\frac{\Delta H^{\circ}_r}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \left(\frac{K_{353}}{1,48 \times 10^8} \right) = -2,4664$$

$$\frac{K_{353}}{1,59 \times 10^8} = 0,0849$$

$$K_{353} = 4,81 \times 10^{31}$$

b. Proses II

Menentukan nilai K_{298} dengan rumus berikut :

$$\ln K = \frac{-\Delta G}{RT}$$

$$K_{298} = \exp \left(\frac{\Delta G_{298}}{RT} \right)$$

$$K_{298} = 5,83 \times 10^{18}$$

Menentukan nilai K pada suhu 80°C (353 K)

menggunakan persamaan Van't Hoff :

$$\ln \left(\frac{K_{353}}{K_{298}} \right) = -\frac{\Delta H^{\circ}_r}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \left(\frac{K_{353}}{1,48 \times 10^8} \right) = -2,4664$$

$$\frac{K_{353}}{1,59 \times 10^8} = 0,0849$$

$$K_{353} = 1,20 \times 10^{01}$$

3. Perbandingan Proses Pembuatan Epiklorohidrin

Tabel 1. 4 Perbandingan Proses Pembuatan Epiklorohidrin

No	Tinjauan	Proses 1	Proses 2
1	Fase Reaksi	Cair ***	Cair ***
2	Suhu	50°C – 80°C ***	60°C – 110°C ***
3	Tekanan	Atmosferis ***	Atmosferis ***
4	Reaktor	RATB ***	RATB ***
5	Konversi	93,5% ***	88,2% **
6	Harga	NaOH ***	Ca(OH) ₂ **
Jumlah*		18	16

Keterangan :

- * = kurang menguntungkan
- ** = menguntungkan
- *** = sangat menguntungkan

Dari hasil perbandingan Tabel 1.8 dapat dilihat proses I lebih menguntungkan, sehingga digunakan proses I untuk memproduksi Epiklorohidrin pada fase cair.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk

Spesifikasi Produk	Epiklorohidrin
Fase	Cair
Rumus Molekul	C_3H_5ClO
Berat Molekul	92,52 kg/kmol
Titik didih	117,9 °C
Titik beku	-25 °C
Densitas	1,17 kg/liter (20 °C)
Tekanan uap	16,4 mmHg (25 °C)
Kelarutan	6,59 kg/100 kg air (25 °C)
	118 kg/100 kg trikloropropan (25 °C)

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi Bahan Baku	Diklorohidrin	Natrium Hidroksida	Trikloropropan
Fase	Cair	Padat	Cair
Rumus Molekul	$C_3H_6Cl_2O$	NaOH	$C_3H_5Cl_3$
Berat Molekul	128,99 kg/kmol	40 kg/kmol	147,44 kg/kmol
Titik didih	174,3 °C	1388 °C	156 °C
Densitas	1,363 kg/liter (20 °C)	2,13 g/ml (25 °C)	1,390 kg/liter (20 °C)
Tekanan uap	0,75 mmHg		3,69 mmHg
Titik lebur		323 °C	
Kelarutan	12 kg/100 kg air	109 kg/100 kg air (20 °C)	$1,750 \times 10^{-6}$ kg/liter air (20 °C)
Kemurnian	98%	99%	99%

2.3. Pengendalian Kualitas

Dalam suatu proses produksi di suatu pabrik, pengendalian kualitas merupakan salah satu hal yang penting. Tujuannya adalah untuk mencegah terjadinya penyimpangan kualitas produk yang dihasilkan sebelum ke konsumen. Penyimpangan kualitas bisa terjadi karena mutu bahan baku yang tidak baik, kerusakan alat, dan kesalahan operasi. Penyimpangan dapat diketahui dengan cara analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan dan dari hasil monitor. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Epiklorohidrin ini meliputi:

a. Pengawasan kualitas bahan baku

Pengawasan kualitas bahan baku dilakukan pada bahan dasar dan bahan tambahan pembuatan epiklorohidrin yang bertujuan untuk *monitoring* atau memantau kualitas bahan baku dari mulai bahan baku tersebut datang dari *supplier* hingga bahan baku tersebut siap untuk digunakan pada proses produksi. Pengawasan mutu bahan baku dilakukan terhadap kemurnian bahan baku yang akan digunakan yaitu diklorohidrin 98%, natrium hidroksida 99%, dan trikloropropan 99%. Pengawasan ini dilakukan melalui uji laboratorium terhadap sampel bahan baku. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan dan dikirim ulang oleh *supplier*.

b. Pengawasan mutu selama proses produksi

Pengawasan dalam proses produksi yang paling utama adalah pengendalian alat-alat proses yang digunakan mulai dari mengontrol

suhu, aliran cairan serta ketinggian cairan dalam alat proses. Kontrol suhu dilakukan pada hasil keluaran alat penukar panas seperti *cooler* dan *heater* dengan menggunakan *Temperature Controller (TC)*. Untuk mengontrol aliran cairan dilakukan pada setiap aliran antar alat proses dengan menggunakan *Flow Controller (FC)*. Kontrol ketinggian dilakukan pada tangki dengan menggunakan *Level Controller (LC)*. Serta alat *Weight Controller (WC)* yang terpasang pada bagian ujung pengeluaran *conveyor*, biasanya digunakan untuk proses dengan bahan baku padatan. Selain itu aspek pengawasan yang perlu diamati adalah keadaan bahan dan reaksi yang ditimbulkan, standar operasional mesin produksi dan keadaan produk akhir sebelum *finished good* disimpan di gudang maupun kelayakan pemasaran atau konsumsi.

c. Pengawasan mutu barang jadi

Pengawasan ini melakukan pengendalian terhadap *finished good* pada akhir proses dimana barang masih di dalam tangga penyimpanan maupun yang hendak dipasarkan. Pengendalian mutu ini dilakukan terhadap kemurnian epiklorohidrin yaitu 99% dengan melakukan uji laboratorium terhadap sampel produk.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Untuk pembuatan Epiklorohidrin dengan menggunakan bahan baku diklorohidrin dan natrium hidroksida, melalui proses persiapan bahan baku serta proses reaksi, yaitu reaksi dehidroklorinasi.

3.1.2 Proses Persiapan Bahan Baku

Pada proses persiapan bahan baku, diawali dengan mengalirkan NaOH 98% *flakes* menggunakan *screw conveyor* dari silo (Silo-01) ke *mixer* (M-01) yang akan diencerkan menjadi larutan NaOH 18%. Setelah itu, larutan NaOH 18% keluar M-01 dipanaskan terlebih dahulu sampai suhu 80°C di *heater* (HE-01) sebelum masuk ke reaktor alir tangka berpengaduk (R-01). Kemudian, diklorohidrim dari tangka penyimpanan (T-01) dan triklorohidrin dari tangka penyimpanan (T-02) dipompakan menuju *mixer* (M-02). Selanjutnya, arus keluaran *mixer* (M-02) dipanaskan terlebih dahulu di *heater* (HE-02) sampai suhu 80°C sebelum masuk ke reaktor (R-01).

3.1.3 Proses Reaksi Pembuatan Epiklorohidrin

Reaksi pembentukan epiklorohidrin antara natrium hidroksida dari *mixer* (M-01) dengan arus campuran yang sudah dipanaskan menjadi 80°C keluar dari *mixer* (M-02) dan tekanan 1 atm dari reaktor

Sedangkan hasil bawah MD-01 didinginkan terlebih dahulu menggunakan *cooler* (CO-03) dari suhu 126,56°C menjadu 35°C untuk dipompakan ke UPL. Hasil atas MD-02 dialirkan ke *evaporator* (EV-01), dan hasil bawahnya dipompakan ke UPL yang sebelumnya sudah didinginkan menggunakan *cooler* (CO-04). Hasil keluaran bawah berupa produk epiklorohdrin 99% didinginkan terlebih dahulu pada *cooler* (CO-05) sehingga suhu mencapai 35°C kemudian disimpan di tangki penyimpanan (T-03). Sedangkan hasil keluaran atas EV-01 berupa air didinginkan terlebih dahulu di *cooler* (CO-06) sebelum dipompakan ke UPL.



3.2 Spesifikasi Alat

1. Tangki

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Spesifikasi Alat	T-01	T-02	T-03
Fungsi	Menyimpan kebutuhan $C_3H_6Cl_2O$ 7.897.829,44 kg sebagai bahan baku selama 30 hari	Menyimpan kebutuhan $C_3H_5Cl_3$ 11.271.792,30 kg untuk proses produksi selama 30 hari.	Menyimpan C_3H_5ClO 2.272.727,20 kg selama 15 hari.
Jenis	Tangki silinder tegak dengan tutup <i>torispherical</i> dan alas datar	Tangki silinder tegak dengan tutup <i>torispherical</i> dan alas datar	Tangki silinder tegak dengan tutup <i>torispherical</i> dan alas datar
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainless Steel SA-167, type 304-3</i>
Fase	Cair	Cair	Cair
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah
Suhu	30°C	30°C	30°C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Diameter Tangki	24,3840 m	24,3840 m	13,7160 m
Volume	1424,3333 m ³	1730,9336 m ³	412,9115 m ³
Tebal <i>Shell</i>	0,1875 in	0,1875 in	0,1875 in
Tebal Tutup	0,875 in	0,7500 in	0,4375 in
Tinggi Tangki	19,9630 m	19,9598 m	20,3965 m
Harga	\$ 1.506.956	\$ 681.729	\$ 389.021

2. Silo

Tabel 3. 2 Spesifikasi Silo

Spesifikasi Alat	SL-01
Fungsi	Tempat penyimpan NaOH sebelum dialirkan ke <i>screw conveyor</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167 type II Grade 316</i>
Kapasitas	370,2717 m ³ selama 7 hari
Suhu	30°C
Tekanan	1 atm
Diameter Silo	8,7295 m

Tabel 3.2 Lanjutan

Tinggi Silo	20,7146 m
Tebal <i>Shell</i>	0,1875 in
Tebal <i>Head</i>	0,3750 in
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 142.355

3. *Conveyor***Tabel 3. 3** Spesifikasi *Screw Conveyor*

Spesifikasi Alat	SC-01
Fungsi	Mengangkut komponen NaOH dari Silo-01 menuju <i>mixer</i>
Jenis	<i>Screw Conveyor</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167 type II Grade 316</i>
Suhu	30°C
Tekanan	1 atm
Diameter <i>Screw</i>	9 in
Kecepatan Putaran	1 rpm
Daya	1/8 HP
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 48.650

4. *Mixer***Tabel 3. 4** Spesifikasi Mixer M-01 dan M-02

Spesifikasi Alat	M-01	M-02
Fungsi	Mengencerkan umpan NaOH 98% sehingga NaOH menjadi 18% sebelum diumpankan ke dalam R-01	Mencampurkan komponen umpan $C_3H_6Cl_2O$, $C_3H_5Cl_3$ sebelum masuk R-01
Jenis	Silinder tegak dengan alas dan tutup <i>torispherical</i>	Silinder tegak dengan alas dan tutup <i>torispherical</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167, type 304-3</i>	<i>Stainless Steel SA-167, type 304-3</i>
Suhu	30°C	30°C
Tekanan	1 atm	1 atm
Tebal <i>Shell</i>	0,1875 in	0,25 in

Tabel 3.4 Lanjutan

Tebal <i>Head</i>	0,1875 in	0,1875 in
Diameter <i>Mixer</i>	2,0076 m	3,2004 m
Tinggi Total <i>Mixer</i>	3,8284 m	5,8604 m
Jumlah <i>Baffle</i>	4	4
Panjang <i>Blade</i>	0,1770 m	0,2656 m
Jumlah Pengaduk	1	1
Diameter Pengaduk	0,7080 m	1,0626 m
<i>Power</i> Pengaduk	10 Hp	15 Hp
Jumlah	1 unit	1 unit
Harga	\$ 813.688	\$ 1.459.200

5. Reaktor

Tabel 3. 5 Spesifikasi Reaktor R-01 dan R-02

Spesifikasi Alat	R-01 dan R-02
Fungsi	Mereaksikan Diklorohidrin ($C_3H_6Cl_2O$) dan Natrium Hidroksida (NaOH)
Jenis	Silinder vertikal dengan alas dan <i>head</i> berbentuk <i>torispherical dished head</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167 type II Grade 316</i>
Suhu	80°C
Tekanan	1 atm
Tebal <i>Shell</i>	0,25 in
Tebal <i>Head</i>	0,25 in
Diameter Reaktor	4,8137 m
Tinggi Reaktor	9,1508 m
Jumlah <i>Impeller</i> pada Pengaduk	1 unit
Diameter Pengaduk	1,6214 m
Panjang <i>Blade</i>	0,4053 m
Jumlah <i>Baffle</i>	4
<i>Power</i> Pengaduk	25 Hp
Tebal Jaket	0,3125 in
Diameter Jaket	4,9943 m
Jumlah	1 unit
Harga	\$ 2.390.337

6. Dekanter

Tabel 3. 6 Spesifikasi Dekanter

Spesifikasi Alat	DE-01
Fungsi	Memisahkan fase ringan (lapisan atas) dengan fase berat (lapisan bawah).
Jenis	<i>Horizontal Cylinder Vessel</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167 Tipe 304-3.</i>
Suhu	65°C
Tekanan	1 atm
Densitas <i>Heavy Stream</i>	1,1921 kg/liter
Densitas <i>Light Stream</i>	1,1782 kg/liter
Fase Terdispersi	10,1664
Fase Ringan	C ₃ H ₆ Cl ₂ O, C ₃ H ₅ Cl ₃ , C ₃ H ₅ ClO, H ₂ O
Fase Berat	C ₃ H ₆ Cl ₂ O, C ₃ H ₅ ClO, NaOH, NaCl, H ₂ O
Waktu Tinggal	10 menit
Volume <i>Heavy Stream</i>	9,4117 m ³
Volume <i>Light Stream</i>	3,1237 m ³
Volume Ruang Kosong	2,5071 m ³
Tinggi Pipa Umpan Masuk Z ₃	1,0620 m
Tinggi Pipa <i>Light Stream Out</i> Z ₁	1,9117 m
Tinggi Pipa <i>Heavy Stream Out</i> Z ₂	1,9017 m
Tebal <i>Shell</i> Standar	0,1875 in
Tebal <i>Head</i> Tangki Standar	0,1875 in
Panjang Total Tangki	4,2466 m
Harga	\$ 37.599

7. Menara Distilasi

Tabel 3. 7 Spesifikasi Menara Distilasi MD-01 dan MD-02

Spesifikasi Alat	MD-01	MD-02
Fungsi	Memisahkan H ₂ O dari C ₃ H ₅ ClO, C ₃ H ₅ Cl ₃ dan C ₃ H ₆ Cl ₂ O	Memisahkan H ₂ O dari C ₃ H ₅ ClO dan C ₃ H ₆ Cl ₂ O
Jenis	<i>Sieve Tray Distillation Tower</i>	<i>Sieve Tray Distillation Tower</i>
Tinggi Menara	13,4742 m	13,1681 m
Diameter Menara	4,4897 m	3,0765 m
Jumlah <i>Plate</i>	21	24

Tabel 3.7 Lanjutan

Spesifikasi Tray :

<i>Tray Spacing</i>	0,45 m	0,45 m
<i>Tray Thickness</i>	3 mm	3 mm
<i>Diameter Hole</i>	5 mm	5 mm
<i>Jumlah Hole</i>	38299	17984
<i>Panjang Weir</i>	3,4570 m	2,3689 m
<i>Tinggi Weir</i>	0,0500 m	0,0500 m
<i>Material</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>
<i>Harga</i>	\$ 114.450	\$ 80.492

8. Evaporator

Tabel 3. 8 Spesifikasi Evaporator

Spesifikasi Alat	EV-01
Fungsi	Menguapkan sebagian air dari produk MD-02
Jenis	<i>Long tube Vertical Evaporator</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA 167 type II Grade 316</i>
Suhu Masuk	113,57°C
Suhu Keluar	184,69°C
Tekanan	1 atm
Luas Transfer Panas	538,1537 ft ²
Jumlah <i>Tube</i> Evaporator	250 buah
<i>OD Tube</i>	¾ in
<i>ID Tube</i>	0,584 in
<i>OD Shell</i>	20 in
<i>ID Shell</i>	19,3725 in
<i>Panjang Tube (L)</i>	16 ft
<i>Uc</i>	305,0613 Btu/Jam.ft ² .F
<i>Ud</i>	211,3320 Btu/Jam.ft ² .F
<i>Rd</i>	0,0015 jam.ft ² .F/btu
<i>Rd min</i>	0,001 jam.ft ² .F/btu
<i>Pressure Drop Shell</i>	0,0031 psi
<i>Pressure Drop Tube</i>	0,0378 psi
<i>ID Shell</i> Separator Fasa	19,3725 in
Tebal <i>Head</i> Separator Fasa	0,1875 in
Tebal <i>Shell</i> Separator Fasa	0,1875 in
Tinggi Total Evaporator	1,1368 m
Harga	\$ 236.268

9. Heater

Tabel 3. 9 Spesifikasi Heater HE-01, HE-02 dan HE-03

Spesifikasi Alat	HE-01	HE-02	HE-03
Fungsi	Memanaskan keluaran Mixer-01 sebelum masuk R-01	Memanaskan keluaran Mixer-02 sebelum masuk R-01	Memanaskan keluaran Dekanter sebelum masuk MD-01
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu Masuk	55,07°C	30 °C	65 °C
Suhu Keluar	80 °C	80 °C	122,92°C
Luas Transfer Panas	241,38 ft ²	431,69 ft ²	976,04 ft ²
<i>Cold Fluid</i>	Arus Keluar Mixer-01	Arus Keluar Mixer-02	Arus Keluar Mixer-03
<i>ID Shell</i>	15 ¼ in	19 ¼ in	27 in
<i>ID Tube</i>	0,856 in	0,856 in	0,856 in
<i>Hot Fluid</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
OD	1 in	1 in	1 in
Panjang <i>Tube</i> (L)	12 ft	12 ft	12 ft
Uc	412,65 Btu/Jam.ft ² .F	285,85 Btu/Jam.ft ² .F	217,20 Btu/Jam.ft ² .F
Ud	44,6700 Btu/Jam.ft ² .F	54,2414 Btu/Jam.ft ² .F	55,8112 Btu/Jam.ft ² .F
Rd	0,020 jam.ft ² .F/btu	0,015 jam.ft ² .F/btu	0,013 jam.ft ² .F/btu
Rd besar	0,003 jam.ft ² .F/btu	0,003 jam.ft ² .F/btu	0,003 jam.ft ² .F/btu
ΔP	0,0041 psi	0,0041 psi	0,0040 psi
Harga	\$ 17.937	\$ 30.733	\$ 59.867

10. Reboiler

Tabel 3. 10 Spesifikasi Reboiler RE-01 dan RE-02

Spesifikasi Alat	RE-01	RE-02
Fungsi	Menguapkan sebagian hasil bawah MD-01	Menguapkan sebagian hasil bawah MD-02
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>

Tabel 3.10 Lanjutan

Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu Masuk	126,65 °C	118,17 °C
Suhu Keluar	126,56 °C	118,17 °C
Luas Transfer Panas	2821,0891 ft ²	995,8621 ft ²
<i>Cold Fluid</i>	Arus Keluar MD-01	Arus Keluar MD-02
<i>ID Shell</i>	35 in	23 ¼ in
<i>ID Tube</i>	0,87 in	0,87 in
<i>Hot Fluid</i>	<i>steam</i>	<i>steam</i>
OD	1 in	1 in
Panjang <i>Tube</i> (L)	20 ft	20 ft
Uc	281,4536 Btu/Jam.ft ² .F	224,1335 Btu/jam.ft ² .F
Ud	177,4721 Btu/jam.ft ² .F	159,8624 Btu/jam.ft ² .F
Rd	0,004 jam.ft ² .F/btu	0,004 jam.ft ² .F/btu
Rd min	0,003 jam.ft ² .F/btu	0,003 jam.ft ² .F/btu
ΔP	0,0041 psi	0,0042 psi
Harga	\$ 81.802	\$ 43.072

11. *Cooler***Tabel 3. 11** Spesifikasi *Cooler* CO-01, CO-02 dan CO-03

Spesifikasi Alat	CO-01	CO-02	CO-03
Fungsi	Mendinginkan keluaran R-02 sebelum masuk DE-01	Mendinginkan keluaran DE-01 sebelum menuju UPL	Mendinginkan keluaran MD-01 sebelum menuju UPL
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu Masuk	80 °C	65 °C	126,56 °C
Suhu Keluar	65 °C	35 °C	35 °C
Luas Transfer Panas	660,0015 ft ²	2266,1493 ft ²	1327,9487 ft ²
<i>Cold Fluid</i>	Air Pendingin	Air Pendingin	Air Pendingin
<i>ID Shell</i>	23 ¼ in	31 in	31
<i>ID Tube</i>	1,37 in	0,87 in	1,37 in
<i>Hot Fluid</i>	Arus Keluaran R-02	Arus Keluaran <i>Heavy Stream</i> DE-01	Arus Keluaran <i>Bottom</i> MD-01
OD	1 ½ in	1 in	1 ½ in
Panjang <i>Tube</i> (L)	20 ft	20 ft	20 ft

Tabel 3. 12 Lanjutan

Uc	215,3085 Btu/Jam.ft ² .F	84,3063 Btu/Jam.ft ² .F	135,4656 Btu/Jam.ft ² .F
Ud	55,4351 Btu/Jam.ft ² .F	57,1985 Btu/Jam.ft ² .F	95,5737 Btu/Jam.ft ² .F
Rd	0,0134	0,0056	0,0031
Rd min	0,003 jam.ft ² .F/btu	0,003 jam.ft ² .F/btu	0,003 jam.ft ² .F/btu
ΔP	6,443 psi	1,368 psi	2,267 psi
Harga	\$ 45.699	\$ 73.577	\$ 59.409

Tabel 3. 13 Spesifikasi Cooler CO-04, CO-05 dan CO-06

Spesifikasi Alat	CO-04	CO-05	CO-06
Fungsi	Mendinginkan keluaran MD-02 sebelum menuju UPL	Mendinginkan keluaran <i>bottom</i> Evaporator sebelum menuju Tangki Produk	Mendinginkan keluaran destilat Evaporator sebelum menuju UPL
Jenis	<i>Double pipe</i>	<i>Double pipe</i>	<i>Double pipe</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu Masuk	118,17 °C	184,69 °C	184,69 °C
Suhu Keluar	35 °C	35 °C	35 °C
Luas Transfer Panas	39,5806 ft ²	149,3583 ft ²	36,4849 ft ²
<i>Hot Fluid (annulus)</i>	Arus Keluaran <i>Bottom</i> MD-02	Arus Keluaran <i>Bottom</i> EV-01	Arus Keluaran Distilat EV-01
<i>ID annulus</i>	2,067 in	4,026 in	2,067 in
<i>OD annulus</i>	2,38 in	4,50 in	2,38 in
<i>Cold Fluid (inner)</i>	Air Pendingin	Air Pendingin	Air Pendingin
<i>ID inner</i>	1,38 in	3,07 in	1,38 in
<i>OD inner</i>	1,66 in	3,5 in	1,66 in
Panjang <i>Tube</i> (L)	20 ft	15 ft	20 ft
Uc	88,6291 Btu/Jam.ft ² .F	233,3560 Btu/Jam.ft ² .F	280,5800 Btu/Jam.ft ² .F
Ud	55,6801 Btu/Jam.ft ² .F	106,1789 Btu/Jam.ft ² .F	97,7623 Btu/Jam.ft ² .F

Tabel 3. 14 Lanjutan

Rd	0,0054 jam.ft ² .F/btu	0,0051 jam.ft ² .F/btu	0,0067 jam.ft ² .F/btu
Rd min	0,003 jam.ft ² .F/btu	0,003 jam.ft ² .F/btu	0,003 jam.ft ² .F/btu
ΔP	0,289 psi	0,632 psi	0,08 psi
Harga	\$ 15.881	\$ 27.078	\$ 14.167

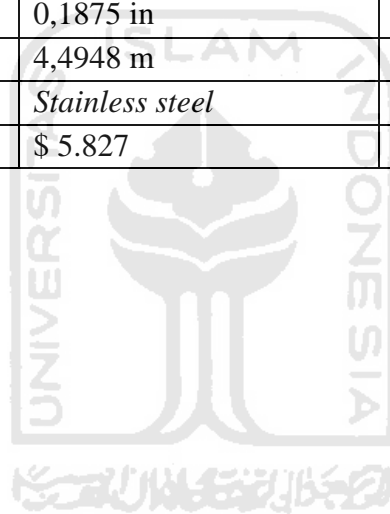
12. *Condensor***Tabel 3. 15** Spesifikasi *Condensor* CD-01 dan CD-02

Spesifikasi Alat	CD-01	CD-02
Fungsi	Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi-01 (MD-01)	Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi-02 (MD-02)
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	<i>Shell and Tube</i>
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Suhu Masuk	113,81°C	113,57°C
Suhu Keluar	111,84°C	111,21°C
Tekanan	1 atm	1 atm
Luas Transfer Panas	1539,7128 ft ²	758,9832 ft ²
Jumlah <i>tube condenser</i>	334 buah	152 buah
OD <i>tube</i>	1 in	1 in
ID <i>tube</i>	0,87 in	0,87 in
ID <i>Shell</i>	27 in	19 ¼ in
Panjang <i>Tube</i> (L)	20 ft	20 ft
Uc	131,4236 Btu/jam.ft ² .F	132,8698 Btu/jam.ft ² .F
Ud	79,2385 Btu/jam.ft ² .F	90,5967 Btu/jam.ft ² .F
Rd	0,005	0,004
<i>Pressure Drop Shell</i>	1,15476 psi	0,76499 psi
<i>Pressure Drop Tube</i>	4,0829 psi	4,8984 psi
Harga	\$ 98.941	\$ 66.951

13. Akumulator

Tabel 3. 16 Spesifikasi Akumulator AC-01 dan AC-02

Spesifikasi Alat	AC-01	AC-02
Fungsi	Menyimpan hasil kondensasi (CD-01)	Menyimpan hasil kondensasi (CD-02)
Jenis	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal
Fase	Cair	Cair
Diameter Tangki	2,1075 m	1,6514 m
Volume	17,8685 m ³	8,5970 m ³
Tebal <i>Shell</i>	0,1875 in	0,1875 in
Tebal Tutup	0,1875 in	0,1875 in
Tebal Alas	0,1875 in	0,1875 in
Tinggi Tangki	4,4948 m	3,5826 m
Bahan	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>
Harga	\$ 5.827	\$ 3.656



14. Pompa

Tabel 3. 17 Spesifikasi Pompa P-01 - P-07

Spesifikasi Alat	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07
Fungsi	Mengalirkan $C_3H_6Cl_2O$ dari T-01 menuju M-02	Mengalirkan $C_3H_5Cl_3$ dari T-02 menuju M-02	Mengalirkan larutan NaOH 18% dari M-01 menuju R-01	Mengalirkan larutan dari M-02 menuju R-02	Mengalirkan larutan dari R-01 menuju R-02	Mengalirkan larutan dari R-02 menuju DE-01	Mengalirkan larutan dari DE-01 menuju MD-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas (gpm)	282,9611	83,3412	84,2956	435,8912	404,1992	403,4734	298,3652
Suhu	30 °C	30 °C	55,07 °C	30 °C	80 °C	80 °C	65 °C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
ID (in)	6,065 in	3,068 in	3,068 in	6,065 in	6,065 in	6,065 in	6,065 in
Sch N	40	40	40	40	40	40	40
NPS (in)	6 in	3 in	3 in	6 in	6 in	6 in	6 in
Total Head (m)	3,9826 m	4,1937 m	11,1255 m	9,5514 m	9,6600 m	2,6315 m	13,6293 m
Motor Penggerak (Hp)	1 1/2	¾	2	5	7 ½	2	7
Efisiensi Pompa	78%	60%	62%	80%	80%	80%	80%
Jumlah	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit
Harga	\$ 31.076	\$ 20.565	\$ 20.565	\$ 31.076	\$ 31.076	\$ 31.076	\$ 31.076

Tabel 3. 18 Spesifikasi Pompa P-08 - P-13

Spesifikasi Alat	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12	P-13
Fungsi	Mengalirkan larutan dari DE-01 menuju UPL	Memompakan larutan dari AC-01 menuju MD-02	Mengalirkan larutan dari DE-01 menuju MD-01	Mengalirkan larutan dari DE-01 menuju UPL	Memompakan larutan dari AC-01 menuju MD-02	Mengalirkan larutan dari EV-01 menuju Tangki Produk
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas (gpm)	98,4614	273,5284	298,3652	98,4614	273,5284	35,1120
Suhu	65 °C	113,81°C	65 °C	65 °C	113,81°C	184,69 °C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
ID (in)	4,026 in	6,065 in	6,065 in	4,026 in	6,065 in	2,469 in
Sch N	40	40	40	40	40	40
NPS (in)	4 in	6 in	6 in	4 in	6 in	2,5 in
Total <i>Head</i> (m)	3,6933 m	13,2915 m	13,6293 m	3,6933 m	13,2915 m	20,6087 m
Motor Penggerak (Hp)	$\frac{3}{4}$	5	7	$\frac{3}{4}$	5	1 $\frac{1}{2}$
Efisiensi Pompa*	65%	78%	80%	65%	78%	50%
Jumlah	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit
Harga	\$ 24.221	\$ 31.076	\$ 31.076	\$ 24.221	\$ 31.076	\$ 18.052

* η_p (figure 14-37 Peters page. 520) .

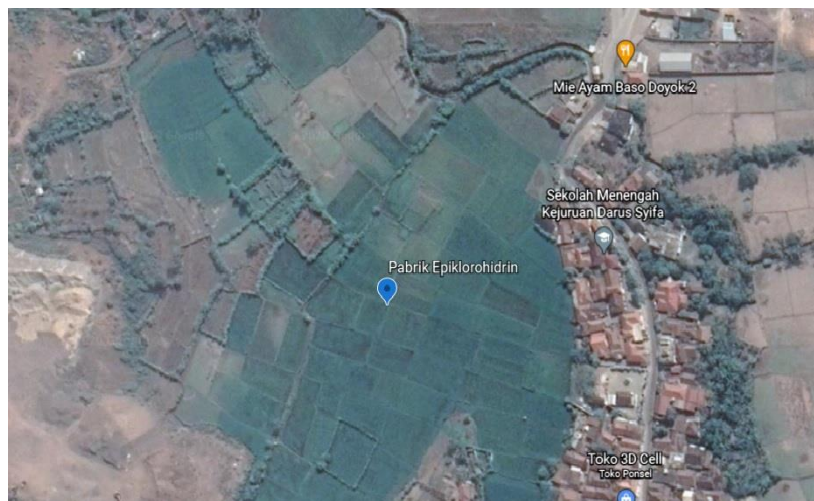
BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena akan berkaitan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Oleh karena itu, lokasi pabrik perlu dipertimbangkan dengan baik sejak perancangan pabrik. Pertimbangan utama adalah lokasi pabrik harus memberikan biaya produksi dan distribusi minimum, namun harus memperhatikan keamanan untuk menjalankan operasi pabrik dan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik.

Pabrik epiklorohidrin dari diklorohidrin dan natrium hidroksida dengan kapasitas 50.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Desa Kepuh, Kecamatan Ciwandan, Kota Cilegon, Jawa Barat.



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik

Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik tersebut dikarenakan beberapa faktor, antara lain :

4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer akan secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utamanya meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah:

a. Ketersediaan Bahan Baku

Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku sehingga transportasi berjalan lancar dan dapat meminimalisir biaya transportasi. Pengadaan bahan baku diperhatikan untuk menjamin kelangsungan produksi, sehingga waktu pengiriman bahan baku menjadi hal penting. Bahan baku berupa diklorohidrin dan pelarut trikloropropan didapat dengan mengimpor dari PT. Haihang *Industry Co.,Ltd*, Cina. Untuk kebutuhan NaOH sebagai bahan baku pembuatan epiklorohidrin didapat dari PT. Asahimas *Chemical*, Cilegon. Pemilihan lokasi pabrik di Cilegon sebagai lokasi pabrik epiklorohidrin dianggap tepat karena dekat dengan pelabuhan untuk keperluan bahan yang diimpor, dan dekat dengan PT. Asahimas *Chemical* sebagai penyuplai NaOH 98%.

b. Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik, air dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang penting. Tenaga listrik tersebut didapat

dari PLN dan tenaga listrik sendiri. Pembangkit listrik utama untuk pabrik adalah menggunakan generator diesel yang bahan bakarnya didapat dari Pertamina. Lokasi pabrik dekat dengan PT. Krakatau Tirta Industri yang merupakan penyuplai air bersih untuk beberapa pabrik di kawasan industri Cilegon yang dibutuhkan untuk sistem utilitas, maka keperluan air (air proses, air pendingin/penghasil *steam*, dan lain-lain) dapat diperoleh dengan mudah,

c. Letak Pasar

Kota Cilegon merupakan kota yang strategis karena dekat dengan pelabuhan, sehingga memudahkan untuk mengekspor produk ke pasar internasional. Untuk sisi dalam negeri, pabrik yang membutuhkan epiklorohidrin banyak terdapat di Provinsi Banten, seperti pabrik sabun, deterjen, gliserol, karet, dan lain-lain.

d. Ketenagakerjaan

Lokasi pabrik epiklorohidrin ini terdapat di Kota Cilegon yang dimana kota tersebut merupakan daerah industri di Indonesia, sehingga ketersediaan tenaga kerja industri di kota tersebut sudah memadai dari segi pendidikan maupun fisik.

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses operasional pabrik. Akan tetapi berpengaruh dalam kelancaran prses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi:

a. Perluasan Pabrik

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan. Karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik tidak kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. Perizinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga akan memperoleh kemudahan untuk mengurus perizinan pendirian pabrik. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam pengaturan tata letak pabrik diantaranya:

- Keamanan kerja terpenuhi.
- Pengoperasian, pengontrolan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- Pemanfaatan area tanah seefisien mungkin.
- Transportasi yang baik dan efisien.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Lingkungan prasarana dan fasilitas sosial yang dimaksud seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, penyediaan bengkel industri, dan fasilitas umum lainnya seperti rumah sakit, sekolah, bank dan sarana ibadah.

d. Masyarakat sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka karena sudah terbiasa dengan adanya industri, karena dengan pendirian pabrik baru akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik-pabrik didirikan.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi lalu lintas karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku, dan produk yang saling berhubungan. Tata letak pabrik dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik efisien dan proses produksi serta distribusi dapat berjalan dengan lancar, keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan proses dan utilitas, terdapat beberapa bangunan lainnya seperti kantor, bengkel, laboratorium, kantin, poliklinik, pemadam kebakaran, pos keamanan, mesh, dan sebagainya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas, barang, dan proses.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

a. Daerah Proses

Daerah proses merupakan daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.

b. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya ledakan, kebakaran, asap atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik. Sehingga harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti hidran, penampung air yang cukup dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan lainnya yang berguna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

c. Bangunan

Bangunan harus memenuhi standar dan perlengkapan yang mumpuni seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

d. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi faktor 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.

e. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, *steam*, dan listrik akan memudahkan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses ditata dengan baik sehingga petugas dapat dengan mudah menjangkaunya dan dapat membuat kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

f. Jaringan Jalan Raya

Untuk memudahkan segala operasi di pabrik, maka diantara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menaggulangnya.

Tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama. Masing-masing daerah utama tersebut dipakai untuk membantu proses produksi yang sedang berlangsung. Umumnya pada suatu pabrik terbagi menjadi beberapa wilayah utama, antaranya yaitu :

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung

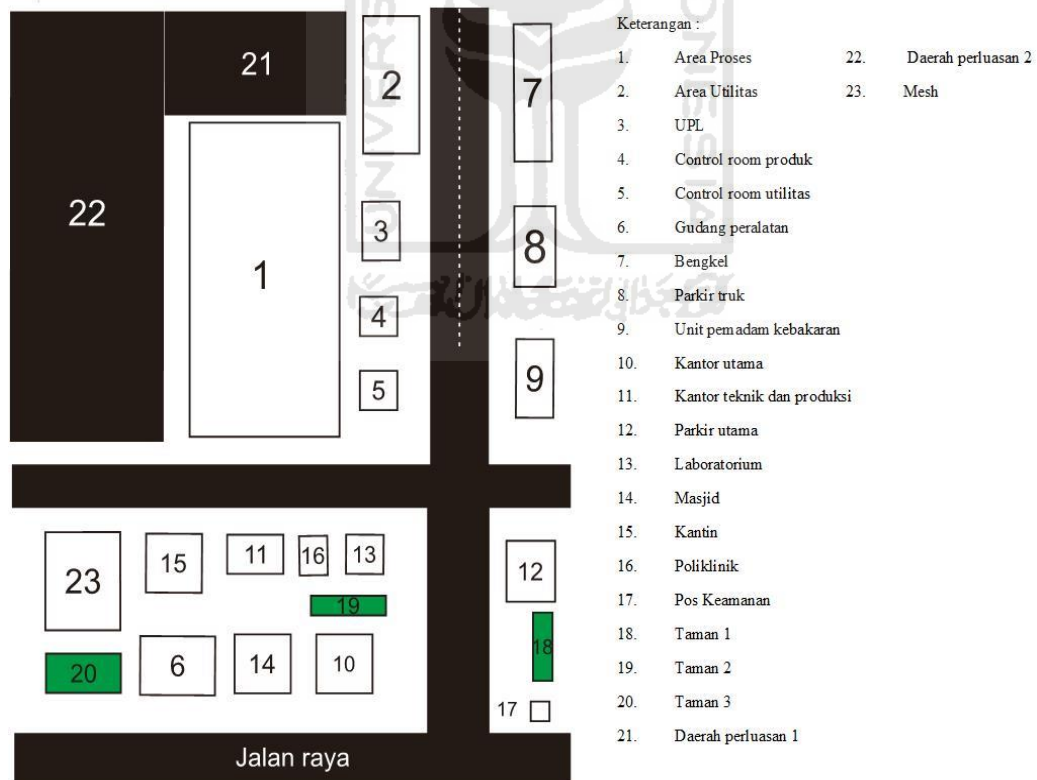
Daerah ini merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat control kualitas bahan baku. Fasilitas pendukung antara lain seperti poliklinik, mess, kantin, dan masjid.

2. Daerah proses, ruang kontrol dan perluasan.

Merupakan lokasi alat-alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan luasannya. Ruang kontrol sebagai pusat pengabdian berlangsungnya proses.

3. Daerah Utilitas dan *power station*

Tempat berlangsungnya proses utilitas seperti penyediaan air bersih, steam, air pendingin, udara tekan dan listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.



Skala 1:2700

Gambar 4. 2 Layout Pabrik

Tabel 4. 1 Perincian LuasTanah dan Bangunan Pabrik

No.	Lokasi	Luas (m ²)
1	Area Proses	12800
2	Area Utilitas	2100
3	UPL	600
4	Control Room produk	400
5	Control Room Utilitas	400
6	Gudang Peralatan	1000
7	Parkir Truk	1400
8	Bengkel	800
9	Unit Pemadam Kebakaran	800
10	Kantor Utama	900
11	Kantor Teknik dan Produksi	300
12	Parkir Utama	750
13	Laboratorium	400
14	Masjid	625
15	Kantin	625
16	Poliklinik	300
17	Pos Keamanan 1	25
18	Taman 1	300
19	Taman 2	100
20	Taman 3	300
21	Jalan	17500
22	Daerah Perluasan 1	4500
23	Daerah Perluasan 2	2024
24	Mesh	2000
Luas Tanah		50949
Luas Bangunan		24225

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

- a. Aliran bahan baku dan produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

b. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

c. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

d. Lalu lintas manusia dan kendaraan

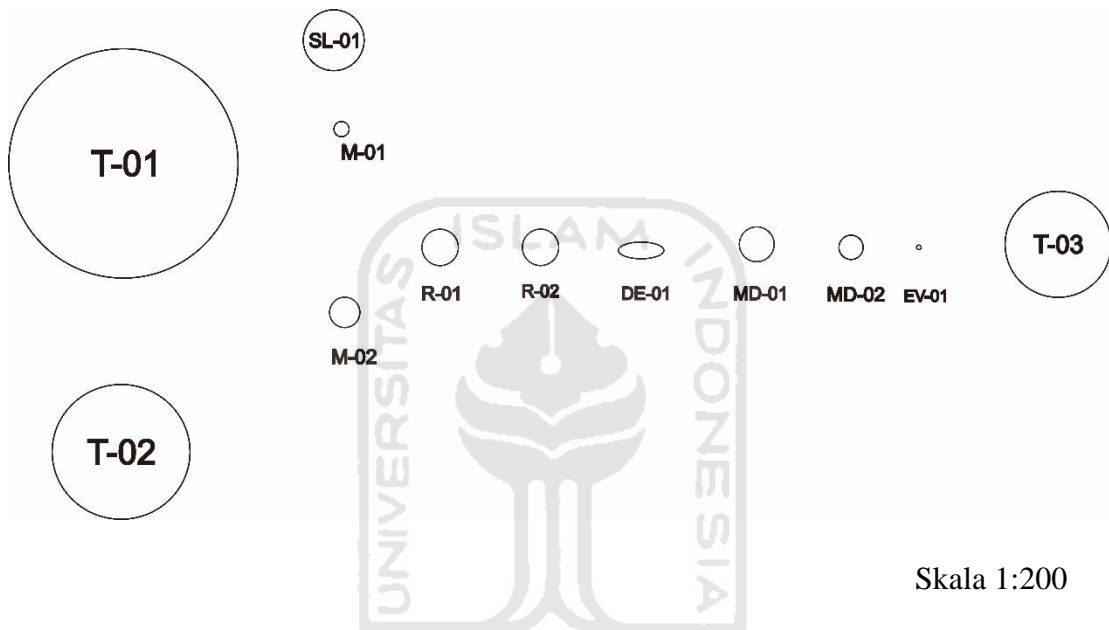
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

e. Pertimbangan ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

f. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



Skala 1:200

Gambar 4. 3 Layout Alat Proses

4.3. Alir Proses dan Material

4.3.1. Neraca Massa Alat

1. Mixer (M-01)

Tabel 4. 2 Neraca Massa *Mixer* (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
NaOH	3334,95	-	3334,95
H ₂ O	68,06	15124,47	15192,53
Total	3403,01	15124,47	
	18527,49		18527,48

2. Mixer (M-02)

Tabel 4. 3 Neraca Massa *Mixer* (M-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	53774,20	-	53774,20
C ₃ H ₅ Cl ₃	-	15869,19	15869,19
H ₂ O	543,17	160,30	703,47
Total	54317,38	16029,49	
	70346,86		70346,86

3. Reaktor (R-01)

Tabel 4. 4 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 6	Arus 12	Arus 7
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-	10859,5155	42189,7867	45708,07
NaOH	3334,95		-	833,74
C ₃ H ₅ Cl ₃	-	156,5527	15498,7144	15869,19
C ₃ H ₅ ClO	-		69,2003	5786,04
NaCl	-		-	3654,73
H ₂ O	15192,53	111,2734	-	17022,58
Total	18527,48	11127,3416	57757,7014	
	88874,34			88874,34

4. Reaktor (R-02)

Tabel 4. 5 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 7	Arus 8
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	45708,07	43718,43
NaOH	833,74	216,77
C ₃ H ₅ Cl ₃	15869,19	15869,19
C ₃ H ₅ ClO	5786,04	7213,27
NaCl	3654,73	4556,23
H ₂ O	17022,57	17300,45
Total	88874,34	88874,34

5. Dekanter (DE-01)

Tabel 4. 6 Neraca Massa Dekanter (DE-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	8	9	10
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	43718,43	520,15	43198,28
NaOH	216,77	216,77	
C ₃ H ₅ Cl ₃	15869,19	-	15869,19
C ₃ H ₅ ClO	7213,27	198,68	7014,59
NaCl	4556,23	4556,23	-
H ₂ O	17300,45	16851,79	448,67
Total		22343,62	66530,73
	88874,34	88874,34	

6. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4. 7 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	9	10	11
H ₂ O	448,67	-	448,67
C ₃ H ₅ ClO	7014,59	70,15	6944,44
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	43198,28	42766,30	431,98
C ₃ H ₅ Cl ₃	15869,19	15869,19	-
Total		58705,63	7825,09
	66530,73	66530,73	

7. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4. 8 Neraca Massa Distilasi (MD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	11	12	13
H ₂ O	448,67	-	448,67
C ₃ H ₅ ClO	6944,44	694,44	6250,00
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	431,98	388,79	43,20
Total		1083,23	6741,80
	7825,09	7825,09	

8. Evaporator (EV-01)

Tabel 4. 9 Neraca Massa Evaporator (EV-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	13	14	15
H ₂ O	448,67	19,93	428,73
C ₃ H ₅ ClO	6250,00	6250,00	-
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	43,20	43,20	-
Total		6313,13	428,73
	6741,86	6741,86	

4.3.2. Neraca Massa Total

Tabel 4. 10 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Produk	UPL
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	53774,20	43,20	43675,23
NaOH	3334,95	-	216,77
C ₃ H ₅ Cl ₃	15869,19	-	15869,19
C ₃ H ₅ ClO	-	6250,00	963,27
NaCl	-	-	4556,23
H ₂ O	15896,00	19,93	17280,52
Total		6313,13	82561,21
	88874,34	88874,34	

4.3.3. Neraca Energi Alat

1. Mixer (M-01)

Tabel 4. 11 Neraca Panas Mixer (M-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
NaOH	23.880,17	-	218.308,52
H ₂ O	1.426,13	316.918,25	1.909.079,79
ΔH_s	1.785.163,77		-
Total	2.127.388,32		2.127.388,32

2. Heater (HE-01)

Tabel 4. 12 Neraca Panas Heater (HE-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 3	Arus 4
NaOH	218.308,52	399.155,84
H ₂ O	1.909.079,79	3.488.312,68
Q _{Pemanasan}	1.760.080,21	-
Total	3.887.468,52	3.887.468,52

3. Mixer (M-02)

Tabel 4. 13 Neraca Panas Mixer (M-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	312.506,96	-	312.506,96
C ₃ H ₅ Cl ₃	-	93.019,41	93.019,41
H ₂ O	11.381,67	3.358,82	14.740,48
Total	420.266,85		420.266,85

4. Heater (HE-02)

Tabel 4. 14 Neraca Panas Heater (HE-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 7	Arus 8
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	312.506,96	3.520.537,24
C ₃ H ₅ Cl ₃	93.019,41	1.048.950,69
H ₂ O	14.740,48	161.521,36
Q _{Pemanasan}	4.310.742,44	-
Total	4.731.009,29	4.731.009,29

5. Reaktor (R-01)

Tabel 4. 15 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-	3.520.537,24	2.992.456,66
NaOH	399.155,84	-	99.788,96
C ₃ H ₅ Cl ₃	-	1.048.950,69	1.048.950,69
C ₃ H ₅ ClO	-	-	470.573,75
NaCl	-	-	293.001,04
H ₂ O	3.488.312,68	161.521,36	3.908.501,73
ΔH _R	2.452.619,92		-
Q _{Pendinginan}	-		2.257.824,91
Total	11.071.097,73		11.071.097,73

6. Reaktor (R-02)

Tabel 4. 16 Neraca Panas Reaktor (R-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 11	Arus 12
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	2.992.456,66	2.862.196,78
NaOH	99.788,96	25.945,13
C ₃ H ₅ Cl ₃	1.048.950,69	1.048.950,69
C ₃ H ₅ ClO	470.573,75	586.648,61
NaCl	293.001,04	365.274,63
H ₂ O	3.908.501,73	3.972.306,42
ΔH _R	604.979,58	-
Q _{Pendinginan}	-	556.930,14
Total	9.418.252,40	9.418.252,40

7. *Cooler* (CO-01)

Tabel 4. 17 Neraca Panas Cooler (CO-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 12	Arus 13
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	2.862.196,78	2.066.037,86
NaOH	25.945,13	18.874,21
C ₃ H ₅ Cl ₃	1.048.950,69	757.246,71
C ₃ H ₅ ClO	586.648,61	423.294,96
NaCl	365.274,63	266.324,15
H ₂ O	3.972.306,42	2.890.232,21
Q _{Pendinginan}	-	2.439.312,16
Total	8.861.322,2556	8.861.322,26

8. *Heater* (HE-03)

Tabel 4. 18 Neraca Panas Heater (HE-03)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	14	15
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	2.041.456,78	5.155.734,64
C ₃ H ₅ Cl ₃	757.246,71	1.908.566,95
C ₃ H ₅ ClO	411.635,96	1.040.802,72
H ₂ O	74.954,50	183.872,18
Q _{Pemanasan}	5.003.682,54	-
Total	8.288.976,49	8.288.976,49

9. *Cooler* (CO-02)

Tabel 4. 19 Neraca Panas Cooler (CO-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	Arus 16	Arus 17
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	24.581,08	6.059,28
C ₃ H ₅ ClO	15.106,56	3.720,75
NaOH	18.874,21	4.720,99
NaCl	266.324,15	66.918,20
H ₂ O	2.815.277,71	705.745,95
Q _{Pendinginan}	-	2.352.998,55
Total	3.140.163,71	3.140.163,71

10. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4. 20 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Arus 15	Arus 18	Arus 19
H ₂ O	183.872,18	-	166.596,27
C ₃ H ₅ ClO	1.040.802,72	10.818,92	929.464,88
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	5.155.734,64	5.305.438,85	46.512,99
C ₃ H ₅ Cl ₃	1.908.566,95	1.983.299,52	-
ΔH reboiler	19.219.767,19	-	
ΔH kondensor	-	19.066.612,26	
Total	27.508.743,69	27.508.743,69	

11. Cooler (CO-03)

Tabel 4. 21 Neraca Panas Cooler (CO-03)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	18	20
C ₃ H ₅ ClO	10.818,92	1.013,58
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	5.305.438,85	498.190,37
C ₃ H ₅ Cl ₃	1.983.299,52	186.510,04
Q _{Pendinginan}	-	6.613.843,30
Total	7.299.557,29	7.299.557,29

12. Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4. 22 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Arus 21	Arus 22	Arus 23
H ₂ O	162.860,12	-	166.129,85
C ₃ H ₅ ClO	907.735,71	97.763,6143	834.075,24
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	45.426,93	44.028,53	4.637,73
ΔH reboiler	9.893.541,37	-	
ΔH kondensor	-	9.862.929,17	
Total	11.009.564,14	11.009.564,14	

13. Cooler (CO-04)

Tabel 4. 23 Neraca Panas Cooler (CO-04)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	22	24
C ₃ H ₅ ClO	97.763,61	10.034,44
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	44.028,53	4.529,00
Q _{Pendinginan}	-	127.228,70
Total	141.792,14	141.792,14

14. Evaporator (EV-01)

Tabel 4. 24 Neraca Panas Evaporator (EV-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Arus 23	Arus 25	Arus 26
H ₂ O	166.129,85	13.519,55	290.786,93
C ₃ H ₅ ClO	34.075,24	1.577.170,70	-
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	4.637,73	8.762,91	-
ΔH Laten	-	834.891,33	-
Q _{Pemanasan}	1.720.288,60	-	
Total	2.725.131,42	2.725.131,42	

15. Cooler (CO-05)

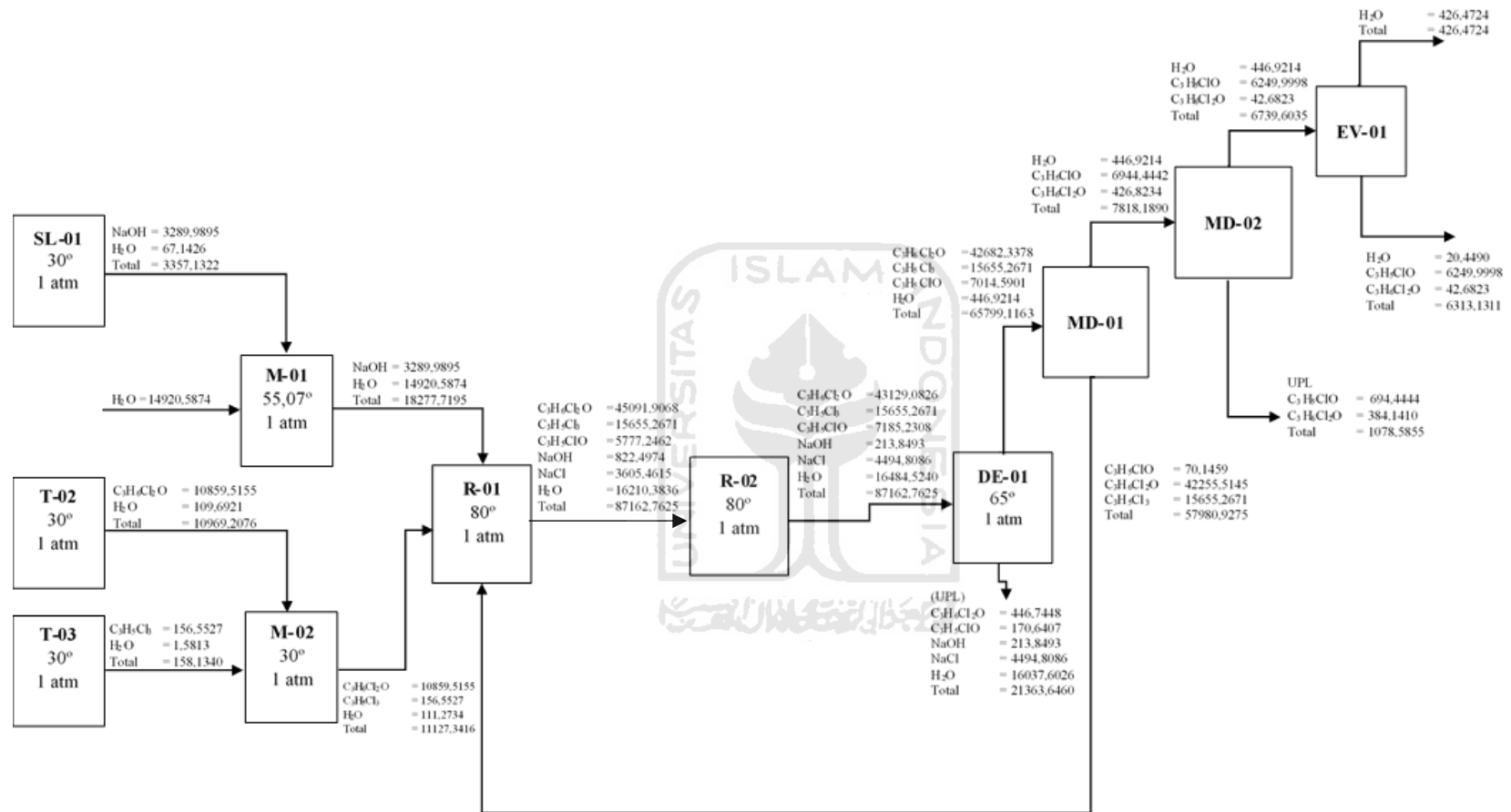
Tabel 4. 25 Neraca Panas Cooler (CO-05)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	25	27
H ₂ O	13.519,55	834,79
C ₃ H ₅ ClO	1.577.170,70	90.309,93
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	8.762,91	503,2226
Q _{Pendinginan}	-	1.507.805,22
Total	1.599.453,16	1.599.453,16

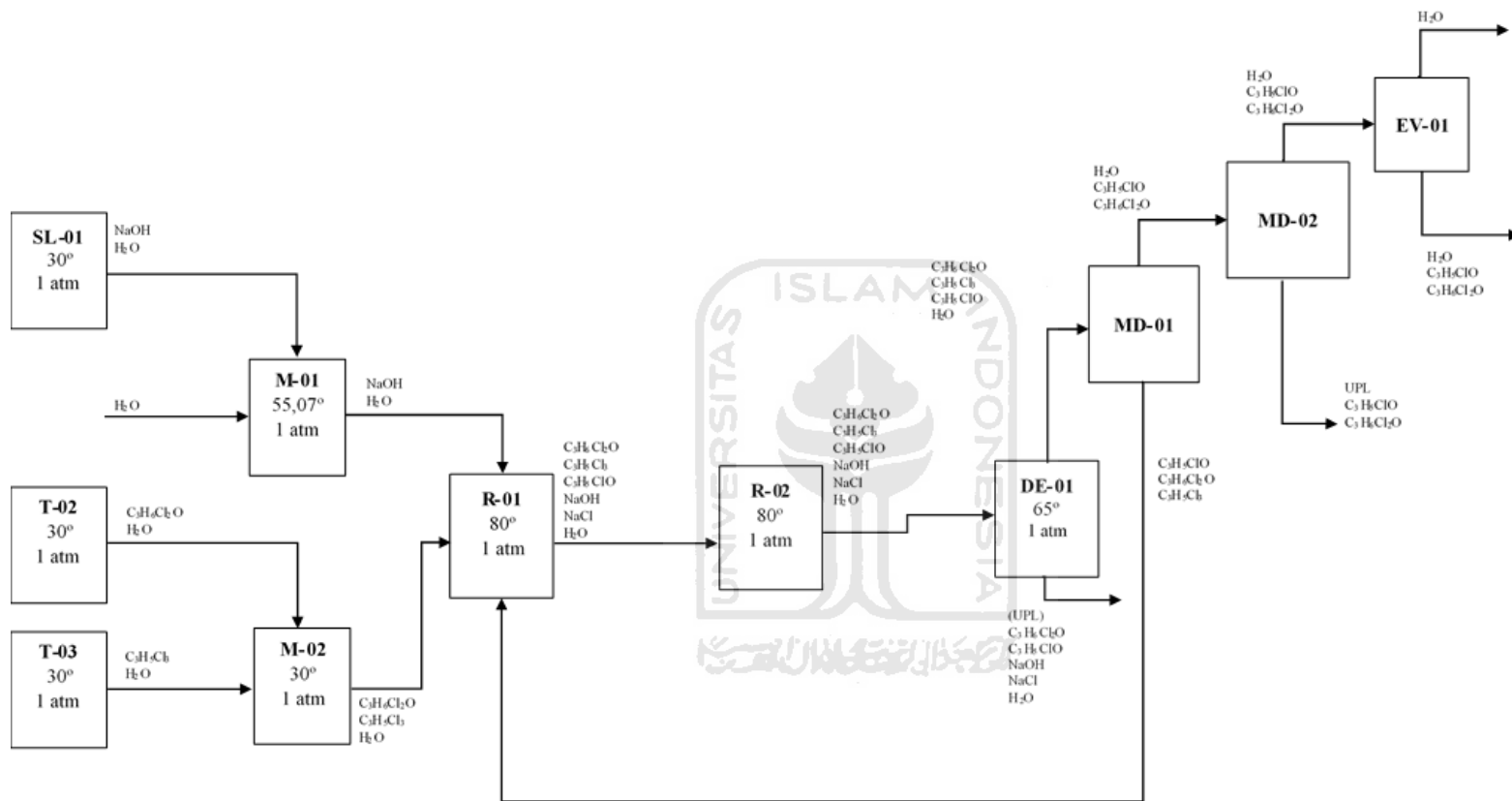
16. Cooler (CO-06)

Tabel 4. 26 Neraca Panas Cooler (CO-06)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
	26	28
H ₂ O	290.786,93	17.955,13
Q _{Pendinginan}	-	272.831,80
Total	290.786,93	290.786,93



Gambar 4. 4 Diagram Alir Kuantitatif (kg/jam)



Gambar 4. 5 Diagram Alir Kualitatif

4.4. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi dalam suatu pabrik adalah penyediaan utilitas, karena utilitas mempunyai arti penting dalam menunjang operasi pabrik. Utilitas merupakan sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi.

Penyediaan utilitas yang tersedia dalam perancangan pabrik epiklorohidrin meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

4.4.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Kebutuhan air meliputi air pendingin, air umpan boiler dan air domestik untuk keperluan kantor dan rumah tangga, air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan. Pabrik epiklorohidrin akan didirikan di kawasan industri Cilegon. Oleh karena itu, kebutuhan air dapat diperoleh dari Perusahaan Air Krakatau Tirta Industri (KTI) Cilegon. Spesifikasi air yang dibeli dari PT. Krakatau Tirta Industri sebagai berikut :

pH = 6-9

Konduktivitas = 100-400 μ S

TOC (*Total Organic Carbon*) = 1000 ppm

TDS (<i>Total Dissolve Solid</i>)	= 88,4278 mg/L
Kontaminan klorin	= 10 mg/L
Kontaminan tembaga	= 0,0006 mg/L
Kekeruhan (<i>Turbiditas</i>)	= 2 NTU
Kesadahan total	= 35 mg/L
Silika (SiO_2)	= 100 mg/L

Berikut rincian kebutuhan air dalam pabrik :

Tabel 4. 27 Kebutuhan Air dalam Pabrik

No.	Jenis kebutuhan air dalam pabrik	kg/jam
1	Air pendingin	548745,9638
2	Air bahan baku steam	19585,9179
3	Air proses	15124,4720
4	Air untuk kantor dan fasilitas umum	1739,2679
5	Air service dan hidran	133,1678
Total		585328,7894

Tabel 4. 28 Air *make up* yang diperlukan

No.	Jenis kebutuhan air make-up	kg/jam
1	Make up air pendingin	12415,4094
2	Make up air bahan baku steam	1958,5918
3	Air proses	15124,4720
4	Air untuk kantor dan fasilitas umum	1739,2679
5	Air service dan hidran	133,1678
Total		31370,9088

Air yang dibeli dilebihkan 20% sehingga total 37645,0906 kg/jam

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan:

1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai pendingin karena pertimbangan sebagai berikut:

- Dapar menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume
- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
- Mudah pengolahan dan pengaturannya
- Tidak terdekomposisi
- Air Sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang akan digunakan untuk keperluan perumahan, Perkantoran, laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- Jernih / tak berwarna.
- Netral / pH sekitar 7.
- Tidak mengandung logam berat.
- Bersih / sehat. Bebas bakteri dan bacilus.
- Kadar klor bebas sekitar 0,7 ppm.

2. Air umpan boiler

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas larutan seperti O_2 , CO_2 , H_2S , dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

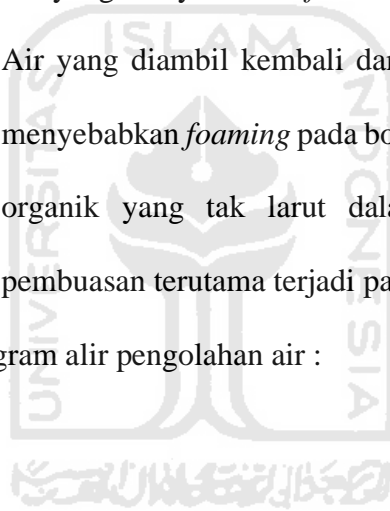
- Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*)

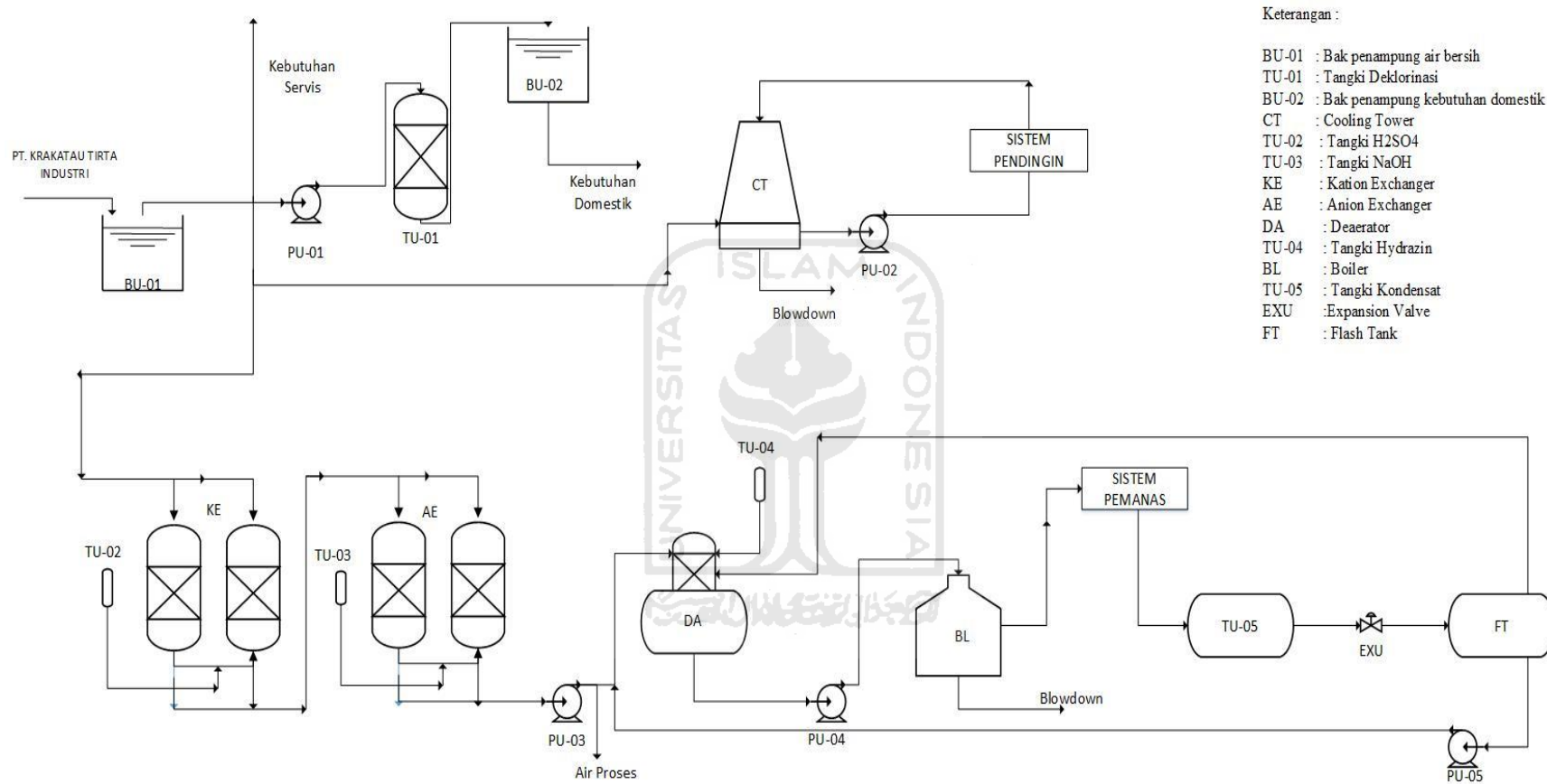
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar, Efek pembuasan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

Berikut diagram alir pengolahan air :





Gambar 4. 6 Diagram Pengolahan Air

4.4.2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yang dengan menyediakan boiler dengan spesifikasi :

Kapasitas : 22523,8056 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1

P : 4,10 atm

T : 76,29 °C

Alat yang membutuhkan *steam* antara lain *heater*, *reboiler*, dan *evaporator*. Sebelum masuk *boiler*, air harus dihilangkan kesadahnya, karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam *boiler*. Oleh karena itu, sebelum masuk *boiler*, air yang dilewatkan dalam *ion exchanger* dan *deaerator* terlebih dahulu.

4.4.3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Pabrik epiklorohidrin kebutuhan listriknya diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN.

Berikut spesifikasi generator diesel yang digunakan yaitu :

Kapasitas = 500kW

Jumlah = 1 buah

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik :

a) Kebutuhan listrik untuk alat proses.

Tabel 4. 29 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Screw Conveyor-01	SC-01	0,125	93,2125
Mixer-01	M-01	10	7457
Mixer-02	M-02	15	11185,5
Reaktor-01	R-01	25	18642,5
Reaktor-02	R-02	25	18642,5
Pompa-01	P-01	1,5	1118,55
Pompa-02	P-02	0,75	559,275
Pompa-03	P-03	2	1491,4
Pompa-04	P-04	5	3728,5
Pompa-05	P-05	7,5	5592,75
Pompa-06	P-06	2	1491,4
Pompa-07	P-07	7	5219,9
Pompa-08	P-08	0,75	559,275
Pompa-09	P-09	5	3728,5
Pompa-10	P-10	7,5	5592,75
Pompa-11	P-11	0,333	248,567
Pompa-12	P-12	0,5	372,85
Pompa-13	P-13	1,5	1118,55
TOTAL		116,46	86842,98

b) Kebutuhan listrik untuk alat utilitas

Tabel 4. 30 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Tangki Deklorinasi	TU-01	1,5	1118,55
Cooling Tower	CT-01	40	29828
Tangki H2SO4	TU-02	15	11185,5
Tangki NaOH	TU-03	3	2237,1
Tangki Hidrazin	TU-04	0,5	372,85
Pompa utilitas 1	PU-01	7,5	5592,75
Pompa utilitas 2	PU-02	40	29828
Pompa utilitas 3	PU-03	3	2237,1
Pompa utilitas 4	PU-04	5	3728,5
Pompa utilitas 5	PU-05	2	1491,4
Blower	BW-01	25	18642,5
Kompresor	KU-01	10	7457
TOTAL		152,50	113719,25

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas 200,56 kW. Diambil angka keamanan 10% sehingga total kebutuhannya menjadi 220,62 kW

- c) Kebutuhan listrik untuk rumah tangga, perkantoran, laboratorium, dan lain-lain sebesar 55,16kW
- d) Kebutuhan listrik untuk alat instrumentasi dan kontrol sebesar 11,0309 kWatt.

Total kebutuhan listrik adalah 286,80 kW. Dengan faktor daya **80% maka kebutuhan listrik total sebesar 358,51 kW.** **Kebutuhan** listrik dipenuhi dari PLN, selain itu listrik cadangan dihasilkan dari generator listrik.

4.4.4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 91,5869 m³/jam pada tekanan 6 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan kompresor.

4.4.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar mempunyai fungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada *boiler* dan *generator*. Jenis bahan bakar yang digunakan *generator* yaitu solar sebanyak 49,17 kg/jam. Sedangkan untuk bahan bakar *fuel oil* yang digunakan pada boiler sebanyak 217,07 kg/jam. Bahan bakar tersebut diperoleh dari PT. Pertamina.

4.4.6. Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Air Bersih (BU-01)

Fungsi = Menampung air bersih dari PT. Krakatau Tirta Industri

Jenis = Bak persegi panjang dari beton bertulang

Volume air = 453,7161 m³

Volume bak = 544,4593 m³

Panjang = 16,4994 m

Lebar = 8,2497 m

Kedalaman = 4 m

2. Tangki Deklorinasi (TU-01)

Fungsi = Mengurangi kadar klorin pada air dengan pengadukan sehingga kadar klorin akan berkurang.

Jenis = Tangki silinder tegak

Volume = 2,0962 m³

Tinggi = 2,885 m

Diameter = 0,9617 m

3. Bak air kantor dan layanan umum (BU-02)

Fungsi = Menampung air untuk kebutuhan kantor dan layanan umum

Jenis = Bak persegi panjang dari beton bertulang

Volume air = 13,9750 m³

Volume bak = 16,77 m³

Panjang = 2,8957 m

Lebar = 1,4478 m

Kedalaman = 4 m

4. *Cooling Tower*

Fungsi = Mendinginkan air pendingin setelah digunakan

Jenis = *Cooling tower induced draft*

Volume air = 91,8575 m³

Volume bak = 110,229 m³

Tinggi = 4,132 ms

Lebar = 5,16 m

Panjang = 5,16 m

5. *Kation Exchanger*

Fungsi = Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation

Jenis = Tangki silinder tegak

Volume = 7,2442 m³

Tinggi = 4,9666 m

Diameter = 1,2192 m

6. *Anion Exchanger*

Fungsi = Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion

Jenis = Tangki silinder tegak

Volume = 2,3181 m³

Tinggi = 1,5893 m

Diameter = 1,2192 m

7. Tangki H₂SO₄ (TU-02)

Fungsi = Menampung H₂SO₄ yang akan digunakan untuk
meregenerasi *kation exchanger*

Jenis = Tangki silinder tegak

Volume = 9,7127 m³

Tinggi = 2,3129 m

Diameter = 2,3129 m

8. Tangki NaOH (TU-03)

Fungsi = Menampung NaOH yang akan digunakan untuk
meregenerasi *anion exchanger*

Jenis = Tangki silinder tegak

Volume = 1,491 m³

Tinggi = 1,2384 m

Diameter = 1,2384 m

9. Tangki Deaerator (DA)

Fungsi = Menghilangkan gas CO₂ dan O₂, yang terikat dalam air
umpan yang menyebabkan kerak pada reboiler

Jenis = Tangki horizontal

Volume = 5,0334 m³

Tinggi = 2,54 m

Diameter = 1,5888 m

10. Tangki Hidrazin (TU-04)

Fungsi = Menampung larutan hidrazin (N_2H_4) yang digunakan dalam tangka deaerator yang berfungsi menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak menyebabkan korosi pada boiler

Jenis = Tangki silinder tegak

Volume = $0,1955 \text{ m}^3$

Tinggi = $0,6292 \text{ m}$

Diameter = $0,6292 \text{ m}$

11. Tangki Umpan Boiler (TU-05)

Fungsi = Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat *steam* di dalam boiler dengan waktu operasi 8 jam

Jenis = Tangki silinder horizontal yang dilengkapi deaerator

Volume = $0,1955 \text{ m}^3$

Tinggi = $0,6292 \text{ m}$

Diameter = $0,6292 \text{ m}$

12. Boiler (BL)

Fungsi = Membuat steam jenuh

Jenis = *Water tube boiler*

Kebutuhan Steam = $1985,9179 \text{ kg/jam}$

13. Blower (BW)

Fungsi = Mengalirkan udara ke dalam boiler

Jenis = Blower sentrifugal

Kebutuhan udara = 3167,0906 kg/jam

Motor standar = 25 HP

14. Tangki Kondensat (TU-06)

Fungsi = Menampung kondensat *steam* dari pemanas

Jenis = Tangki silinder horizontal

Volume = 208,0611 m³

Panjang = 13,3615 m

Diameter = 4,4538 m

15. Flash Tank

Fungsi = Memisahkan H₂O fase gas dan fase cair

Jenis = *Horizontal flash drum*

Volume = 75,6694 m³

Panjang = 9,5374 m

Diameter = 3,1791 m

16. Pompa Utilitas (PU-01)

Fungsi = Memompa air dari bak air bersih ke bak air rumah tangga, *cooling tower*, dan *ion exchanger*

Jenis = Pompa sentrifugal

Bahan = *Commercial steel*

Kapasitas pompa = 0,0102 m³/detik

Head pompa = 29,7466 m

Motor standar = 7,5 HP

17. Pompa Utilitas (PU-02)

Fungsi = Memompa air *cooling tower* menuju proses dan kembali lagi ke bagian atas *cooling tower*

Jenis = Pompa sentrifugal

Bahan = *Commercial steel*

Kapasitas pompa = 0,1531 m³/detik

Head pompa = 12,9087 m

Motor standar = 40 HP

18. Pompa Utilitas (PU-03)

Fungsi = Memompa air dari tangka umpan anion ke deaerator

Jenis = Pompa sentrifugal

Bahan = *Commercial steel*

Kapasitas pompa = 0,0048 m³/detik

Head pompa = 21,2441 m

Motor standar = 3 HP

19. Pompa Utilitas (PU-04)

Fungsi = Memompa air dari deaerator ke boiler

Jenis = Pompa sentrifugal

Bahan = *Commercial steel*

Kapasitas pompa = 0,0061 m³/detik

Head pompa = 26,1013 m

Motor standar = 5 HP

20. Pompa Utilitas (PU-05)

Fungsi = Memompa air flash tank ke deaerator

Jenis = Pompa sentrifugal

Bahan = *Commercial steel*

Kapasitas pompa = 0,0055 m³/detik

Head pompa = 11,96526 m

Motor standar = 2 HP

4.4.7. Maintenance

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan alat dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan. Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan tiap-tiap alat meliputi :

- *Over haul* 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang rusak, kemudian dikembalikan seperti kondisi semula.

- *Repairing*

Merupakan kegiatan maintenance yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi maintenance adalah :

1. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

2. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

4.5. Organisasi Perusahaan

4.5.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik Epiklorohidrin yang akan didirikan direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). PT merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham di mana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam PT pemegang

saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Untuk perusahaan-perusahaan skala besar, biasanya menggunakan bentuk PT atau korporasi. PT merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Bentuk PT memiliki ciri-ciri sebagai berikut :

- Perusahaan dibentuk berdasarkan hukum.

Pembentukan menjadi badan hukum disertai akte perusahaan yang berisi informasi-informasi nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat. Setelah pengelola perusahaan menyerahkan akte perusahaan dan disertai uang yang diminta untuk keperluan akte perusahaan, maka ijin diberikan. Dengan izin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan intern perusahaan.

- Badan hukum terpisah dari pemiliknya (pemegang saham).

Hal ini bermaksud bahwa perusahaan ini didirikan bukan dari perkumpulan pemegang saham tetapi merupakan badan hukum yang terpisah. Kepemilikannya dimiliki dengan memiliki saham. Apabila seorang pemilik saham meninggal dunia, maka saham dapat dimiliki oleh ahli warisnya atau pihak lain sesuai dengan kebutuhan hukum. Kegiatan-kegiatan perusahaan tidak dipengaruhi olehnya.

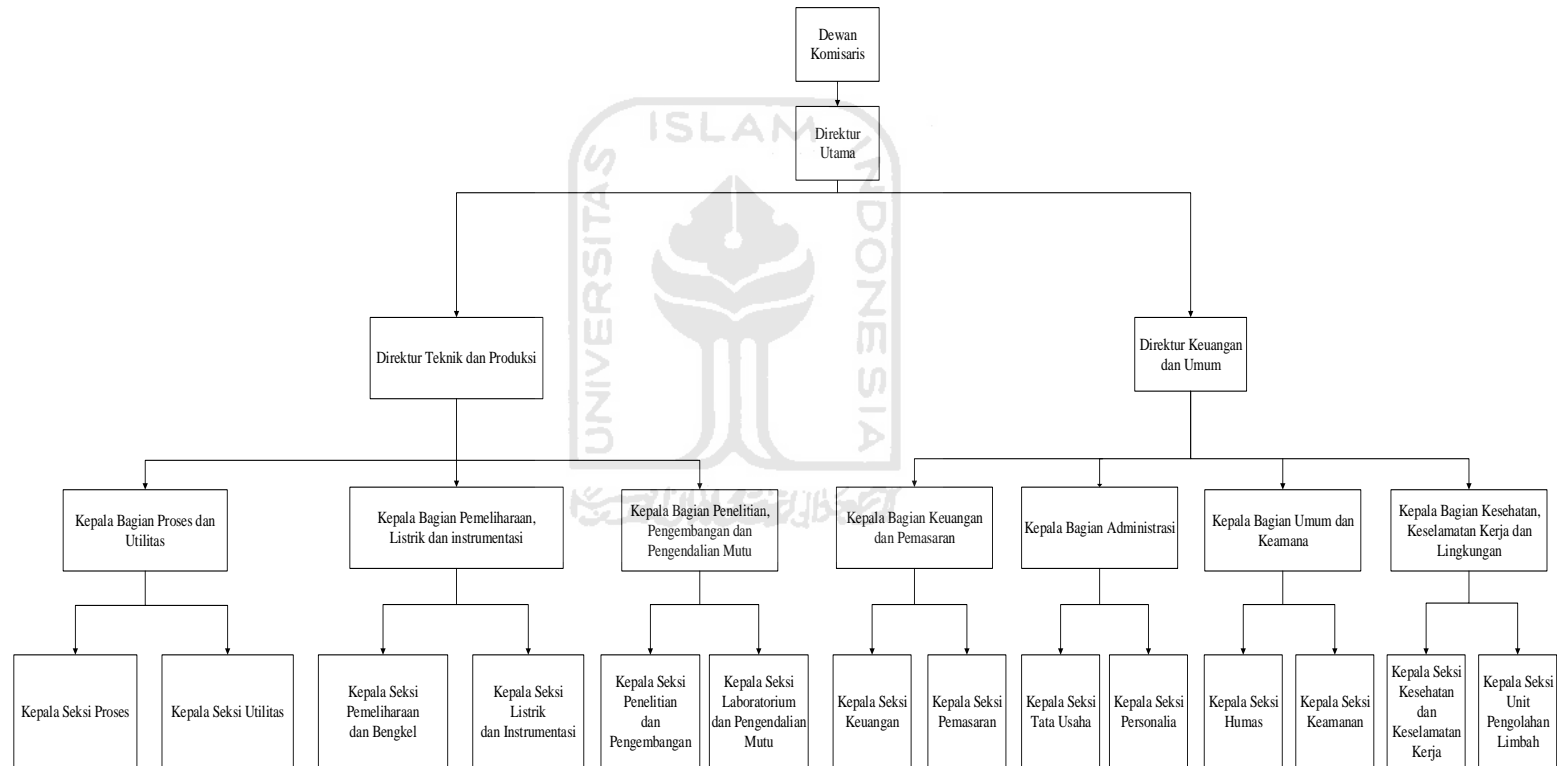
- Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar.

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang kompleks.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

- Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan
- Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan
- Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris
- Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, staf, serta karyawan perusahaan.
- Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

4.5.2. Struktur Organisasi



Gambar 4. 7 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan segala aktifitas di dalam perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

- Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- 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 terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka

perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam 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 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 Manajer Produksi serta Manajer Keuangan dan Umum. Dimana Manajer Produksi membawahi bidang produksi, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Manajer Keuangan dan Umum membidangi yang lainnya. Manajer membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing 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 dibidangnya. 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 mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan 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.

4.5.3. Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- Mengangkat dan memberhentikan direktur.
- Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

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 :

- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
- Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
- Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

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 :

- Direktur Teknik dan Produksi

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

- Direktur Keuangan dan Umum

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

4. 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 :

- Kepala Bagian Proses dan Utilitas

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

- Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi

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

- Kepala Bagian Pengendalian Mutu dan Pengembangan
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan pengembangan perusahaan dan pengawasan mutu
- Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
- Kepala Bagian Administrasi
Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.
- Kepala Bagian Humas dan Keamanan
Tugas : Bertanggungjawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.
- Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan
Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

5. 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.

- Kepala Seksi Proses
Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi
- Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk
Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.
- Kepala Seksi Utilitas
Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.
- Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel
Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.
- Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi
Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.
- Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan
Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan

- Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu
Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.
- Kepala Seksi Keuangan
Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan
- Kepala Seksi Pemasaran
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.
- Kepala Seksi Tata Usaha
Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.
- Kepala Seksi Personalita
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.
- Kepala Seksi Keamanan
Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

- Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan

- Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.5.4. 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.

4.5.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Epiklorohidrin akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan dan *shut down*.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai berikut:

Shift I : Pukul 07.00 – 15.00

Shift II : Pukul 15.00 – 23.00

Shift III : Pukul 23.00 – 07.00

Jam kerja shift berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan shift bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan shift tidak libur.

Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses control, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur

dalam pembagian shift seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat curi selama 12 hari tiap tahunnya.

Tabel 4. 31 Jadwal Kegiatan Karyawan Shift

REGU	HARI														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I
B	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
C	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■

REGU	HARI														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
B	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
C	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■
D	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I

Keterangan : 1, 2, 3, dst : Hari ke-

A, B, C, D : Kelompok kerja *shift*



: Libur

4.5.6. Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan

a) Jumlah Pekerja

Tabel 4. 32 Jumlah Karyawan Pabrik

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1
5	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	1
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
7	Ka. Bag. Administrasi	1
8	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1
9	Ka. Bag. K3 & UPL	1
10	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1
11	Ka. Sek. Proses	1
12	Ka. Sek. Utilitas	1
13	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1
14	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
15	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1
16	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1
17	Ka. Sek. Keuangan	1
18	Ka. Sek. Pemasaran	1
19	Ka. Sek. Tata Usaha	1
20	Ka. Sek. Personalia	1
21	Ka. Sek. Humas	1
22	Ka. Sek. K3	1
23	Ka. Sek. UPL	1
24	Ka. Sek. Keamanan	1
25	Karyawan + Operator Proses	29
26	Karyawan + Operator Utilitas	15
27	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	5
28	Karyawan Personalia	5
29	Karyawan Humas	5
30	Karyawan Litbang	5
31	Karyawan Pengadaan	5
32	Karyawan Pemasaran	5
33	Karyawan Administrasi	5
34	Karyawan Kas/Anggaran	5
35	Karyawan Pengendalian	5
36	Karyawan Laboratorium	5
37	Karyawan K3	5

38	Karyawan UPL	5
39	Karyawan Keamanan	10
40	Sekretaris	3
41	Dokter	3
42	Perawat	3
43	Supir	3
44	Cleaning Service	10
TOTAL		160

b) Penggolongan

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

Tabel 4. 33 Penggolongan Jabatan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Staff Ahli	S-1
Sekretaris	S-1
Dokter	S-1
Perawat	D-3/D-4/S-1
Karyawan	D-3/S-1
Supir	SLTA
Cleaning Service	SLTA
Satpam	SLTA

c) Sistem Gaji Pegawai

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

a. Gaji Bulanan

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

b. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

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

Berikut adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan.



Tabel 4. 34 Rincian Gaji Sesuai Jabatan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	1	Rp 50.000.000	Rp 50.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
4	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
5	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
7	Ka. Bag. Administrasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
8	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
9	Ka. Bag. K3 & UPL	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
10	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
11	Ka. Sek. Proses	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
12	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
13	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
14	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
15	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
16	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
17	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
18	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
19	Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
20	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
21	Ka. Sek. Humas	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
22	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
23	Ka. Sek. K3	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
24	Ka. Sek. UPL	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
25	Karyawan + Operator Proses	29	Rp 6.200.000	Rp 179.800.000
26	Karyawan + Operator Utilitas	15	Rp 6.200.000	Rp 93.000.000
27	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	5	Rp 6.200.000	Rp 31.000.000
28	Karyawan Personalia	5	Rp 6.200.000	Rp 31.000.000
29	Karyawan Humas	5	Rp 6.200.000	Rp 31.000.000
30	Karyawan Litbang	5	Rp 6.200.000	Rp 31.000.000
31	Karyawan Pengadaan	5	Rp 6.200.000	Rp 31.000.000
32	Karyawan Pemasaran	5	Rp 6.200.000	Rp 31.000.000
33	Karyawan Administrasi	5	Rp 6.200.000	Rp 31.000.000
34	Karyawan Kas/Anggaran	5	Rp 6.200.000	Rp 31.000.000
35	Karyawan Pengendalian	5	Rp 6.200.000	Rp 31.000.000
36	Karyawan Laboratorium	5	Rp 6.200.000	Rp 31.000.000
37	Karyawan K3	5	Rp 6.200.000	Rp 31.000.000
38	Karyawan UPL	5	Rp 6.200.000	Rp 31.000.000
39	Karyawan Keamanan	10	Rp 4.500.000	Rp 45.000.000
40	Sekretaris	3	Rp 7.200.000	Rp 21.600.000
41	Dokter	3	Rp 12.000.000	Rp 36.000.000
42	Perawat	3	Rp 7.200.000	Rp 21.600.000
43	Supir	3	Rp 4.500.000	Rp 13.500.000
44	Cleaning Service	10	Rp 4.300.000	Rp 43.000.000
TOTAL		160	Rp 481.500.000	Rp 1.180.500.000

4.5.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa :

1. Tunjangan

- a. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang - undang yang berlaku.

- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
5. Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial Tenaga Kerja (BPJSTK)
BPJSTK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan. Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:
 - a. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
 - b. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
 - c. Sarana peribadatan seperti masjid
 - d. Pakaian seragam kerja dan peralatan - peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata, serta tersedia pula alat - alat keamanan lain seperti *masker*, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
 - e. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

4.6. Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) 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 dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow Rate*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

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

4.6.1. Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik Epiklorohidrin beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi 2023. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa yang dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4. 35 Indeks Harga Alat

Tahun	CE Index
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8

(www.chemengonline.com/pci)

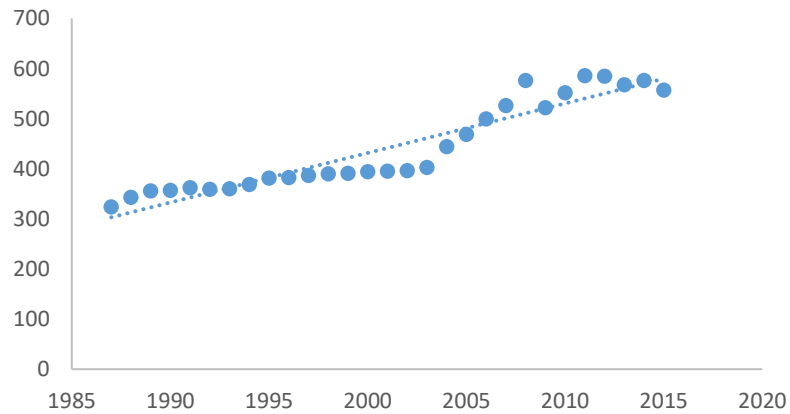
Dengan asumsi kenaikan indeks linear, maka didapatkan persamaan berikut :

$$y = 9,878x - 19325 \quad (4.1)$$

Dengan : y = indeks harga

x = tahun pembelian

Pabrik Epiklorohidrin akan dibangun pada tahun 2023, berikut adalah grafik hasil *potting* data :



Gambar 4. 8 Grafik Indeks Harga

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah $y = 9,878x - 19325$. Pabrik epiklorohidrin dengan kapasitas 50.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2023, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks sebesar 658,194.

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

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \tag{4.2}$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2023

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Index harga pada tahun 2023

Ny : Index harga pada tahun referensi

Berdasarkan rumus tersebut, maka didapatkan hasil perhitungan alat sebagai berikut :

Tabel 4. 36 Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Alat (\$)
1	Silo	1	142.355
2	Tangki-01	1	1.506.957
3	Tangki-02	1	681.729
4	Tangki-03	1	389.021
5	Mixer-01	1	813.688
6	Mixer-02	1	1.459.200
7	Reaktor	2	2.390.338
8	Dekanter	1	37.600
9	Menara Destilasi-01	1	114.450
10	Menara Destilasi-02	1	80.493
11	Evaporator	1	236.269
12	Akumulator-01	1	5.827
13	Akumulator-02	1	3.656
14	Condenser-01	1	98.940
15	Condenser-02	1	66.950
16	Reboiler-01	1	81.803
17	Reboiler-02	1	43.072
18	Heater-01	1	17.937
19	Heater-02	1	30.733
20	Heater-03	1	59.867
21	Cooler-01	1	45.700
22	Cooler-02	1	73.577
23	Cooler-03	1	59.410
24	Cooler-04	1	15.881
25	Cooler-05	1	27.077
26	Cooler-06	1	14.167
27	Pompa-01	2	31.076
28	Pompa-02	2	20.565
29	Pompa-03	2	20.565
30	Pompa-04	2	31.076
31	Pompa-05	2	31.076
32	Pompa-06	2	31.076
33	Pompa-07	2	31.076
34	Pompa-08	2	24.221
35	Pompa-09	2	31.076

Tabel 4.36 Lanjutan

36	Pompa-10	2	31.076
37	Pompa-11	2	24.221
38	Pompa-12	2	31.076
39	Pompa-13	2	18.051
TOTAL			8.852.930

Tabel 4. 37 Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Alat (\$)
1	Bak air bersih	1	5.398
2	Bak air kantor dan LU	1	642
3	Tangki deklorinasi	1	12.796
4	Cooling Tower	1	20.337
5	Penukar Kation	2	5.941
6	Tangki H ₂ SO ₄	1	2.970
7	Penukar Anion	2	5.941
8	Tangki NaOH	1	2.970
9	Deaerator	1	3.999
10	Tangki Hidrazin	1	2.056
11	Boiler	1	850.134
12	Blower	1	9.368
13	Tangki Kondensat	1	30.962
14	Flash Tank	1	15.538
15	Tangki Silika	1	114
16	Kompresor	1	11.311
17	Generator	1	8.242
18	Tangki bahan bakar	1	2.513
19	Pompa-01	2	10.511
20	Pompa-02	2	55.068
21	Pompa-03	2	4.341
22	Pompa-04	2	4.341
23	Pompa-05	2	4.341
TOTAL			1.069.838

4.6.2. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat

dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Berikut ada;ah perhitungan-perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu pabrik.

1. Dasar Perhitungan

- Kapasitas Produksi = 50.000 ton/tahun
- Satu tahun operasi = 330 hari
- Tahun pendirian pabrik = 2023
- Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 14.566
- Upah pekerja asing : \$ 20/manhour
- Upah pekerja Indonesia : Rp. 15.000/manhour
- 1 manhour asing : 2 manhour Indonesia
- % tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

2. Perhitungan Biaya

a. *Capital Investment*

Capital Investment merupakan jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari:

1. Fixed Capital Investment

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

2. Working Capital Investment

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

b. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries and Newton, 1955 *Manufacturing Cost* meliputi:

1. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2. *Indirect Cost*

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

3. *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.

c. *General Expense*

Berupa pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

d. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$\%ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (4.3)$$

e. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) merupakan :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaa yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum secara 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.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\% \quad (4.4)$$

f. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan :

1. Titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

$$\text{BEP} = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \quad (4.5)$$

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

g. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) merupakan:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \quad (4.6)$$

h. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) merupakan :

1. 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.

2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam penentuan DCFR.

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{t=a}^{n=X-1} (1 + i)^N + WC + SV \quad (4.7)$$

Keterangan :

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow (profit after tax+ depresiasi+finance)*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

4.6.3. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik epiklorohidrin memerlukan rencana *Physical Plant Cost* (PPC), *Production Cost* (PC), *Manufacturing Cost* (MC), serta *General Expense* (GE). Hasil rancangan masing-masing disajikan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 4. 38 Physical Plant Cost (PPC)

No	Type of Capital Investment	Harga per meter	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Purchased Equipment Cost (PEC)		Rp 143.963.763.246	\$ 9.883.548
2	Delivered Equipment Cost (DEC)		Rp 35.990.940.812	\$ 2.470.887
3	Instalation Cost		Rp 22.646.332.153	\$ 1.554.739
4	Piping Cost		Rp 33.424.726.936	\$ 2.294.709
5	Instrumentation Cost		Rp 35.828.237.841	\$ 2.459.717
6	Insulation Cost		Rp 5.383.025.116	\$ 369.561
7	Electrical Cost		Rp 14.396.376.325	\$ 988.355
8	Building Cost	Rp 3.000.000	Rp 84.375.000.000	\$ 5.792.599
9	Land & Yard Improvement	Rp 3.500.000	Rp 191.971.500.000	\$ 13.179.425
Physical Plant Cost (PPC)			Rp 567.979.902.429	\$ 38.993.540

Tabel 4. 39 Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Engineering and construction	Rp 113.595.980.486	\$ 7.798.708
2	Physical Plant Cost (PPC)	Rp 567.979.902.429	\$ 38.993.540
Direct Plant Cost (DPC)		Rp 681.575.882.915	\$ 46.792.248

Tabel 4. 40 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Direct Plant Cost (DPC)	Rp 681.575.882.915	\$ 46.792.248
2	Contractor's fee	Rp 27.263.035.317	\$ 1.871.690
3	Contingency	Rp 68.157.588.291	\$ 4.679.225
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp 776.996.506.523	\$ 53.343.163

Tabel 4. 41 Direct Manufacturing Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material	Rp 2.842.148.956.233	\$ 195.122.131
2	Labor	Rp 14.166.000.000	\$ 972.539
3	Supervision	Rp 1.416.600.000	\$ 97.254
4	Maintenance	Rp 15.539.930.130	\$ 1.066.863
5	Plant Supplies	Rp 2.330.989.520	\$ 160.029
6	Royalty and Patents	Rp 40.202.160.000	\$ 2.760.000
7	Utilities	Rp 31.449.111.011	\$ 2.159.077
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp 2.947.253.746.894	\$ 202.337.893

Tabel 4. 42 Indirect Manufacturing Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Payroll Overhead	Rp 2.124.900.000	\$ 145.881
2	Laboratory	Rp 1.416.600.000	\$ 97.254
3	Plant Overhead	Rp 7.083.000.000	\$ 486.269
4	Packaging & Shipping	Rp 201.010.800.000	\$ 13.800.000
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp 211.635.300.000	\$ 14.529.404

Tabel 4. 43 Fixed Manufacturing Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp 77.699.650.652	\$ 5.334.316
2	Property taxes	Rp 7.769.965.065	\$ 533.432
3	Insurance	Rp 7.769.965.065	\$ 533.432
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp 93.239.580.783	\$ 6.401.180

Tabel 4. 44 Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 2.947.253.746.894	\$ 202.337.893
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 211.635.300.000	\$ 14.529.404
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 93.239.580.783	\$ 6.401.180
Manufacturing Cost (MC)		Rp 3.252.128.627.677	\$ 223.268.476

Tabel 4. 45 Working Capital

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 258.377.177.839	\$ 17.738.376
2	<i>Inproses Inventory</i>	Rp 147.824.028.531	\$ 10.148.567
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 295.648.057.062	\$ 20.297.134
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 365.474.181.818	\$ 25.090.909
5	<i>Available Cash</i>	Rp 295.648.057.062	\$ 20.297.134
Working Capital (WC)		Rp 1.362.971.502.311	\$ 93.572.120

Tabel 4. 46 General Expense

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 97.563.858.830	\$ 6.698.054
2	<i>Sales expense</i>	Rp 162.606.431.384	\$ 11.163.424
3	<i>Research</i>	Rp 113.824.501.969	\$ 7.814.397
4	<i>Finance</i>	Rp 85.598.720.353	\$ 5.876.611
General Expense (GE)		Rp 459.593.512.536	\$ 31.552.486

Tabel 4. 47 Total Production Cost (TPC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 3.252.128.627.677	\$ 223.268.476
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 459.593.512.536	\$ 31.552.486
Total Production Cost (TPC)		Rp 3.711.722.140.213	\$ 254.820.963

Tabel 4. 48 Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 77.699.650.652	\$ 5.334.316
2	<i>Property taxes</i>	Rp 7.769.965.065	\$ 533.432
3	<i>Insurance</i>	Rp 7.769.965.065	\$ 533.432
Fixed Cost (Fa)		Rp 93.239.580.783	\$ 6.401.180

Tabel 4. 49 Variable Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 2.842.148.956.233	\$ 195.122.131
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp 201.010.800.000	\$ 13.800.000
3	<i>Utilities</i>	Rp 31.449.111.011	\$ 2.159.077
4	<i>Royalty & Patent</i>	Rp 40.202.160.000	\$ 2.760.000
Variable Cost (Va)		Rp 3.114.811.027.244	\$ 213.841.207

Tabel 4. 50 Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp 14.166.000.000	\$ 972.539
2	Payroll Overhead	Rp 2.124.900.000	\$ 145.881
3	Supervision	Rp 1.416.600.000	\$ 97.254
4	Plant Overhead	Rp 7.083.000.000	\$ 486.269
5	Laboratorium	Rp 1.416.600.000	\$ 97.254
6	Maintenance	Rp 15.539.930.130	\$ 1.066.863
7	Administration	Rp 97.563.858.830	\$ 6.698.054
8	Sales Expense	Rp 162.606.431.384	\$ 11.163.424
9	Research	Rp 113.824.501.969	\$ 7.814.397
10	Finance	Rp 85.598.720.353	\$ 5.876.611
11	Plant Supplies	Rp 2.330.989.520	\$ 160.029
Regulated Cost (Ra)		Rp 503.671.532.186	\$ 34.578.576

Tabel 4. 51 Sales Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Annual Sales Cost	Rp 4.020.216.000.000	\$ 276.000.000
Sales Cost (Sa)		Rp 4.020.216.000.000	\$ 276.000.000

Berdasarkan rincian perhitungan tersebut, maka didapatkan data untuk menguji apakah pabrik layak dibangun, berikut perhitungannya:

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

$$ROI \text{ sebelum pajak} = 39,7\%$$

$$ROI \text{ setelah pajak} = 27,8 \%$$

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% dan syarat ROI setelah pajak maksimum adalah 44% (Aries and Newton, 1955)

2. *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

$$POT \text{ sebelum pajak} = 2 \text{ tahun}$$

$$POT \text{ sesudah pajak} = 2,65 \text{ tahun}$$

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah (5 tahun atau 2 tahun) dan syarat POT setelah pajak maksimum adalah 5 tahun (Aries and Newton, 1955)

3. *Break Even Point* (BEP)

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

$$\text{BEP} = 44\%$$

BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40% -60%

4. *Shut Down Point* (SDP)

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

$$\text{SDP} = 27\%$$

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{Ta=j}^{n=X-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 776.996.506.523

Working Capital = Rp 1.362.971.502.311

Salvage Value (SV) = Rp 77.699.650.652

Cash Flow (CF) = *Annual profit + Depresiasi + Finance*
= Rp 379.244.072.857

Deangan *trial & error* diperoleh nilai $i = 0,18$

DCFR = 18%

Bunga simpanan rata-rata Bank sampai saat ini = 6 %

Minimum nilai DCFR = $1,5 \times$ suku bunga acuan bank = 9 %

Sehingga DCFR diperoleh $> 1,5$ bunga bank

$18\% > 1,5 \times 6\%$

$18\% > 9\%$

4.6.4. Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 4.020.216.000.000

Total biaya produksi : Rp 3.711.722.140.213

Keuntungan : Total penjualan – Total biaya produksi
: Rp 308.493.859.787

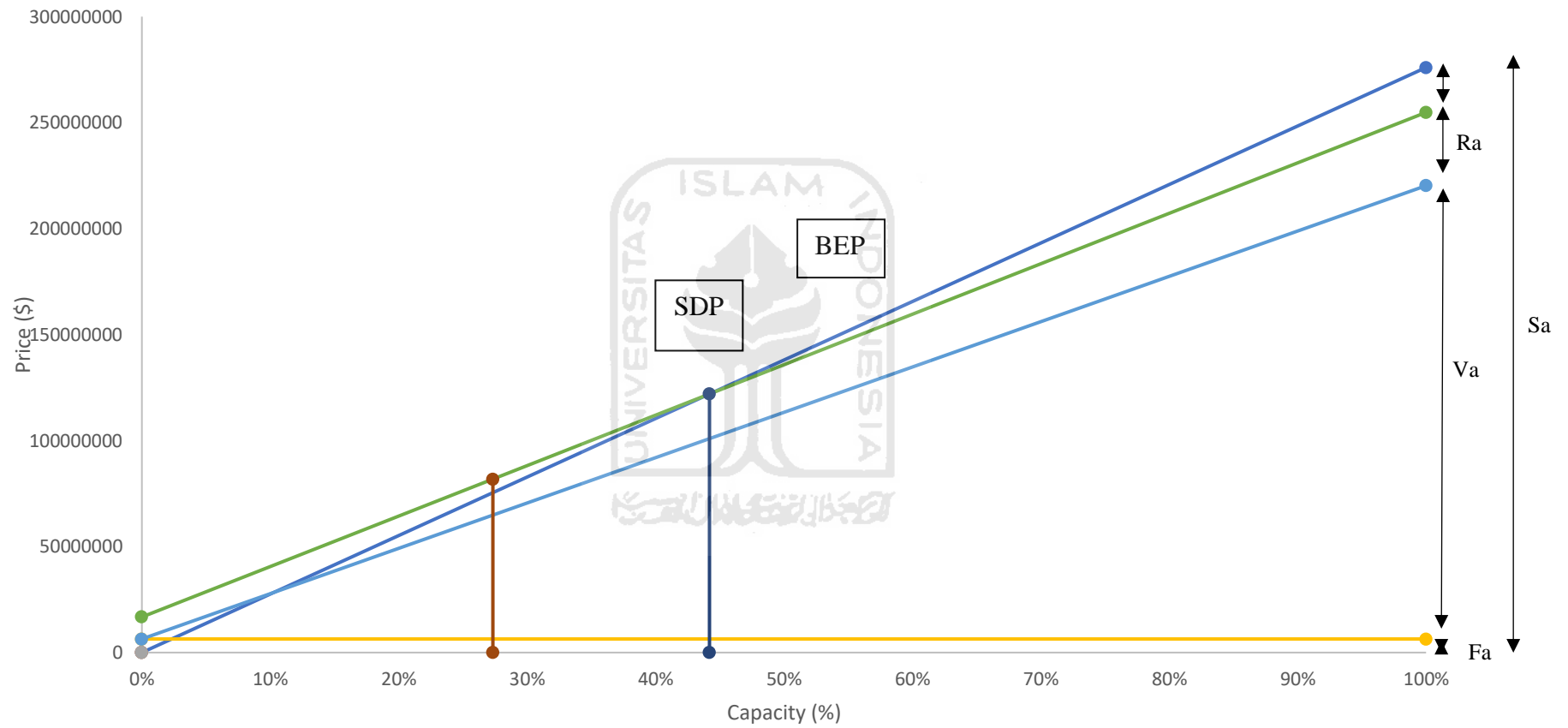
b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : $30\% \times$ Rp 308.493.859.787

: Rp 92.548.157.936

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak

: Rp 215.945.701.851



Gambar 4. 9 Grafik Analisis Kekayaan

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

1. Pabrik epiklorohidrin dari diklorohidrin dan natrium hidroksida dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini tergolong sebagai pabrik beresiko rendah berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk.
2. Pabrik epiklorohidrin didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, memberikan lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
3. Pabrik epiklorohidrin akan didirikan dengan kapasitas 50.000 ton/tahun, dengan bahan baku diklorohidrin sebanyak 53774,20 kg/jam dan natrium hidroksida sebanyak 3334,95 kg/jam.
4. Pabrik akan didirikan di Desa Kepuh, Kecamatan Ciwandan, Kota Cilegon, Jawa Barat, dengan pertimbangan mudah mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai prospek pemasaran yang baik karena lokasinya yang tepat dengan kawasan industri.
5. Hasil perhitungan parameter untuk evaluasi ekonomi adalah sebagai berikut :

Tabel 5. 1 Hasil Analisa Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi
Profit			
Profit sebelum pajak	Rp 308.493.859.787		
Profit sesudah pajak	Rp 215.945.701.851	pajak 30% dari keuntungan	
Return on investment (ROI)			
ROI sebelum pajak	40%	ROI b untuk pabrik beresiko rendah minimal 11%	Aries Newton, P.193
ROI setelah pajak	28%		
Pay Out Time (POT)			
POT sebelum pajak	2	POT b untuk pabrik beresiko rendah maksimal 5 tahun	Aries Newton, P.196
POT setelah pajak	2,65		
Break Even Point (BEP)	44%	Berkisar 40 - 60%	
SDP	27%		
DCFR	18%	> 1,5 bunga bank = minimum = 6%	

Dari hasil analisis ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik epiklorohidrin dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2. Saran

Perancangan suatu pabrik kimia 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 epiklorohidrin dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat melihat pesatnya perkembangan industri saat ini.

4. Pemenuhan bahan baku didapatkan dari produk pabrik lain sehingga pemenuhan bahan baku tergantung pada produksi pabrik tersebut jadi diperlukan adanya kontak pembelian bahan baku pada kurun waktu tertentu agar kebutuhan bahan baku dapat terpenuhi selama pabrik berjalan.



DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. *Chemical Price*. <http://alibaba.com/>. Diakses pada tanggal 7 Agustus 2020 pukul 10.00 WIB
- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. Mc Graw Hill Handbook Co., Inc. New York
- Atiqa, 2019. *Skripsi Prarancangan Pabrik Kimia Epiklorohidrin*. UPN Yogyakarta.
- Brown, George Granger. 1987. *Unit Operations*. New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Brownell, Lloyd E., and Edwin H. Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, Inc.,
- Coulson, J. M. and Richardson, J. F. 1983. *Chemical Engineering, 1st edition, Volume 6*. Pergason Press. Oxford.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 2005, *Chemical Engineering, Vol 6*, Pergamon Internasional Library, New York.
- Geankoplis, C.J., 2003, *Transport Processes and Unit Operations*, 4nd ed., Prentice-Hall International, Tokyo
- Howard F. Rase. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plants, Volume I*. John Wiley and Sons Inc. New York.
- ICIS. *Global Epichlorohydrin Capacity*. <http://www.icis.com/>. Diakses pada tanggal 21 September 2020 pukul 19.30 WIB
- Kern, Donald Q. 1950. *Process Heat Transfer*. Singapore: McGraw-Hill Book Company.
- L. Ma, J. W. Zhu, X. Q. Yuan, and Q. Yue. 2007. *Synthesis of Epichlorohydrin From Dichloropropanols Kinetic Aspects of The Process*. Shanghai, China : Institution of Chemical Engineering, East China University of Science and Technology.
- Matche. 2019. *equipment cost*. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 14 Agustus 2020 pukul 15.00 WIB

- McCabe, Warren L., Julian C. Smith, and Peter Harriot. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering, 5th edition*. Singapore: McGraw-Hill International Editions.
- Perry, Robert H., and Don W. Green. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th edition*. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Peters, Max S., and Klaus D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th edition*. Singapore: McGraw-Hill International Editions.
- Peters, M., Timmerhause, K., dan West, R. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical engineers*. McGraw Hill. New York.
- Powell, S. T. 1954. *Water Conditioning for Industry*. Tokyo: McGraw-Hill International Inc.
- Redilla, 2015. Skripsi Prarancangan Pabrik Kimia Epiklorohidrin. UNILA
- Sinnott, R. K. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design Vol. 6, 4th edition*. London: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Smith, J.M. and Van Ness, H.H., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 3rd editon*, McGraw Hill International Book Co., Tokyo
- Sularso, and Haruo Tahara. 2000. *Pompa & Kompresor, Pemilihan Pemakaian dan Pemeliharaan*. Jakarta: PT Pradnya Paramita
- Ulrich, G. D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Wallas, S.M. *Chemical Process Equipment*. Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company. Tokyo
- Yaws, Car.L., 1999, —*Chemical Properties Handbook*, Mc. Graw Hill Book Co., Tokyo.

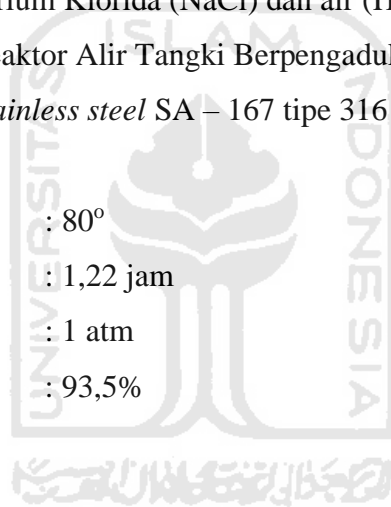
LAMPIRANA



LAMPIRAN

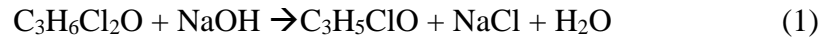
PERHITUNGAN REAKTOR

Kode	: R-01
Fase	: Cair – Cair
Bentuk	: Tangki Silinder Tegak dengan Tutup <i>Torispherical Dished Head</i>
Fungsi	: Mereaksikan Diklorohidrin ($C_3H_6Cl_2O$) dengan Natrium Hidroksida (NaOH) menjadi Epiklorohidrin (C_3H_5ClO), Natrium Klorida (NaCl) dan air (H_2O).
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel SA – 167</i> tipe 316
Kondisi Operasi	:
- Suhu	: 80°
- Waktu Reaksi	: 1,22 jam
- Tekanan	: 1 atm
Konversi	: 93,5%



1. Neraca Massa Reaktor

Reaksi di Reaktor adalah sebagai berikut



Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 6	Arus 7
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-	53774,20	45708,07
NaOH	3334,95	-	833,74
C ₃ H ₅ Cl ₃	-	15869,19	15869,19
C ₃ H ₅ ClO	-	-	5786,04
NaCl	-	-	3654,73
H ₂ O	15192,53	703,47	17022,58
Total	18527,48	70346,86	
	88874,34		88874,34

2. Menentukan Kecepatan Volumetrik (Fv, L/jam)

Komp.	Massa (kg/jam)	xi Massa	ρ (kg/L)	xi. ρ (kg/L)	Fv (l/jam)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	53774,2023	0,6051	1,1142	0,6742	48262,3039
NaOH	3334,9461	0,0375	1,8875	0,0708	1766,89503
C ₃ H ₅ Cl ₃	15869,1908	0,1786	1,3094	0,2338	12119,0977
H ₂ O	15896,0007	0,1789	0,9755	0,1745	16295,3378
Total	88874,3400	1	-	1,1533	78443,6344

3. Optimasi Reaktor

a. Menentukan Rumus Volume Reaktor

b. Menentukan Volume Reaktor

i. Jumlah 1 buah reaktor

$$X_{B0} = 0$$

$$X_{B1} = 0,935$$

$$k = 536,4686 \text{ l/kmol.jam}$$

$$\begin{aligned}
F_v &= 76631,0132 \text{ l/jam} \\
C_{B_0} &= 0,001062 \text{ kmol/L} \\
M &= 5 \\
V_{RATB} &= \frac{F_v \cdot X_B}{k \cdot C_{B_0} (M - X_B) \cdot (1 - X_B)} \\
&= \frac{76631,0132 \times 0,935}{536,4686 \times 0,001062 (5 - 0,935) \cdot (1 - 0,935)} \quad (1) \\
&= 486796,4442 \text{ liter}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
t &= \frac{V}{F_v} \\
t &= \frac{486796,4442 \text{ liter}}{76631,0132 \text{ liter/jam}} \quad (2)
\end{aligned}$$

$$t = 6,21 \text{ jam}$$

ii. Jumlah 2 buah reaktor

$$\begin{aligned}
X_{B_0} &= 0 \\
X_{B_2} &= 0,935 \\
k &= 536,4686 \text{ l/kmol.jam} \\
F_v &= 76631,0132 \text{ l/jam} \\
C_{B_0} &= 0,001062 \text{ kmol/L} \\
M &= 5 \\
V_1 &= \frac{F_v \cdot X_{B_1}}{k \cdot C_{B_0} (M - X_{B_1}) \cdot (1 - X_{B_1})} \\
&= \frac{76631,0132 \cdot X_{B_1}}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B_1}) \cdot (1 - X_{B_1})} \quad (3)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
V_2 &= \frac{C_{B_0} \cdot F_v \cdot (X_{B_2} - X_{B_1})}{k \cdot C_{B_0} (M - X_{B_2}) \cdot C_{B_0} (1 - X_{B_2})} \\
&= \frac{0,001062 \times 76631,0132 \times (0,935 - X_{B_1})}{536,4686 \times 0,001062 (5 - 0,935) \cdot (1 - 0,935)} \quad (4)
\end{aligned}$$

Untuk mendapatkan nilai X_{B_1} maka dilakukan *trial and error* terhadap persamaan (3) dan (4) menggunakan *goal sheek*. Selisih antara V_1 dan V_2 dibuat sama dengan nol dengan melakukan trial nilai X_{B_1} , sehingga didapat nilai X_{B_1} sebesar 0,75.

Maka,

$$\begin{aligned}
V_{RATB} &= 96694,2453 \text{ liter} \\
t &= 1,23 \text{ jam}
\end{aligned}$$

iii. Jumlah 3 buah reaktor

$$X_{B0} = 0$$

$$X_{B3} = 0,935$$

$$k = 536,4686 \text{ l/kmol.jam}$$

$$F_v = 76631,0132 \text{ l/jam}$$

$$C_{B0} = 0,001062 \text{ kmol/L}$$

$$M = 5$$

$$V_1 = \frac{F_v \cdot X_{B1}}{k \cdot C_{B0} (M - X_{B1}) \cdot (1 - X_{B1})}$$

$$= \frac{76631,0132 \cdot X_{B1}}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B1}) \cdot (1 - X_{B1})} \quad (5)$$

$$V_2 = \frac{F_v \cdot (X_{B2} - X_{B1})}{k \cdot C_{B0} (M - X_{B2}) \cdot (1 - X_{B2})}$$

$$= \frac{76631,0132 \times (X_{B2} - X_{B1})}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B2}) \cdot (1 - X_{B2})} \quad (6)$$

$$V_3 = \frac{F_v \cdot (X_{B3} - X_{B2})}{k \cdot C_{B0} (M - X_{B3}) \cdot (1 - X_{B3})}$$

$$= \frac{76631,0132 \times (X_{B3} - X_{B2})}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B3}) \cdot (1 - X_{B3})} \quad (7)$$

Untuk mendapatkan nilai X_{B1} dan X_{B2} maka dilakukan *trial and error* terhadap persamaan (5) dan (6) dan (7) menggunakan *goal seek*. Selisih antara V_1 dan V_2 dibuat sama dengan nol dengan melakukan trial nilai X_{B1} , selisih antara V_2 dan V_3 dibuat sama dengan nol dengan melakukan trial nilai X_{B2} sehingga didapat nilai X_{B1} sebesar 0,61 nilai X_{B2} sebesar 0,84.

Maka,

$$V_{RATB} = 48650,7663 \text{ liter}$$

$$t = 0,62 \text{ jam}$$

iv. Jumlah 4 buah reaktor

$$X_{B0} = 0$$

$$X_{B4} = 0,935$$

$$k = 536,4686 \text{ l/kmol.jam}$$

$$F_v = 76631,0132 \text{ l/jam}$$

$$C_{B0} = 0,001062 \text{ kmol/L}$$

$$\begin{aligned}
 M &= 5 \\
 V_1 &= \frac{F_v \cdot X_{B1}}{k \cdot C_{B0} (M - X_{B1}) \cdot (1 - X_{B1})} \\
 &= \frac{76631,0132 \cdot X_{B1}}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B1}) \cdot (1 - X_{B1})} \quad (8)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_2 &= \frac{F_v \cdot (X_{B2} - X_{B1})}{k \cdot C_{B0} (M - X_{B2}) \cdot (1 - X_{B2})} \\
 &= \frac{76631,0132 \times (X_{B2} - X_{B1})}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B2}) \cdot (1 - X_{B2})} \quad (9)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_3 &= \frac{F_v \cdot (X_{B3} - X_{B2})}{k \cdot C_{B0} (M - X_{B3}) \cdot (1 - X_{B3})} \\
 &= \frac{76631,0132 \times (X_{B3} - X_{B2})}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B3}) \cdot (1 - X_{B3})} \quad (10)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_4 &= \frac{F_v \cdot (X_{B4} - X_{B3})}{k \cdot C_{B0} (M - X_{B4}) \cdot (1 - X_{B4})} \\
 &= \frac{76631,0132 \times (X_{B4} - X_{B3})}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B4}) \cdot (1 - X_{B4})} \quad (11)
 \end{aligned}$$

Untuk mendapatkan nilai X_{B1} , X_{B2} dan X_{B3} maka dilakukan *trial and error* terhadap persamaan (8) dan (9) dan (10) dan (11) menggunakan *goal sheek*. Selisih antara V_1 dan V_2 dibuat sama dengan nol dengan melakukan trial nilai X_{B1} , selisih antara V_2 dan V_3 dibuat sama dengan nol dengan melakukan trial nilai X_{B2} , selisih antara V_3 dan V_4 dibuat sama dengan nol dengan melakukan trial nilai X_{B3} . Sehingga didapat nilai $X_{B1} = 0,51$, $X_{B2} = 0,75$ dan $X_{B3} = 0,87$.

v. Jumlah 5 buah reaktor

$$\begin{aligned}
 X_{B0} &= 0 \\
 X_{B4} &= 0,935 \\
 k &= 536,4686 \text{ l/kmol.jam} \\
 F_v &= 76631,0132 \text{ l/jam} \\
 C_{B0} &= 0,001062 \text{ kmol/L} \\
 M &= 5 \\
 V_1 &= \frac{F_v \cdot X_{B1}}{k \cdot C_{B0} (M - X_{B1}) \cdot (1 - X_{B1})} \\
 &= \frac{76631,0132 \cdot X_{B1}}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B1}) \cdot (1 - X_{B1})} \quad (12)
 \end{aligned}$$

$$V_2 = \frac{F_V \cdot (X_{B2} - X_{B1})}{k \cdot C_{B0} (M - X_{B2}) \cdot (1 - X_{B2})}$$

$$= \frac{76631,0132 \times (X_{B2} - X_{B1})}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B2}) \cdot (1 - X_{B2})} \quad (13)$$

$$V_3 = \frac{F_V \cdot (X_{B3} - X_{B2})}{k \cdot C_{B0} (M - X_{B3}) \cdot (1 - X_{B3})}$$

$$= \frac{76631,0132 \times (X_{B3} - X_{B2})}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B3}) \cdot (1 - X_{B3})} \quad (14)$$

$$V_4 = \frac{F_V \cdot (X_{B4} - X_{B3})}{k \cdot C_{B0} (M - X_{B4}) \cdot (1 - X_{B4})}$$

$$= \frac{76631,0132 \times (X_{B4} - X_{B3})}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B4}) \cdot (1 - X_{B4})} \quad (15)$$

$$V_5 = \frac{F_V \cdot (X_{B4} - X_{B3})}{k \cdot C_{B0} (M - X_{B4}) \cdot (1 - X_{B4})}$$

$$= \frac{76631,0132 \times (X_{B4} - X_{B3})}{536,4686 \times 0,001062 (5 - X_{B4}) \cdot (1 - X_{B4})} \quad (16)$$

Untuk mendapatkan nilai X_{B1} , X_{B2} , X_{B3} dan X_{B4} maka dilakukan *trial and error* terhadap persamaan (12), (13), (14), (15) dan (16) menggunakan *goal seek*. Selisih antara V_1 dan V_2 dibuat sama dengan nol dengan melakukan trial nilai X_{B1} , selisih antara V_2 dan V_3 dibuat sama dengan nol dengan melakukan trial nilai X_{B2} , selisih antara V_3 dan V_4 dibuat sama dengan nol dengan melakukan trial nilai X_{B3} , selisih antara V_4 dan V_5 dibuat sama dengan nol dengan melakukan trial nilai X_{B4} . Sehingga didapat nilai : $X_{B1} = 0,44$, $X_{B2} = 0,68$, $X_{B3} = 0,81$ dan $X_{B4} = 0,89$.

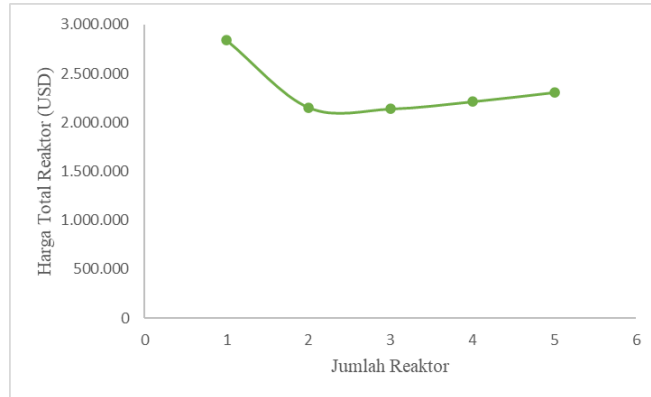
c. Menentukan Harga Reaktor

Bahan konstruksi reaktor yang dipilih *Stainless Steel SA 167 Type 316*

n	V (gal)	Harga Total (Rp)	Harga Lahan (Rp)	Gaji Operator/Tahun (Rp)	Total (Rp)
1	154317,59	40.558.906.575	139.403.499	111.600.000	40.809.910.074
2	30652,69	31.190.921.000	96.773.365	223.200.000	31.510.894.365
3	15422,60	31.090.512.711	91.827.581	334.800.000	31.517.140.292
4	10107,02	32.169.624.545	92.375.250	446.400.000	32.708.399.795
5	7468,56	33.536.993.419	94.378.845	558.000.000	34.189.372.264

d. Penentuan Jumlah Reaktor yang Optimum

Grafik Hubungan Jumlah Reaktor dengan Biaya Total



Sehingga dapat ditarik kesimpulan :

1. Pertimbangan Volume : $V_1 > V_2 > V_3 > V_4 > V_5$
2. Pertimbangan Harga Reaktor : $R_1 < R_2 > R_3 < R_4 < R_5$

Maka, jumlah reaktor yang optimum sebanyak 2 buah untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum.

4. Dimensi Reaktor

a. Menentukan Diameter Reaktor

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum $D : H < 2$ (penyimpanan bahan cair), dipilih perbandingan $D : H = 1 : 1,5$. (Tabel 4-27 Ulrich, 198 : 248).

$$\text{Volume reaktor} = \text{Volume Shell (V}_s\text{)} + \{2 \times \text{Volume Head (V}_H\text{)}\}$$

$$\text{Volume reaktor} = \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times H\} + (2 \times V_H)$$

$$\text{Volume reaktor} = \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times 1,5D\} + (2 \times V_H)$$

$$\text{Volume reaktor} = \{(1/4) \times \pi \times D^3 \times 1,5\} + (2 \times V_H)$$

$$\text{Volume reaktor} = 1,1786 D^3$$

$$112,6180 \text{ m}^3 = 1,1786 D^3$$

$$D = 4,5718 \text{ m}$$

$$= 179,9909 \text{ in}$$

$$= 14,9992 \text{ ft}$$

Maka, nilai H,

$$\begin{aligned} H &= 1,5 \times D \\ &= 6,8576 \text{ m} \\ &= 269,9863 \text{ in} \\ &= 22,4988 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Menentukan Tekanan Desain

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Operasi (P)} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,6959 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal (Coulson,1988 Hal. 673).

Tekanan yang dipilih 10 % di atasnya.

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times 14,6959 \text{ psi} \\ &= 16,1655 \text{ psi} \end{aligned}$$

c. Menentukan Tebal Dinding Reaktor

Material penyusun reaktor yang digunakan adalah *Stainless Steel SA 167 Type 316*, dikarenakan terdapat bahan yang bersifat korosif. Pemilihan bahan material untuk reaktor cukup kuat dan tahan terhadap korosi.

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

$$ts = 0,2221 \text{ in}$$

Diambil tebal shell standar = 1/4 in (Brownell and Young, hal.88).

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \times t_{\text{shell standar}} \\ \text{OD} &= 179,9909 + 2 \times 0,25 \text{ in} \\ &= 180,4909 \text{ in} \\ &= 4,5845 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 hal.91 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah =

$$= 180 \text{ in}$$

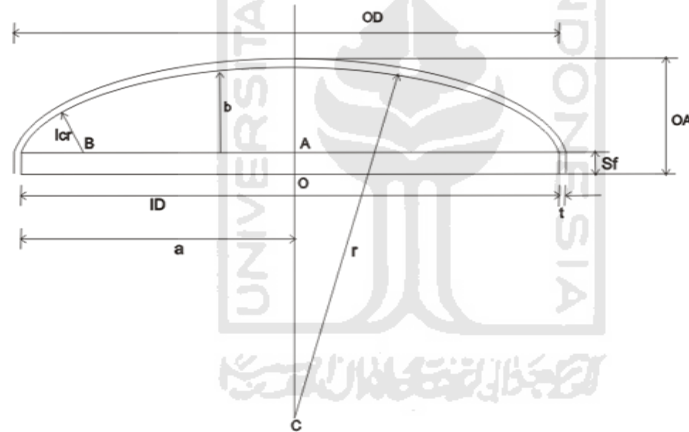
$$= 4,5720 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2 \times \text{tshell standar} \\ &= 180 - 2 \times 0,25 \text{ in} \\ &= 179,50 \text{ in} \\ &= 4,5593 \text{ m} \\ &= 14,9583 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Perancangan *Head* dan *Bottom* Tangki

Jenis head yang dipilih adalah Torispherical Flanged and Dished Head. Dikarenakan tekanan operasi yang dirancang yaitu 1 atm (15 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psig - 200 psig dan harganya lebih ekonomis.



1. Ketebalan *Torispherical Head*

$$t_h = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C \quad (\text{pers 13.12, Brownell, 1959 : 258})$$

Keterangan :

t_h = Tebal head (in)

r = Jari-jari dalam Shell

f = Allowable stresses untuk Plate Steel SA-167 tipe : 309

E = Efisiensi sambungan

P = Tekanan desain

C = Corrosion allowance

Maka, Ketebalan Torispherical Head

$$th = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + c$$

$$th = 0,2106 \text{ in}$$

Dipakai tebal head (th) standar 1/4 in = 0,25 in

2. Tinggi Head

$$\text{ID koreksi} = 179,50 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID koreksi} + 2 \times \text{thead standar} \\ &= 179,50 \text{ in} + 2 \times 0,25 \text{ in} \\ &= 180 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan nilai OD standar 180 in (Brownell and Young, tabel 5.7 halaman 90)

Maka diperoleh :

$$r = 170 \text{ in}$$

$$icr = 11,000 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (1/4), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 2 1/4 in dengan straight flange (Sf) maksimal 2 in. (Tabel 5.8 hal.93 Brownell- Young).

$$\begin{aligned} \text{Dipilih Sf} &= 2 \text{ in} \\ &= 0,0508 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \text{ID koreksi} / 2 \\ &= 179,5000 \text{ in} : 2 \\ &= 89,7500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= a - icr \\ &= 89,75 \text{ in} - 11,0000 \text{ in} \\ &= 78,7500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= rc - icr \\ &= 170 \text{ in} - 11,0000 \text{ in} \\ &= 159,0000 \text{ in} \end{aligned}$$

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

$$= 138,1283 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 170 \text{ in} - 138,1283 \text{ in}$$

$$= 31,8717 \text{ in}$$

Maka tinggi head (OA) = th standar + b + Sf

$$= 0,25 + 31,8717 + 2 \text{ in}$$

$$= 34,1217 \text{ in}$$

$$= 0,8667 \text{ m}$$

3. Menentukan Tinggi Total Reaktor

Maka tinggi total reaktor adalah

$$\text{Tinggi total reaktor} = \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head}$$

$$= 269,9863 + 2 \times 34,1217 \text{ in}$$

$$= 338,2297 \text{ in}$$

$$= 8,5910 \text{ m}$$

$$= 28,1858 \text{ ft}$$

Menentukan Tinggi Larutan dalam Reaktor

$$A = \frac{(\pi/4) \times ID_{\text{koreksi}}^2}{4}$$

$$= 0,7857 \times 20,7872^2 \text{ m}^2$$

$$= 16,3328 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter dalam reaktor (ID)} = 179,50 \text{ in}$$

$$\text{Volume head bawah (V}_H) = \text{Volume head atas (V}_H)$$

$$= 0,000049 \text{ D}^3$$

$$= 283,3932 \text{ in}^3$$

$$= 0,0046 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume larutan} = 93,8484 \text{ m}^3$$

Volume larutan dibagian shell (V_L) = Volume larutan - Volume head bawah

$$= 93,8484 - 0,0046 \text{ m}^3$$

$$= 93,8437 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam bagian shell (HL,S)} &= VL / A \\ &= 93,8437 \text{ m}^3 : 16,3328 \text{ m}^2 \\ &= 5,7457 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam shell dan head bawah (HL)} &= \text{HL,S} + \text{OA} \\ &= 5,7457 \text{ m} + 0,8667 \text{ m} \\ &= 6,6124 \text{ m} \\ &= 21,6943 \text{ ft} \end{aligned}$$

5. Desain Sistem Pengaduk

Pengaduk yang akan digunakan dalam reaktor dipilih berdasarkan

$$\begin{aligned} \text{viskositas fluida pada temperatur} &= 80 \text{ oC} \\ \text{(T, K) , } (\mu, \text{ cP}) &= 353,15 \text{ K} \\ &= 176 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dengan rumus : $\log_{10} \mu_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$

Komponen	A	B	C	D	$\log_{10} \mu_{liq}$	μ_{liq}
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-2,8361	6,0541,E+02	4,0515,E-03	-5,0439E-06	-0,3200	0,4786
NaOH	-4,1939	2,0515,E+03	2,7917,E-03	-6,159E-07	2,5243	334,4438
C ₃ H ₅ Cl ₃	-1,7913	6,4440,E+02	3,8924,E-04	-1,4969E-06	-0,0158	0,9643
C ₃ H ₅ ClO	-2,3159	5,6462,E+02	2,7982,E-03	-4,1693E-06	-0,2489	0,5638
NaCl	-0,9169	1,0789,E+03	-7,6231,E-05	1,1105E-08	2,1126	129,6104
H ₂ O	-10,2158	1,7925,E+03	1,7730,E-02	-1,2631,E-05	-0,4540	0,3516

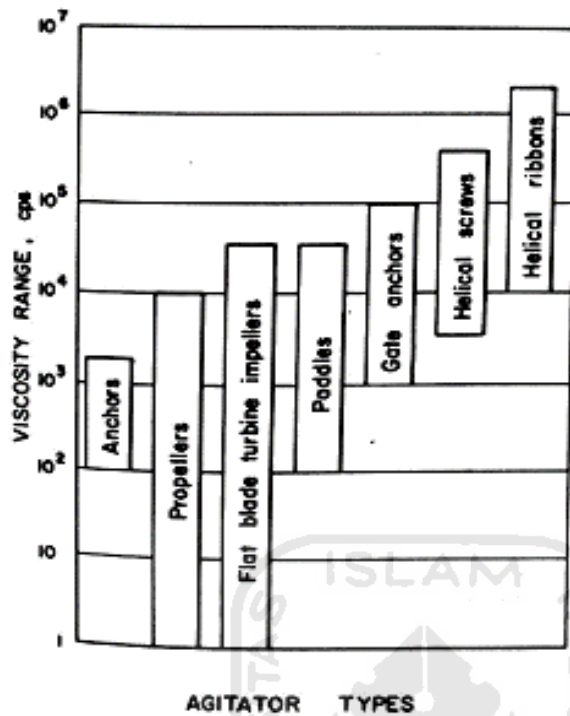
(Yaws, 1999)

1. Menentukan Jenis Pengaduk

Menghitung viskositas (μ) campuran

Komponen	Massa masuk	fraksi massa	μ (cP)	x . μ (cP)
	(kg/jam)	(x)		
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	46627,0794	0,6085	0,4786	0,2912
NaOH	2891,6988	0,0377	334,4438	12,6204
C ₃ H ₅ Cl ₃	13760,0186	0,1796	0,9643	0,1731
C ₃ H ₅ ClO	62,5066	0,0008	0,5638	0,0005
H ₂ O	13289,7098	0,1734	0,3516	0,0610
Total	76631,0132	1,0000	336,8020	13,1461

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk (Holland, F.A dan F.S., Chapman, Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks, Reinhold New York , 1966).



Untuk viskositas 13,1461 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah propeller atau Flat Blade Turbines Impellers. (Howard F. Rase, Fig 8.4 Halaman 341).

Dipilih Flat Blade Turbines Impeller karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk reaktor dengan proses kontinu. (Howard F. Rase, Halaman 344)

Menurut Brown, 1978, hlm. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (flat blade turbines impellers):

$$\begin{aligned}
 D_t/D_i &= 3 \\
 Z_l/D_i &= 2,7 - 3,9 \\
 Z_i/D_i &= 0,75 - 1,3 \\
 \text{Jumlah baffle} &= 4 \\
 w/D_i &= 0,1
 \end{aligned}$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

- a. Jumlah Blade = 6 buah
- b. Jumlah Baffle = 4 buah
- c. Diameter Impeller (D_i) = $\frac{1}{3} \times$ Diameter tangki (D_t)
 = $0,3333 \times 4,5593 \text{ m}$
 = $1,5198 \text{ m}$
 = $4,9861 \text{ ft}$
- d. Tinggi Impeller dari dasar (Z_i) = diambil $Z_i/D_i = 1$
 = D_i
 = $1,5198 \text{ m}$
 = $4,9861 \text{ ft}$
- e. Lebar Blade Impeller (h) = $\frac{1}{5} \times D_i$
 = $0,2 \times 1,5198 \text{ m}$
 = $0,3040 \text{ m}$
 = $0,9972 \text{ ft}$
- f. Panjang Blade Impeller (L) = $\frac{1}{4} \times D_i$
 = $0,25 \times 1,5198 \text{ m}$
 = $0,3799 \text{ m}$
 = $1,2465 \text{ ft}$
- g. Lebar Baffle (W) = $0,1 \times D_i$
 = $0,1 \times 1,5198 \text{ m}$
 = $0,1520 \text{ m}$
 = $0,4986 \text{ ft}$

2. Menentukan Kecepatan Pengaduk

Berdasarkan Rase, H.F., dan J.R., Holmes, Chemical Reactor Design for Process Plants, Willey and Son , New York, (1977),vol.1., hlm. 366

Kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbin Impeller dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft /menit.

Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit (Rase, halaman 345).

Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

N = Keterangan

N = Kecepatan putar pengaduk (rpm)

N = 38,2882 rpm

= 0,6381 rps

Dari Wallas, halaman 288 untuk kecepatan pengaduk standar :

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continuously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

Maka digunakan kecepatan pengadukan = 45 rpm = 0,7500 rps

3. Menentukan Bilangan Reynold

Densitas campuran cairan masuk reaktor :

Komponen	Massa	fraksi massa	Densitas (ρ)	$\xi \cdot \rho$
	(kg/jam)	(xi)	(kg/liter)	
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	46627,0794	0,6085	1,1144	0,6781
NaOH	2891,6988	0,0377	1,9477	0,0735
C ₃ H ₅ Cl ₃	13760,0186	0,1796	1,3096	0,2352
C ₃ H ₅ ClO	62,5066	0,0008	1,1042	0,0009
H ₂ O	13289,7098	0,1734	0,9756	0,1692
Total	76631,0132	1,0000	6,4515	1,1568

NRe =

Keterangan : ρ = ρ campuran umpan masuk = 72,2186 lb/ft³

N = Kecepatan pengadukan = 0,7500 rps

Di = Diameter impeller = 4,9861 ft

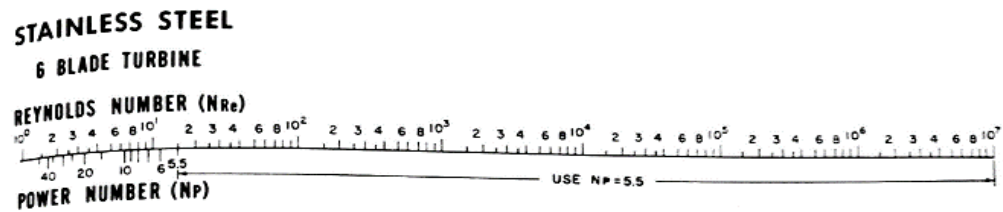
μ = Viskositas campuran umpan masuk reaktor

= 13,1461 cP

= 0,0088 lb/ft.s

NRe = 152435,6375

Dari gambar 8.8 (Rase, 1957), untuk six blade turbine dengan $NRe > 10$, nilai Np (power number) yang didapat adalah = 5,5



4. Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan

- P = Daya penggerak (watt)
- Np = Power Number
- ρ = Densitas cairan yang diaduk (kg/m^3)
- N = Kecepatan pengaduk standar (1/s)
- Di = Diameter pengaduk (m)

Maka,

$$\begin{aligned}
 P &= 5,5 \times 1156,8301 \times 0,4219 \times 8,1074 \\
 &= 21762,0326 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
 &= 21762,0326 \text{ J/s} \\
 &= 21762,0326 \text{ Watt} \\
 &= 21,7620 \text{ kWatt}
 \end{aligned}$$

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, halaman 111 :

Tabel 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Dengan daya penggerak 21,7620 kWatt, $P > 15 \text{ kW}$

sehingga diperoleh efisiensi sebesar 90 %

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 P &= 21,7620 \text{ kWatt} : 0,9 \\
 &= 24,1800 \text{ kWatt} \times \frac{1,34102 \text{ HP}}{1 \text{ kWatt}} \\
 &= 32,43 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, E.F., Applied Process design for Chemical and Petrochemical Plants, Gulf, Publishing, Co. Houston, Texas, 2001, edisi 3, halaman 628 :

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Dipilih motor pengaduk standar = 40 HP

6. Pendingin Reaktor

Neraca energi masuk arus 3

$$Q = \Delta H = n \int C_p \cdot dT$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (J/Mol.K)	ΔH_1 (kJ/jam)
NaOH	3.334,95	83,38	4.787,19	399.155,84
H ₂ O	15.192,53	843,33	4.136,37	3.488.312,68
Total	18.527,48	926,71	8.923,57	3.887.468,52

Neraca energi masuk arus 6

$$Q = \Delta H = n \int C_p \cdot dT$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (J/Mol.K)	ΔH_2 (kJ/jam)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	53.774,20	416,90	8.444,57	3.520.537,24
C ₃ H ₅ Cl ₃	15.869,19	107,64	9.745,23	1.048.950,68
H ₂ O	703,47	39,05	4.136,37	161.521,36
Total	70.346,86	563,59	22.326,17	4.731.009,29

Sehingga, didapatkan total $\Delta H_{in} = 8.618.477,81$ kJ/jam

Neraca energi keluar arus 7

$$Q = \Delta H = n \int C_p \cdot dT$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (J/Mol.K)	ΔH_4 (kJ/jam)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	45.708,07	354,36	8.444,57	2.992.456,66
NaOH	833,74	20,84	4.787,19	99.788,96
C ₃ H ₅ Cl ₃	15.869,19	107,64	9.745,23	1.048.950,68
C ₃ H ₅ ClO	5.786,04	62,53	7.524,97	470.573,75
NaCl	3.654,73	62,53	4.685,40	293.001,04
H ₂ O	17.022,57	944,91	4.136,37	3.908.501,73
Total	88.874,34	1.552,83	39.323,74	8.813.272,82

Sehingga, didapatkan total ΔH out = 8.813.272,82 kJ/jam

Reaksi

	C ₃ H ₆ Cl ₂ O	+	NaOH	→	C ₃ H ₅ ClO	+	NaCl	+	H ₂ O
Mula	416,8995		83,3799						882,3758
Reaksi	62,5349		62,5349		62,5349		62,5349		62,5349
Sisa	354,3646		20,8450		62,5349		62,5349		944,9108

Tabel entalpi pembentukan

Komponen	ΔH_f at 298 K (kJ/mol)	ΔH_f at 298 K (J/mol)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-385,40	- 385.400
NaOH	-416,88	- 416.880
C ₃ H ₅ ClO	-148,40	- 148.400
NaCl	-407,27	- 407.270
H ₂ O	-285,83	- 285.830

Perhitungan panas pembentukan reaktan

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_f at 298 K (J/mol)	ΔH_f Reaktan (kJ/jam)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	62,53	- 385.400	- 24.100.961,63
NaOH	62,53	- 416.880	- 26.069.561,20
		$\Sigma \Delta H_f$ Reaktan =	- 50.170.522,83

Perhitungan panas pembentukan produk

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_f at 298 K (J/mol)	ΔH_f Produk (kJ/jam)
C ₃ H ₅ ClO	62,53	- 148.400	- 9.280.183,46
NaCl	62,53	- 407.270	- 25.468.600,53
H ₂ O	62,53	- 285.830	- 17.874.358,75
		$\Sigma \Delta H_f$ Produk =	- 52.623.142,74

$$\Delta H_R = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

Sehingga :

$$\Delta HR = 2.452.619,91 \text{ kJ/jam}$$

ΔHR (-) menunjukkan bahwa reaksi tersebut merupakan reaksi eksotermis, dimana suhu reaktor harus dipertahankan pada suhu 80°C . Sehingga diperlukan media pendingin untuk mengambil panas reaksi yang terbentuk.

1. Kebutuhan Air Pendingin

- Menghitung beban pendingin ($Q_{\text{pendingin}}$)

$$\Delta H_{\text{in}} + \Delta HR = \Delta H_{\text{out}} + Q_{\text{pendingin}}$$

$$Q_{\text{Pendingin}} = \Delta H_{\text{in}} - \Delta H_{\text{out}} + \Delta HR$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 2.257.824,91 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 2.140.004,83 \text{ Btu/jam}$$

- Kebutuhan air pendingin

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

$$T_{\text{out}} = 45^{\circ}\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

$$C_p = 4,1811 \text{ kJ/kg.K}$$

$$W_a = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$W_a = 36.000,74 \text{ kg/jam}$$

2. Pemilihan Media Pendingin

$$T_1 = \text{Suhu umpan masuk reaktor} = 80^{\circ}\text{C} = 176^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = \text{Suhu hasil reaksi keluar reaktor} = 80^{\circ}\text{C} = 176^{\circ}\text{F}$$

$$t_1 = \text{Suhu masuk air pendingin} = 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = \text{Suhu keluar air pendingin} = 45^{\circ}\text{C} = 113^{\circ}\text{F}$$

$$T_1 - t_1 = 90^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 - t_2 = 63^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 75,70 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Perancangan jaket pendingin

Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis, maka untuk memperhatikan suhu reaksi tetap $80 \text{ } ^\circ\text{C}$, reaktor dilengkapi jaket pendingin.

$$Q \text{ yang diserap} = 2.140.004,83 \text{ Btu/jam}$$

$$\rho_{\text{ pendingin}} = 1.015,96 \text{ kg/m}^3 = 63,42 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{massa air pendingin} = 36.000,74 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{rate air pendingin} &= 35,44 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0098 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Diambil spasi jaket = 2 in

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam jaket (DI)} &= \text{Diameter dalam} + (2 \times \text{tebal dinding}) + (2 \times \\ &\quad \text{jarak jaket}) \\ &= 196 \text{ in} \\ &= 4,98 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding jaket :

Bahan : *Carbon steel plate SA-285C*

$$H_{\text{ jaket}} = 22,49 \text{ ft}$$

$$\text{Phidrostatik} = \frac{H - 1}{144} * \rho_{\text{air}}$$

$$\rho_{\text{ hidrostatik}} = 9,47 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{ desain}} &= \rho_{\text{ desain reaktor}} + \rho_{\text{ hidrostatik}} \\ &= 24,2 \text{ psia} \\ &= 214,98 \text{ kpa} \end{aligned}$$

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n.C$$

f = allowable stress	18750 psia	129281,25 kpa
E = welded joint	0,85	
C = Corrossion allowance	0,125	
n = umur alat	10 tahun	
D = Diameter	196,0 in	
tj =	0,274 in	
Diambil tebal jaket standar =	0,3125 in	Brownell 1959 . Tabel 5.2
	0,0079 m	

$$\text{Diameter luar jaket (D}_2\text{)} = D_1 + 2 \times \text{tebal jaket} \quad 0,3125$$

$$\text{Dluar} = 196,625 \text{ in}$$

$$4,9943 \text{ m}$$

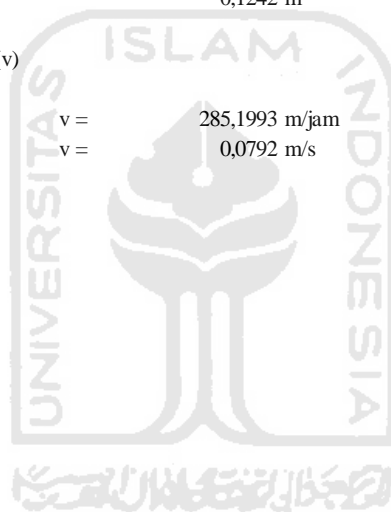
$$\text{Luas yang dilalui air pendingin (A)} = 192,6316 \text{ in}^2$$

$$0,1242 \text{ m}^2$$

Kecepatan Alir Pendingin (v)
v = Qw/A

$$v = 285,1993 \text{ m/jam}$$

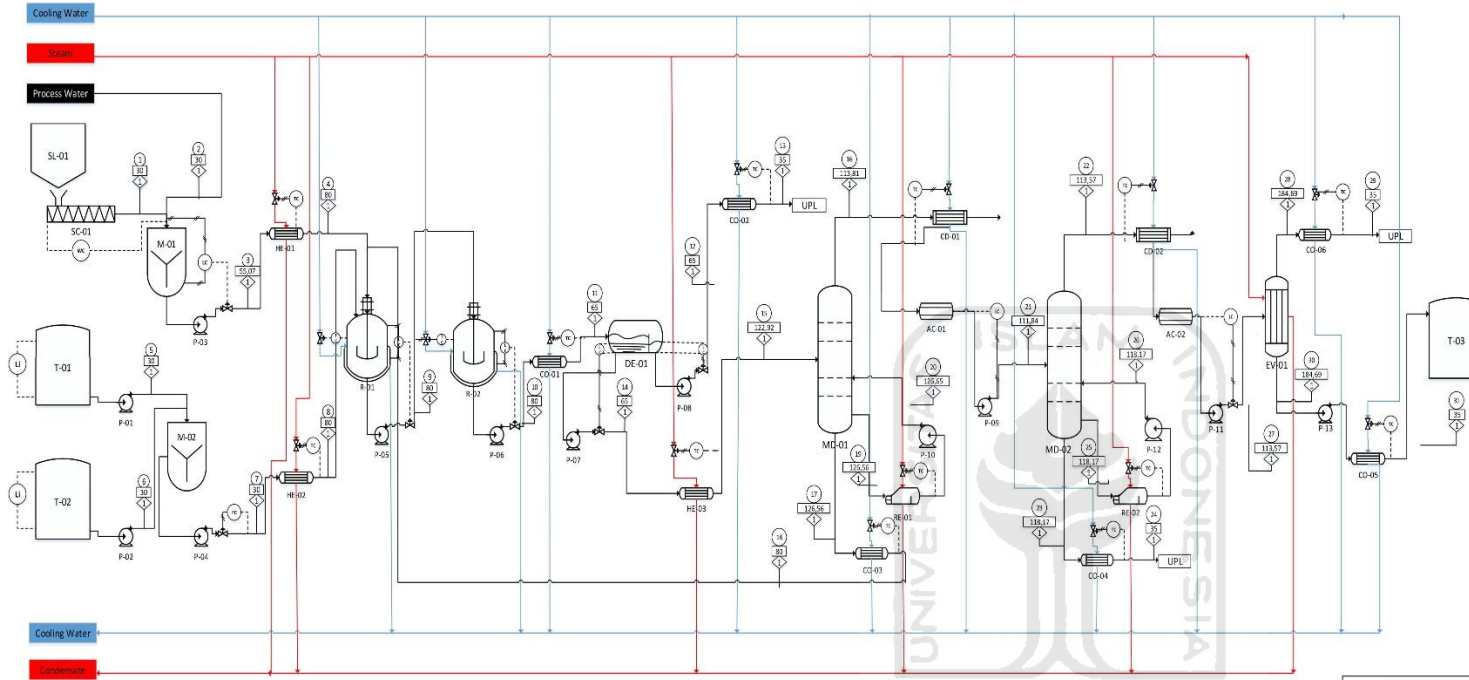
$$v = 0,0792 \text{ m/s}$$



LAMPIRAN B



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK EPIKLOROHIDRIN DARI DIKLOROHIDRIN DAN NATRIUM HIDROKSIDA
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Komponen	Ans (kg/jam)																																
	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	31		
H ₂ O	67,14	14020,59	14067,73	14887,73	108,69	1,38	111,27	111,27	16230,38	16484,52	16484,52	16337,60	16337,60	446,92	446,92	446,92					446,92	446,92											
NaOH	3289,99		3289,99	3289,99					822,50	213,85	213,85	213,85	213,85																				
C ₂ H ₄ Cl ₂									5777,25	7183,23	7183,23	170,64	170,64	7014,59	7014,59	2844,44	68,20	68,20	184,75	184,75	6944,44	6230,00	684,44	694,44	13838,47	13950,47	6250,00				6250,00	6250,00	
C ₂ H ₅ Cl ₂						156,55	156,55	156,55	15655,27	15655,27	15655,27			15655,27	15655,27		15498,71	15498,71	41796,51	41796,51													
C ₂ H ₄ O ₂					10859,52		10859,52	10859,52	45091,91	49129,08	49129,08	446,74	446,74	42682,34	42682,34	426,62	42189,79	42189,79	112638,51	112638,51	426,62	42,68	384,14	384,14	24932,54	24932,54	42,68				42,68	42,68	
hCl					3805,46		4494,81	4494,81	4494,81	4494,81	4494,81																						
TOTAL	3357,13	14820,59	18277,72	18277,72	10969,21	158,13	11127,34	11127,34	87162,76	87162,76	87162,76	21363,65	21363,65	65795,12	65795,12	7816,19	57757,70	57757,70	154619,78	154619,78	7816,19	6739,60	1078,59	1078,59	38891,01	38891,01	6739,60	426,47	426,47	6313,13	6313,13		

Keterangan instrumen	
LI	Level Indikator
FC	Flow Controller
LC	Level Controller
WC	Weight Controller
TC	Temperature Controller

Keterangan simbol	
○	Nomor arus
□	Suhu, °C
◇	Tekanan, atm
☆	Valve
—	Sinyal Pneumatik
---	Sensor Listrik

Keterangan alat	
SL	Silo
SC	Screw Conveyor
T	Tangki
M	Mixer
R	Reaktor
DE	Deanter
MD	Menara Distilasi
EV	Evaporator
HE	Heater
CO	Cooler
RE	Reboiler
CD	Kondensor
AC	Akumulator

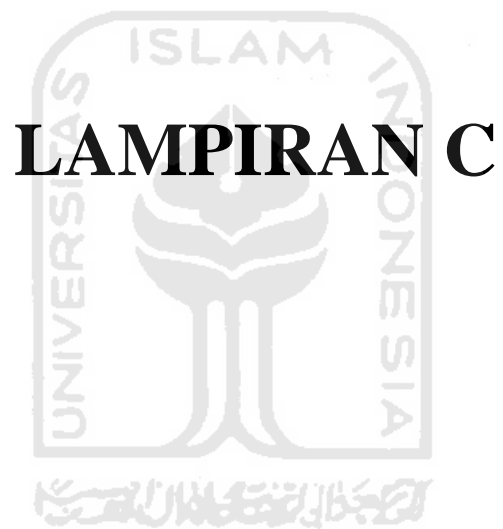


JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2020

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRARANCANGAN PABRIK EPIKLOROHIDRIN DARI
 DIKLOROHIDRIN DAN NATRIUM HIDROKSIDA
 KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN
 DISUSUN OLEH :
 Anisa Dwita Suciawati (16521190)
 Nur Itsnami (16521218)

DOSEN PEMBIMBING:
 Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.
 Diana, Dr., S.T., M.Sc.



LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Anisa Dwita Suciawati
No. MHS : 16521190
2. Nama Mahasiswa : Nur Itsnaini
No. MHS : 16521218
- Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK KIMIA EPIKLOROHIDRIN DARI
DIKLOROHIDRIN DAN NATRIUM HIDROKSIDA DENGAN
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : 01 April 2020
- Batas Akhir Bimbingan : 28 September 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	17 Okt 2019	Pengajuan Judul	
2	31 Mar 2020	Diagram Alir Proses dan Neraca Massa	
3	14 April 2020	Neraca Massa	
4	2 Juni 2020	Neraca Massa dan Neraca Energi	
5	5 Juni 2020	Dekanter	
6	26 Juni 2020	Dekanter	
7	5 Juli 2020	Menara Distilasi	
8	17 Juli 2020	Menara Distilasi	
9	20 Juli 2020	Naskah	
10	20 Agust 2020	Naskah	
11	26 Agust 2020	Naskah	
12	27 Agust 2020	Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 10 September 2020

Dosen Pembimbing 1,

Sholeh M. Mun, S.T., M.T., Ph.D.

)* Judul Prarancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Prarancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Anisa Dwita Suciawati
 No. MHS : 16521190
2. Nama Mahasiswa : Nur Itsnaini
 No. MHS : 16521218
- Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK KIMIA EPIKLOROHIDRIN DARI
 DIKLOROHIDRIN DAN NATRIUM HIDROKSIDA DENGAN
 KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : 01 April 2020
 Batas Akhir Bimbingan : 28 September 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	17 Okt 2019	Pengajuan Judul, Sifat Fisika dan Sifat Kimia	<i>[Signature]</i>
2	30 Des 2019	Diagram Alir Proses	<i>[Signature]</i>
3	17 Maret 2020	Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
4	5 Mei 2020	Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
5	20 Agust 2020	Evaluasi Ekonomi	<i>[Signature]</i>
6	26 Agust 2020	Evaluasi Ekonomi	<i>[Signature]</i>
7	27 Agust 2020	Evaluasi Ekonomi	<i>[Signature]</i>
8	3 Sept 2020	Evaluasi Ekonomi	<i>[Signature]</i>
9	9 Sept 2020	Naskah	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 9 September 2020

Dosen Pembimbing 2,

[Signature]
Diana, Dr., S.T., M.Sc.

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

LAMPIRAN D



REVISI TA

Nama Mahasiswa/NIM : Anisa Dwita Suciawati

Judul TA : Prarancangan Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun

No.	Pertanyaan Revisi	Jawaban Revisi	Hal di Naskah TA
1.	Perbaiki naskah sesuai komentar di file.	Terlampir pada naskah	
2.	Bagaimana rancangan keamanan penanganan bahan produk yang sifatnya beracun dan flammable?	<p>Bahan Beracun :</p> <ol style="list-style-type: none"> Penyimpanan bahan produk berada di ruangan dingin dan berventilasi Penyimpanan bahan produk jauh dari sumber panas Penyimpanan bahan produk terpisah dari bahan kimia lain yang reaktif Tersedia alat pelindung diri seperti masker, pakaian pelindung, sarung tangan dan lain-lain. <p>Bahan Mudah Terbakar :</p> <ol style="list-style-type: none"> Penyimpanan bahan produk berada di ruang dingin dan berventilasi Penyimpanan bahan produk jauh dari sumber panas/api Tersedia alat pemadam kebakaran <p>(www.jurnal.batan.go.id)</p>	
3.	Mengapa konversi proses 1 dan proses 2 hanya 93 dan 88%?	<p>Konversi hanya 93,5% dan 88,2% terjadi pada proses 1 kondisi operasi suhu yang dipilih suhu 80°C dari rentang 50°-80°C dan tekanan 1 atm sedangkan pada proses 2 kondisi operasi yang dipilih suhu 100°C dari rentang 60°-100°C dan tekanan 1 atm. Pada proses 1 reaksi searah, bersifat eksotermis. Sedangkan proses 2 reaksi bolak-balik. Karena reaksi bersifat eksotermis, dengan suhu tinggi reaksi menjadi lambat menyebabkan waktu tinggal lebih lama sehingga reaksi yang terjadi lebih optimal. Maka untuk kondisi operasi tersebut diperoleh konversi 93,5% dan 88,2%. Konversi yang tidak mencapai 100% juga dapat terjadi karena adanya reaksi samping.</p> <p>Proses 1 : Konversi</p> $k = 8,97 \times 10^{20} e^{-123,200/RT}$ $= 8,97 \times 10^{20} e^{-123,200/(8,314 \times 353,15)}$	

$$= 536,47 \text{ l/kmol.jam}$$

Maka, dari nilai konstanta kecepatan reaksi dapat ditentukan konversi reaksi dan waktu tinggal yaitu menggunakan persamaan dibawah ini

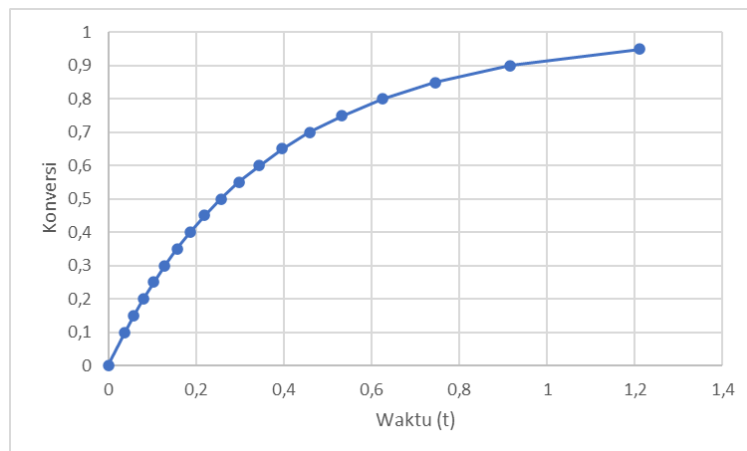
$$\tau = \frac{1}{k(a-b)} \times \ln \frac{b(a-x)}{a(b-x)}$$

a = 0,0054 kmol/L

b = 0,0011 kmol/L

Tabel hubungan antara waktu dan konversi reaksi

Konversi	t, jam
0,00	0,0000
0,10	0,0370
0,15	0,0575
0,20	0,0793
0,25	0,1028
0,30	0,1282
0,35	0,1558
0,40	0,1860
0,45	0,2191
0,50	0,2557
0,55	0,2967
0,60	0,3430
0,65	0,3961
0,70	0,4582
0,75	0,5324
0,80	0,6243
0,85	0,7443
0,90	0,9154
0,95	1,2116



Grafik hasil perhitungan konversi vs t diatas, menunjukkan bahwa setelah konversi 93,5%, kenaikan konversi cukup

lambat. Maka, untuk mencapai konversi 100% memerlukan waktu yang lama. Oleh karena itu, konversi optimum 93,5% (WO2014064127A1).

Proses 2 :
Konversi

$$\begin{aligned} k &= 1,62 \times 10^7 e^{-38300/RT} \\ &= 1,62 \times 10^7 e^{-38300/(8,314 \times 373,15)} \\ &= 59,976 \text{ l/kmol.jam} \end{aligned}$$

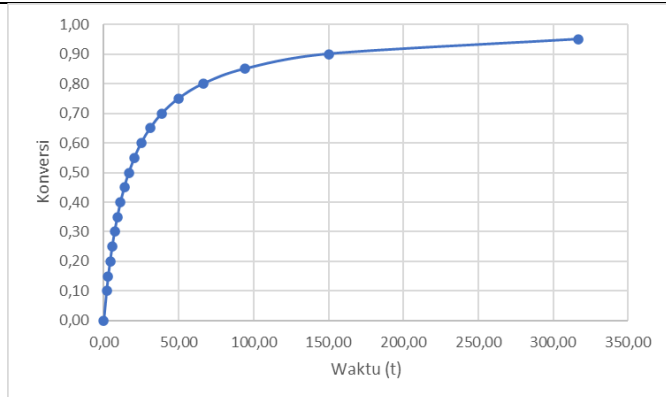
Maka, dari nilai konstanta kecepatan reaksi dapat ditentukan konversi reaksi dan waktu tinggal yaitu menggunakan persamaan dibawah ini

$$\tau = \frac{1}{k(a-b)} \times \ln \frac{b(a-x)}{a(b-x)}$$

$$\begin{aligned} a &= 0,00018 \text{ kmol/L} \\ b &= 0,00018 \text{ kmol/L} \end{aligned}$$

Tabel hubungan antara waktu dan konversi reaksi

Konversi	t, jam
0,00	0,00
0,10	1,85
0,15	2,94
0,20	4,17
0,25	5,56
0,30	7,15
0,35	8,98
0,40	11,12
0,45	13,64
0,50	16,67
0,55	20,38
0,60	25,01
0,65	30,96
0,70	38,90
0,75	50,02
0,80	66,69
0,85	94,48
0,90	150,06
0,95	316,79



Grafik hasil perhitungan konversi vs t diatas, menunjukkan bahwa setelah konversi 88,2%, kenaikan konversi cukup lambat. Maka, untuk mencapai konversi 100% memerlukan waktu yang lama. Oleh karena itu, konversi optimum 88,2% (Patent US 4634784).

		<p>Proses I Menentukan nilai K_{298} dengan rumus berikut :</p> $\ln K = \frac{-\Delta G}{RT}$ $K_{298} = \exp\left(\frac{\Delta G_{298}}{RT}\right)$ $K_{298} = 5,66 \times 10^{32}$ <p>Menentukan nilai K pada suhu 80°C (353 K) menggunakan persamaan Van't Hoff :</p> $\ln\left(\frac{K_{353}}{K_{298}}\right) = -\frac{\Delta H^{\circ}_r}{R}\left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298}\right)$ $\ln\left(\frac{K_{353}}{1,48 \times 10^8}\right) = -2,4664$ $\frac{K_{353}}{1,59 \times 10^8} = 0,0849$ $K_{353} = 4,81 \times 10^{31}$ <p>Nilai konstanta kesetimbangan relatif besar sehingga <i>irreversible</i></p> <p>Proses 1 :</p> $y_{C_3H_6Cl_2O} = \frac{411,28 - x}{493,54 + x}$ $y_{NaOH} = \frac{82,26 - x}{493,54 + x}$ $y_{C_3H_5ClO} = \frac{x}{493,54 + x}$ $K = \frac{y_{C_3H_5ClO}}{y_{C_3H_6Cl_2O} \cdot y_{NaOH}}$ $4,81 \cdot 10^{31} = \frac{x}{\frac{411,28 - x}{493,54 + x} \cdot \frac{82,26 - x}{493,54 + x}}$ $4,81 \cdot 10^{31} = \frac{x \cdot (493,54 + x)}{(411,28 - x) \cdot (82,26 - x)}$ $4,81 \cdot 10^{31} x^2 - 2,37 \cdot 10^{34} x + 1,63 \cdot 10^{36} = 0$	16
--	--	---	----

		$x_{1,2} = \frac{2,37 \cdot 10^{34} \pm \sqrt{(2,37 \cdot 10^{34})^2 - 4(4,81 \cdot 10^{31}) \cdot 1,63 \cdot 10^{36}}}{2(4,81 \cdot 10^{31})}$ $x_1 = 82,64$ $x_2 = 410,09$ <p>Proses 2 Menentukan nilai K_{298} dengan rumus berikut :</p> $\ln K = \frac{-\Delta G}{RT}$ $K_{298} = \exp\left(\frac{\Delta G_{298}}{RT}\right)$ $K_{298} = 5,83 \times 10^{18}$ <p>Menentukan nilai K pada suhu 80°C (353 K) menggunakan persamaan Van't Hoff :</p> $\ln\left(\frac{K_{353}}{K_{298}}\right) = -\frac{\Delta H^\circ_r}{R}\left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298}\right)$ $\ln\left(\frac{K_{353}}{1,48 \times 10^8}\right) = -2,4664$ $\frac{K_{353}}{1,59 \times 10^8} = 0,0849$ $K_{353} = 1,20 \times 10^{01}$ <p>Nilai konstanta kesetimbangan relatif kecil sehingga <i>reversible</i></p> <p>Proses 2 :</p> $y_{\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}} = \frac{82,26 - x}{123,39 + x}$ $y_{\text{Ca(OH)}_2} = \frac{41,13 - x}{123,39 + x}$ $y_{\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}} = \frac{x}{123,39 + x}$ $K = \frac{y_{\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}}}{y_{\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}} \cdot y_{\text{Ca(OH)}_2}}$ $1,21 \cdot 10^1 = \frac{x}{\frac{82,26 - x}{123,39 + x} \cdot \frac{41,13 - x}{123,39 + x}}$ $1,21 \cdot 10^1 = \frac{x}{(82,26 - x) \cdot (41,13 - x)}$ $11,1x^2 - 1616,41x + 57891,02 = 0$ $x_{1,2} = \frac{1616,41 \pm \sqrt{(1616,41)^2 - 4(11,1) \cdot 57891,02}}{2(11,1)}$ $x_1 = 81,96$ $x_2 = 63,62$	
5.	Uji lab apa yang dilakukan untuk mengendalikan kualitas bahan	Pengujian secara kimia yaitu pengujian agar mengetahui unsur kandungan atau komposisi beda tersebut. Uji lab yang bisa dilakukan uji HPLC (<i>High Performance Liquid Chromatography</i>)	

	baku, bahan pembantu dan produk?		
--	----------------------------------	--	--

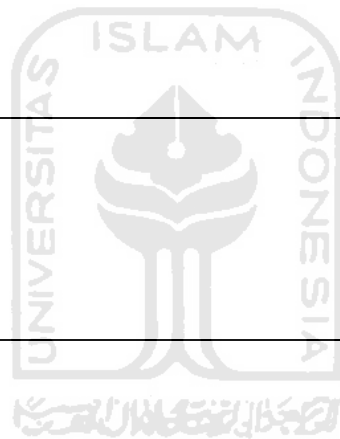


Revisi TA

Nama Mahasiswa/NIM : Nur Itsnaini/16521218

Judul TA : Prarancangan pabrik epiklorohidrin dari diklorohidrin dan natrium hidroksida dengan kapasitas 50.000 ton/tahun.

No	Pertanyaan revisi	Jawaban Revisi	Hal di naskah TA
1	Perbaiki naskah sesuai komentar di file	Pada naskah	



2	Parameter apa yang digunakan untuk menyimpulkan bahwa unit HE (evaporator, heater, cooler, exchanger) layak digunakan?	Syarat HE dapat digunakan adalah nilai $R_d > R_{dmin}$, pressure drop.																																																									
3.	Tunjukkan evaluasi optimasi reaktor berdasarkan harga reaktor, harga lahan, dan biaya maintenance! berapakah	<table border="1" data-bbox="604 694 2049 941"> <thead> <tr> <th rowspan="2">n</th> <th colspan="2">Volume Shell</th> <th rowspan="2">Diameter Shell (m)</th> <th rowspan="2">Biaya Total</th> <th rowspan="2">Luas (m²)</th> <th rowspan="2">Harga Lahan</th> <th rowspan="2">Gaji Operator/Tahun</th> <th rowspan="2">Total</th> </tr> <tr> <th>(L)</th> <th>(gall)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>1</td> <td>567419</td> <td>149896</td> <td>7,12</td> <td>Rp 40.558.906.575</td> <td>39,83</td> <td>Rp 139.403.499</td> <td>Rp 111.600.000</td> <td>Rp 40.809.910.074</td> </tr> <tr> <td>2</td> <td>116033</td> <td>30653</td> <td>4,2</td> <td>Rp 31.190.921.000</td> <td>13,82</td> <td>Rp 96.773.365</td> <td>Rp 223.200.000</td> <td>Rp 31.510.894.365</td> </tr> <tr> <td>3</td> <td>58381</td> <td>15423</td> <td>3,34</td> <td>Rp 31.090.512.711</td> <td>8,75</td> <td>Rp 91.827.581</td> <td>Rp 334.800.000</td> <td>Rp 31.517.140.292</td> </tr> <tr> <td>4</td> <td>38259</td> <td>10107</td> <td>2,9</td> <td>Rp 32.169.624.545</td> <td>6,6</td> <td>Rp 92.375.250</td> <td>Rp 446.400.000</td> <td>Rp 32.708.399.795</td> </tr> <tr> <td>5</td> <td>28272</td> <td>7469</td> <td>2,62</td> <td>Rp 33.536.993.419</td> <td>5,39</td> <td>Rp 94.378.845</td> <td>Rp 558.000.000</td> <td>Rp 34.189.372.264</td> </tr> </tbody> </table> <p data-bbox="604 1013 2049 1061">Dari evaluasi berikut didapat jumlah total terkecil berada pada reaktor dengan jumlah 2.</p>	n	Volume Shell		Diameter Shell (m)	Biaya Total	Luas (m ²)	Harga Lahan	Gaji Operator/Tahun	Total	(L)	(gall)	1	567419	149896	7,12	Rp 40.558.906.575	39,83	Rp 139.403.499	Rp 111.600.000	Rp 40.809.910.074	2	116033	30653	4,2	Rp 31.190.921.000	13,82	Rp 96.773.365	Rp 223.200.000	Rp 31.510.894.365	3	58381	15423	3,34	Rp 31.090.512.711	8,75	Rp 91.827.581	Rp 334.800.000	Rp 31.517.140.292	4	38259	10107	2,9	Rp 32.169.624.545	6,6	Rp 92.375.250	Rp 446.400.000	Rp 32.708.399.795	5	28272	7469	2,62	Rp 33.536.993.419	5,39	Rp 94.378.845	Rp 558.000.000	Rp 34.189.372.264	
n	Volume Shell			Diameter Shell (m)	Biaya Total							Luas (m ²)	Harga Lahan	Gaji Operator/Tahun	Total																																												
	(L)	(gall)																																																									
1	567419	149896	7,12	Rp 40.558.906.575	39,83	Rp 139.403.499	Rp 111.600.000	Rp 40.809.910.074																																																			
2	116033	30653	4,2	Rp 31.190.921.000	13,82	Rp 96.773.365	Rp 223.200.000	Rp 31.510.894.365																																																			
3	58381	15423	3,34	Rp 31.090.512.711	8,75	Rp 91.827.581	Rp 334.800.000	Rp 31.517.140.292																																																			
4	38259	10107	2,9	Rp 32.169.624.545	6,6	Rp 92.375.250	Rp 446.400.000	Rp 32.708.399.795																																																			
5	28272	7469	2,62	Rp 33.536.993.419	5,39	Rp 94.378.845	Rp 558.000.000	Rp 34.189.372.264																																																			

	jumlah reaktor optimal?																		
4.	Tunjukkan cara kerja dan evaluasi perhitungan decanter!	<p>Dalam menentukan komponen yang terikut ke fase ringan dan fase berat maka di butuhkan data kelarutan dan densitas tiap komponen, suhu operasi pada decanter yaitu 65°C (Dirix, 2015, “<i>Process For Preparing Epichlorohydrin From Dichlorohydrin</i>”). Berikut data kelarutan komponen pada suhu 65°C diperoleh dengan cara ekstrapolasi:</p> <table border="1" data-bbox="607 655 1496 916"> <thead> <tr> <th>Komponen</th> <th>Kelarutan terhadap air</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>C₃H₆Cl₂O</td> <td>0,183 kg/L H₂O</td> </tr> <tr> <td>NaOH</td> <td>1,82125 kg/kg H₂O</td> </tr> <tr> <td>C₃H₅Cl₃</td> <td>0,0000103 kg/L H₂O</td> </tr> <tr> <td>C₃H₅ClO</td> <td>0,1131 kg/L H₂O</td> </tr> <tr> <td>NaCl</td> <td>0,3755 kg/kg H₂O</td> </tr> </tbody> </table> <table border="1" data-bbox="607 938 1742 1023"> <thead> <tr> <th>Komponen</th> <th>Kelarutan</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>H₂O terhadap C₃H₅ClO</td> <td>0,0622 kg/kg C₃H₅ClO</td> </tr> </tbody> </table> <p>Data Densitas pada suhu 65°C</p> <p>Densitas larutan untuk komponen umpan diperoleh menggunakan persamaan:</p> $\rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$ <p>(T dalam Kelvin, ρ dalam kg/L)</p>	Komponen	Kelarutan terhadap air	C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,183 kg/L H ₂ O	NaOH	1,82125 kg/kg H ₂ O	C ₃ H ₅ Cl ₃	0,0000103 kg/L H ₂ O	C ₃ H ₅ ClO	0,1131 kg/L H ₂ O	NaCl	0,3755 kg/kg H ₂ O	Komponen	Kelarutan	H ₂ O terhadap C ₃ H ₅ ClO	0,0622 kg/kg C ₃ H ₅ ClO	
Komponen	Kelarutan terhadap air																		
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,183 kg/L H ₂ O																		
NaOH	1,82125 kg/kg H ₂ O																		
C ₃ H ₅ Cl ₃	0,0000103 kg/L H ₂ O																		
C ₃ H ₅ ClO	0,1131 kg/L H ₂ O																		
NaCl	0,3755 kg/kg H ₂ O																		
Komponen	Kelarutan																		
H ₂ O terhadap C ₃ H ₅ ClO	0,0622 kg/kg C ₃ H ₅ ClO																		

Komponen	A	B	n	Tc	$-(1-\frac{T_c}{T_c^*})^n$	densitas (kg/L)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,38827	0,26224	0,271	603	-0,8001	1,1331
NaOH	0,19975	0,09793	0,25382	2820	-0,9681	1,8940
C ₃ H ₅ Cl ₃	0,42698	0,2465	0,2857	652	-0,8115	1,3303
C ₃ H ₅ ClO	0,3971	0,26476	0,30308	610,00	-0,7827	1,1237
NaCl	0,22127	0,10591	0,37527	3400	-0,9615	1,9160
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	-0,8096	0,9900
						(Yaws, 1999)



	Massa H ₂ O masuk dekanter	=	16484,5240 kg/jam	
	Densitas H ₂ O	=	0,9900 kg/liter	
	Volume H ₂ O masuk dekanter	=	$\frac{\text{Massa H}_2\text{O masuk dekanter}}{\rho \text{ H}_2\text{O}}$	
		=	16650,4348 liter/jam	
	Lapisan 1 (Komponen yang larut dalam air)			
	- Massa H ₂ O u/melarutkan NaOH	=	117,4190 kg/jam	
	- Massa H ₂ O u/melarutkan NaCl	=	11970,1961 kg/jam	
	- Massa H ₂ O u/melarutkan C ₃ H ₆ Cl ₂ O	=	2441,2284 kg/jam	
	- Massa H ₂ O u/melarutkan C ₃ H ₅ ClO	=	1508,7592 kg/jam	
	- Massa C ₃ H ₆ Cl ₂ O	=	1,83E-01 kg/kg H ₂ O	x Massa H ₂ O u/melarutkan C ₃ H ₆ Cl ₂ O
		=	1,83E-01	x
		=	446,7448 kg/jam	2441,2284 kg/jam
	- Massa C ₃ H ₅ ClO	=	1,13E-01 kg/L H ₂ O	x Massa H ₂ O u/melarutkan C ₃ H ₅ ClO
		=	1,13E-01	x
		=	170,6407 kg/jam	1508,7592 kg/jam
	- Massa NaOH	=	NaOH masuk dekanter	
		=	213,8493 kg/jam	
	- Massa NaCl	=	NaCl masuk dekanter	
		=	4494,8086 kg/jam	

Komponen	n (kmol/jam)	Massa kg/jam	fraksi massa (xi)	ρ_i (kg/liter)	$\rho_i \cdot x_i$ (kg/liter)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	3,4635	446,7448	0,0209	1,1331	0,0237
C ₃ H ₅ ClO	1,8443	170,6407	0,0080	1,1237	0,0090
NaOH	5,3466	213,8493	0,0100	1,8940	0,0190
NaCl	76,9093	4494,8086	0,2104	1,9160	0,4031
H ₂ O	890,2361	16037,6026	0,7507	0,9900	0,7432
Total	977,7997	21363,6460	1,0000	7,0568	1,1980

Maka densitas campuran pada lapisan 1 adalah

1,1980 kg/liter

Lapisan 2 (Komponen yang tidak terikut dalam air)

- Massa H₂O

$$= 6,22E-02 \text{ kg/kg C}_3\text{H}_5\text{ClO} \times \text{Massa C}_3\text{H}_5\text{ClO masuk dekanter}$$

$$= 6,22E-02 \times 7185,2308 \text{ kg/jam}$$

$$= 446,9214 \text{ kg/jam}$$

- Massa C₃H₅ClO

$$= \text{C}_3\text{H}_5\text{ClO masuk dekanter} - \text{C}_3\text{H}_5\text{ClO terikut air}$$

$$= 7014,5901 \text{ kg/jam}$$

- Massa C₃H₃Cl₃

$$= \text{C}_3\text{H}_3\text{Cl}_3 \text{ masuk dekanter}$$

$$= 15655,2671 \text{ kg/jam}$$

- Massa C₃H₆Cl₂O

$$= \text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O masuk dekanter} - \text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O lapisan 1}$$

$$= 43129,0826 \text{ kg/jam} - 446,7448 \text{ kg/jam}$$

$$= 42682,3378 \text{ kg/jam}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Massa kg/jam	fraksi massa (xi)	ρ_i (kg/liter)	$\rho_i \cdot x_i$ (kg/liter)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	330,9067	42682,3378	0,6487	1,1331	0,7350
C ₃ H ₅ Cl ₃	106,1864	15655,2671	0,2379	1,3303	0,3165
C ₃ H ₅ ClO	75,8129	7014,5901	0,1066	1,1237	0,1198
H ₂ O	24,8083	446,9214	0,0068	0,9900	0,0067
Total	537,7143	65799,1164	1,0000	4,5771	1,1780

Maka densitas campuran pada lapisan 2 adalah

1,1780 kg/liter

Fase berat dan fase ringan ditentukan berdasarkan densitas masing-masing fase.

Densitas campuran lapisan 2 lebih kecil dari pada densitas campuran lapisan 1,

maka yang menjadi fase ringan adalah lapisan 2 dan fase berat adalah lapisan 1.

Neraca Massa Total Dekanter (D-01)				
Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	8	9	10	
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	43129,0826	446,7448	42682,3378	
NaOH	213,8493	213,8493		
C ₃ H ₅ Cl ₃	15655,2671		15655,2671	
C ₃ H ₅ ClO	7185,2308	170,6407	7014,5901	
NaCl	4494,8086	4494,8086		
H ₂ O	16484,5240	16037,6026	446,9214	
Total		21363,64604	65799,11643	
	87162,7625	87162,7625		

