

**PRARANCANGAN PABRIK *VINYL CHLORIDE*  
*MONOMER* DENGAN PROSES *THERMAL CRACKING*  
KAPASITAS 160.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Iqbal Fathur Rahman

Nama: Novyan Ilham Pratama

No. Mhs : 16521056

No.Mhs: 16521106

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA**

2020

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK *VINYL CHLORIDE MONOMER* DENGAN  
PROSES *THERMAL CRACKING* KAPASITAS 160.000 TON/ TAHUN

Saya yang bertandatangan di bawah ini :

Nama : Iqbal Fathur Rahman Nama : Novyan Ilham P  
No. Mhs : 16521056 No.Mhs: 16521106

Yogyakarta, 22 Oktober 2020

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

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



Iqbal Fathur Rahman



Novyan Ilham P

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK *VINYL CHLORIDE MONOMER* DENGAN  
PROSES *THERMAL CRACKING* KAPASITAS 160.000 TON/ TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh

Nama	: Iqbal Fathur Rahman	Nama	: Novyan Ilham P
No. Mhs	: 16521056	No.Mhs	: 16521106

Yogyakarta, 22 Oktober 2020

Pembimbing I



Farham H. M Saleh, Dr., Ir.,

Pembimbing II



Lucky Wahyu Nuzulia. S., S.T., M.Eng.

## LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK *VINYL CHLORIDE MONOMER* DENGAN  
PROSES *THERMAL CRACKING* KAPASITAS 160.000 TON/ TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Iqbal Fathur Rahman

Nomor Mahasiswa : 16521056

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, 18 November 2020

Tim Penguji

Farham H. M Saleh, Dr., Ir.,

Ketua

Umi Rofiqah S.T., M.T

Anggota I

Ajeng Yulianti D.L., S.T., M.T.

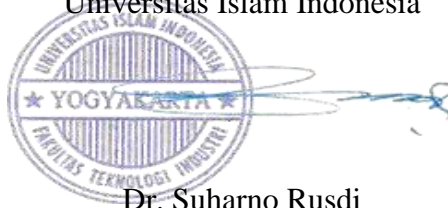
Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

## LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK *VINYL CHLORIDE MONOMER* DENGAN  
PROSES *THERMAL CRACKING* KAPASITAS 160.000 TON/ TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Novyan Ilham Pratama

Nomor Mahasiswa : 16521106

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, 18 November 2020

Tim Penguji

Farham H. M Saleh, Dr., Ir.,

Ketua

Umi Rofiqah S.T., M.T

Anggota I

Ajeng Yulianti D.L., S.T., M.T.

Anggota II

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



Dr. Suharno Rusdi

## KATA PENGANTAR



*Assalamu'alaikumWr., Wb.*

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan *Vinyl Chloride Monomer* dengan Proses *Thermal Cracking* Kapasitas 160.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan Naskah Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Rahmat dan Hidayahnya yang senantiasa memberikan kemudahan dalam mengerjakan Tugas Akhir ini.
2. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

5. Bapak Farham H. M Saleh, Dr., Ir selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Lucky Wahyu N. S, S.T., M.T, selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Teman – teman Teknik Kimia 2016 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

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

*Wassalamu'alaikumWr., Wb.*

Yogyakarta, 22 Oktober 2020



Iqbal Fathur Rahman



Novyan Ilham P

## DAFTAR ISI

COVER .....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
KATA PENGANTAR .....	iv
DAFTAR ISI .....	viii
DAFTAR TABEL .....	xiv
DAFTAR GAMBAR .....	xix
ABSTRAK .....	xx
BAB I .....	1
PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Kapasitas Rancangan .....	3
1.3 Tinjauan Pustaka .....	12
BAB II .....	16
DESKRIPSI PROSES .....	16
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk .....	16
2.2 Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku dan Produk .....	17
2.3 Konsep Proses .....	22
2.3.1 Dasar Reaksi .....	22
2.3.2 Kondisi Operasi .....	23
2.3.3 Mekanisme Reaksi .....	24
2.3.4 Tinjauan Termodinamika .....	24
2.3.5 Tinjauan Kinetika .....	26
2.4 Pengendalian Kualitas .....	28
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	28
2.4.2 Pengendalian Kualitas Produk .....	28



BAB III .....	30
PERANCANGAN PROSES .....	30
3.1 Langkah Proses.....	30
3.2 Spesifikasi Alat Proses .....	33
3.2.1 Mixer .....	33
3.2.2 Heat Exchanger 1.....	34
3.2.3 Vaporizer.....	34
3.2.4 Heat Exchanger 2.....	35
3.2.5 Reaktor .....	36
3.2.6 Quencher .....	36
3.2.7 Kondensor 1 .....	37
3.2.8 Separator .....	37
3.2.9 Heat Exchanger3.....	38
3.2.10 Absorber.....	39
3.2.11 Menara Distilasi .....	39
3.2.12 Reboiler.....	40
3.2.13 Accumulator.....	40
3.2.14 Kondensor 2 .....	41
3.2.15 Heat Exchanger 4.....	41
3.2.16 Tangki EDC .....	42
3.2.17 Tangki VCM, Tangki HCl .....	43
3.2.18 Pompa 1.....	44
3.2.19 Pompa 2.....	45
3.2.20 Pompa 3.....	45
3.2.21 Pompa 4.....	46
3.2.22 Pompa 5.....	46
3.3 Perencanaan Produksi.....	47
3.3.1 Kapasitas Perancangan.....	47
3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses.....	48

BAB IV .....	50
PERANCANGAN PABRIK.....	50
4.1  Pemilihan Lokasi Pabrik .....	50
4.1.1  Pengadaan Bahan Baku.....	50
4.1.2  Daerah Pemasaran .....	51
4.1.3  Ketersediaan Energi, Air, dan Utilitas Lainnya .....	52
4.1.4  Ketenagakerjaan .....	52
4.1.5  Transportasi.....	52
4.2  Tata Letak Pabrik dan Peralatan Proses .....	53
4.2.1  Layout Pabrik .....	53
4.2.2  Layout Peralatan Proses .....	56
4.2.3  Aliran bahan baku dan Produk.....	57
4.2.4  Aliran udara.....	57
4.2.5  Cahaya.....	57
4.2.6  Tata Letak Alat Proses .....	57
4.2.7  Kelancaran Lalu Lintas .....	58
4.2.8  Pertimbangan Ekonomi.....	58
4.2.9  Jarak Antar Alat Proses.....	58
4.3  Alir Proses dan Material.....	59
4.3.1  Neraca Massa .....	59
4.3.2  Neraca Massa Total.....	60
4.3.3  Neraca Massa Reaktor.....	60
4.3.4  Neraca Massa <i>Quencher</i> .....	61
4.3.5  Neraca Massa Separator .....	61
4.3.6  Neraca Massa <i>Splitter 1</i> .....	62
4.3.7  Neraca Massa Menara Distilasi.....	62
4.3.8  Neraca Massa <i>Splitter 2</i> .....	63
4.3.9  Neraca Massa <i>Mixer</i> .....	63
4.3.10  Neraca Massa Absorber .....	64

4.3.11	Neraca Panas .....	65
4.3.12	Neraca Panas <i>Mixer</i> .....	65
4.3.13	Neraca Panas Ekonomizer (HE).....	65
4.3.14	Neraca Panas <i>Heat Exchanger 2</i> .....	65
4.3.15	Neraca Panas <i>Vaporizer</i> .....	66
4.3.16	Neraca Panas Reaktor .....	66
4.3.17	Neraca Panas <i>Quencher</i> .....	66
4.3.18	Neraca Panas Kondensor.....	67
4.3.19	Neraca Panas <i>Cooler 1</i> .....	67
4.3.20	Neraca Panas Menara Distilasi.....	68
4.3.21	Neraca Panas Expander.....	68
4.3.22	Neraca Panas Absorber .....	68
4.3.23	Neraca Panas <i>Cooler 2</i> .....	69
4.4	Diagram Alir Kualitatif .....	70
4.5	Pelayanan Teknik (Utilitas).....	72
4.5.1	Unit Pengadaan Air .....	72
4.5.2	Unit Pengolahan Air Laut .....	75
4.5.3	Kebutuhan Air .....	80
4.5.4	Unit Penyediaan <i>Steam</i> .....	81
4.5.5	Unit Penyediaan Udara Tekan .....	82
4.5.6	Unit Penyediaan Listrik.....	82
4.5.7	Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	85
4.5.8	Unit Laboratorium.....	87
4.5.9	Unit Pengolahan Limbah dan Limbah B3.....	88
4.6	Spesifikasi Alat-alat Utilitas.....	93
4.6.1	<i>Screener 1</i> .....	93
4.6.2	Bak Ekualisasi.....	93
4.6.3	Rangkaian <i>Reverse Osmosis</i> .....	93
4.6.4	Bak penampung air .....	94

4.6.5	Tanki Sanitasi.....	94
4.6.6	Bak Air Proses .....	95
4.6.7	<i>Cooling Tower</i> .....	95
4.6.8	Bak Penampung Air Cooling Tower.....	96
4.6.9	<i>Cation Exchanger</i> .....	96
4.6.10	<i>Anion Exchanger</i> .....	97
4.6.11	Tangki Penampungan Air Boiler .....	97
4.6.12	Deaerator .....	97
4.7	Organisasi Perusahaan.....	98
4.7.1	Bentuk Perusahaan .....	98
4.7.2	Struktur Organisasi .....	100
4.8	Tugas dan Wewenang .....	105
4.8.1	Pemegang Saham .....	105
4.8.2	Dewan Komisaris .....	105
4.8.3	Direktur Utama.....	106
4.8.4	Kepala Bagian .....	107
4.8.5	Kepala Seksi.....	108
4.9	Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	111
4.10	Penaksiran Harga Peralatan .....	114
4.11	Perhitungan Biaya .....	117
4.11.1	<i>Capital Investment</i> .....	117
4.11.2	<i>Manufacturing Cost</i> .....	119
4.11.3	<i>General Expenses</i> .....	119
4.12	Analisa Kelayakan.....	120
4.12.1	<i>Percent Return On Investment</i> .....	121
4.12.2	<i>Pay Out Time (POT)</i> .....	121
4.12.3	<i>Break Even Point (BEP)</i> .....	122
4.12.4	<i>Shut Down Point (SDP)</i> .....	123
4.12.5	<i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i> .....	123

4.13 Hasil Perhitungan .....	124
4.14 Analisa Keuntungan .....	128
4.14.1 Hasil Kelayakan Ekonomi .....	128
BAB V.....	131
PENUTUP.....	131
5.1 Kesimpulan.....	131
5.2 Saran.....	133
DAFTAR PUSTAKA .....	134
LAMPIRAN A .....	139
LAMPIRAN B .....	156



## DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Ekspor Impor Vinyl Chloride Monomer .....	3
Tabel 1. 2 Prediksi ekspor dan impor .....	4
Tabel 1. 3 Data Produksi Pabrik <i>Vinyl Chloride Monomer</i> di Indonesia.....	6
Tabel 1. 4 Data Kebutuhan VCM .....	7
Tabel 1. 5 Data Supply, Demand, dan Peluang.....	8
Tabel 1. 6 Produksi Etilen Diklorida di Indonesia.....	9
Tabel 1. 7 Kapasitas Pabrik VCM di Dunia.....	10
Tabel 1. 8 Konsumen <i>Vinyl Chloride Monomer</i> (VCM) dalam Negeri.....	11
Tabel 1. 9 Perbandingan Proses Pembuatan <i>Vinyl Chloride Monomer</i> .....	14
Tabel 2. 1 <i>Thermodynamic Properties</i> EDC, VCM dan HCl .....	25
Tabel 3. 1 Spesifikasi <i>Mixer</i> .....	33
Tabel 3. 2 Spesifikasi <i>Heat Exchanger 1</i> .....	34
Tabel 3. 3 Spesifikasi <i>Vaporizer</i> .....	34
Tabel 3. 4 Spesifikasi <i>Heat Exchanger2</i> .....	35
Tabel 3. 5 Spesifikasi <i>Reactor</i> .....	36
Tabel 3. 6 Spesifikasi <i>Quencher</i> .....	36
Tabel 3. 7 Spesifikasi Kondensor 1 .....	37
Tabel 3. 8 Spesifikasi Separator.....	37

Tabel 3. 9 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> 3 .....	38
Tabel 3. 10 Spesifikasi Absorber .....	39
Tabel 3. 11 Spesifikasi Menara Distilasi .....	39
Tabel 3. 12 Spesifikasi Reboiler .....	40
Tabel 3. 13 Spesifikasi Accumulator .....	40
Tabel 3. 14 Spesifikasi Kondensor 2 .....	41
Tabel 3. 15 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> 4 .....	41
Tabel 3. 16 Spesifikasi Tangki EDC.....	42
Tabel 3. 17 Spesifikasi Tangki VCM.....	43
Tabel 3. 18 Spesifikasi Tangki HCl.....	44
Tabel 3. 19 Spesifikasi Pompa 1 .....	44
Tabel 3. 20 Spesifikasi Pompa 2 .....	45
Tabel 3. 21 Spesifikasi Pompa 3 .....	45
Tabel 3. 22 Spesifikasi Pompa 4 .....	46
Tabel 3. 23 Spesifikasi Pompa 5 .....	46
Tabel 4. 1 Konsumen <i>Vinyl Chloride Monomer</i> (VCM) dalam Negeri.....	51
Tabel 4. 2 Perincian Luas Penggunaan Tanah .....	56
Tabel 4. 3 Neraca Massa Total.....	60
Tabel 4. 4 Neraca Massa Reaktor .....	60

Tabel 4. 5 Neraca Massa <i>Quencher</i> .....	61
Tabel 4. 6 Neraca Massa Separator.....	61
Tabel 4. 7 Neraca Massa <i>Splitter 1</i> .....	62
Tabel 4. 8 Neraca Massa Menara distilasi .....	62
Tabel 4. 9 Neraca Massa <i>Splitter 2</i> .....	63
Tabel 4. 10 Neraca Panas <i>Mixer</i> .....	65
Tabel 4. 11 Neraca Panas Ekonomizer (HE) .....	65
Tabel 4. 12 Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> .....	65
Tabel 4. 13 Neraca Panas <i>Vaporizer</i> .....	66
Tabel 4. 14 Neraca Panas Reaktor .....	66
Tabel 4. 15 Neraca Panas <i>Quencher</i> .....	66
Tabel 4. 16 Neraca Panas Kondensor .....	67
Tabel 4. 17 Neraca Panas <i>Cooler 1</i> .....	67
Tabel 4. 18 Neraca Panas Menara Distilasi .....	68
Tabel 4. 19 Neraca Panas Expander.....	68
Tabel 4. 20 Neraca Panas Absorber .....	68
Tabel 4. 21 Neraca Panas <i>Cooler 2</i> .....	69
Tabel 4. 22 Kebutuhan Air Pendingin .....	80
Tabel 4. 23 Kebutuhan Air Steam.....	81



Tabel 4. 24 Kebutuhan listrik alat proses.....	84
Tabel 4. 25 Kebutuhan listrik alat utilitas .....	84
Tabel 4. 26 Jadwal Kerja Setiap Regu .....	113
Tabel 4. 27 Harga Index.....	114
Tabel 4. 28 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC) .....	125
Tabel 4. 29 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	125
Tabel 4. 30 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI) .....	125
Tabel 4. 31 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC) .....	125
Tabel 4. 32 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC) .....	126
Tabel 4. 33 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC).....	126
Tabel 4. 34 <i>Manuafaring Cost</i> (MC) .....	126
Tabel 4. 35 <i>Working Capital</i> (WC).....	126
Tabel 4. 36 <i>General Expense</i> (GE).....	127
Tabel 4. 37 Total Biaya Produksi.....	127
Tabel 4. 38 <i>Fixed Cost</i> (Fa).....	127
Tabel 4. 39 <i>Variable Cost</i> (Va).....	127
Tabel 4. 40 <i>Regulated Cost</i> (Ra).....	127
Tabel 5. 1 Data Fisis Senyawa .....	140
Tabel 5. 2 $\Delta C_p$ , Kapasitas Panas.....	144

Tabel 5. 3 Tabel Viskositas Gas..... 145



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik prediksi impor .....	5
Gambar 1. 2 Grafik prediksi ekspor .....	5
Gambar 4.1 Peta Kawasan Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) .....	53
Gambar 4.2 <i>Layout</i> Pabrik .....	55
Gambar 4.3 <i>Layout</i> Peralatan Proses .....	59
Gambar 4.4 Diagram alir kualitatif .....	70
Gambar 4.5 Diagram alir kuantitatif .....	71
Gambar 4.6 Diagram alir air utilitas .....	91
Gambar 4.7 Struktur Organisasi .....	104
Gambar 4.8 Grafik harga indeks .....	116
Gambar 4.9 Grafik Analisi Ekonomi .....	130

## ABSTRAK

*Vinyl Chloride Monomer* merupakan zat organoklorin yang banyak digunakan sebagai bahan baku pembuatan polimer terutama *Polivinyl Chloride* (PVC). Kebutuhan VCM diperkirakan akan terus meningkat dengan laju rata-rata 3% selama 2021-2025. Di Indonesia hanya terdapat dua pabrik VCM sehingga kebutuhan VCM di Indonesia tidak hanya dipenuhi dari pabrik dalam negeri namun juga dari import. Pabrik *Vinyl Chloride Monomer* direncanakan berdiri dengan kapasitas 160.000 ton/tahun berdasarkan prediksi kebutuhan VCM sehingga dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi ketergantungan terhadap negara lain. Lokasi pabrik direncanakan didirikan di Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) dengan pertimbangan dekat dengan laut untuk mempermudah dalam transportasi produk, dekat dengan lokasi bahan baku, ketersediaan utilitas yang memadai dan ketersediaan tenaga kerja. proses *thermal cracking* merupakan salah satu proses yang digunakan untuk memproduksi *vinyl chloride monomer* dari *ethylene dichloride*. Proses ini dipilih karena ketersediaan EDC yang cukup banyak baik dalam negeri ataupun luar negeri sehingga dapat dibeli langsung sebagai bahan baku. Proses *thermal cracking Ethylene Dichloride* berlangsung pada reaktor *plug flow* didalam *furnace* pada suhu 500°C dan tekanan 18 atm. Konversi akan dijaga kurang lebih sebesar 60% dan selektivitas 99%. Pada kondisi tersebut akan diperoleh VCM dengan kemurnian >99,9 & dan produk samping yaitu HCl 30%. pabrik dibangun dekat dengan laut untuk mempermudah transportasi pemasaran dan juga pemanfaatan air laut sebagai air proses, air pendingin, dan pembangkit *steam*. Sedangkan kebutuhan energi untuk bahan bakar diperoleh dari PT. Perusahaan Gas Negara. Kebutuhan listrik untuk operasional pabrik dipenuhi dari PLN sebagai sumber utama dan generator cadangan. Pabrik juga dilengkapi dengan unit pengolahan limbah. pendirian pabrik *vinyl chloride monomer* ini memerlukan investasi modal tetap (*fixed capital*) sebesar US\$63.575.824,77 dan modal kerja (*working capital*) sebesar US\$88.510.146. Dari analisa ekonomi diperoleh BEP sebesar 42,04% dan SDP sebesar 24,61%. ROI sesudah pajak adalah 32,41%. POT sesudah 10 tahun, keuntungan sesudah pajak sebesar US\$20.606.096. Maka, berdasarkan analisa tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik *vinyl chloride monomer* ini layak untuk didirikan.

**Keywords** : *Vinyl chloride monomer, ethylene dichloride, thermal cracking*

## **ABSTRACT**

*Vinyl Chloride Monomer is an organochlorine compound widely used as a raw material for Polyvinyl Chloride (PVC). The need for VCM is expected to increase with average rate of 3% for 2021-2025. There are only two VCM industries in Indonesia. Therefore the demand of VCM is fulfilled from domestic factories and imports. Vinyl Chloride Monomer industry is planned to be constructed with capacity of 160,000 tons/year based on VCM demand prediction in order to meet domestic demand and to minimize the dependency towards other country. The location is planned to be in Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) with several considerations such as located near sea to facilitate product transportations, located close to EDC (raw material), adequate utilities availability and availability of labors. thermal cracking process is one of the processes used for producing VCM from EDC. This process is selected due the adequate availability of EDC either from domestic or non-domestic therefore it can be used directly as the raw material. EDC thermal cracking process operated in plug flow reactor placed in a furnace at temperature 500°C and pressure of 18 atm. The conversion will be maintained at 62% with selectivity of 99%. At those conditions, VCM will be obtained with purity <99.9% and side product HCl 30%. the plant will be built near Java Sea to facilitate the transport for marketing and utilization of sea water as process water cooling water and steam generator. Whereas energy needs for fuel are occupied from PT. Perusahaan Gas Negara. The need for electricity for the plant operations are filled by PLN as main source and backup generator. The factory is also equipped with waste treatment unit. establishment of VCM plant needs fixed capital investment of US\$63.575.824,77 and working capital of US\$88.510.146. From economic analysis, obtained a BEP of 42,04 % and SDP of 24,61%. POT of 10 years with profit after tax of US\$20.606.096 and ROR of 32,41%. Therefore, based on economic analysis, it can be concluded that VCM plant is feasible to establish.*

**Keywords** : *Vinyl chloride monomer, ethylene dichloride, thermal cracking*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

*Vinyl Chloride Monomer* (VCM) merupakan senyawa organik dengan rumus molekul  $C_2H_3Cl$ . Dalam perkembangannya, VCM diproduksi sebagai produk antara dan digunakan untuk bahan baku pembuatan polimer terutama polivinyl chloride (PVC). PVC memiliki kegunaan yang sangat luas, antara lain sebagai bahan pembentuk bermacam-macam plastik, lapisan pelindung, dan lapisan perekat. Dari kegunaan yang beragam tersebut, tidak heran jika kebutuhan PVC semakin bertambah. Sehingga kebutuhan VCM juga terus meningkat. Perkembangan industri dan teknologi plastik saat ini semakin pesat. Perkembangan teknologi plastik di Indonesia mendorong pemerintah untuk memajukan industri plastik dengan memproduksi beraneka ragam plastik yang dapat dipergunakan untuk berbagai macam kebutuhan manusia. Namun seiring berkembangnya industri plastik maka permintaan akan bahan baku semakin tinggi. Untuk pemenuhan kebutuhan tersebut, Indonesia melakukan impor bahan baku. Begitu pula pada pembuatan plastik PVC, saat ini Indonesia masih mengimpor VCM dari Jepang, Singapura, Amerika Serikat, Perancis dan Jerman.

Dapat disimpulkan kebutuhan *Vinyl Chloride Monomer* Indonesia belum dapat terpenuhi oleh produksi dalam negeri. Sehingga perlu adanya upaya pemenuhan dengan mendirikan pabrik *Vinyl Chloride Monomer* di Indonesia. Didirikannya pabrik *Vinyl Chloride Monomer* di Indonesia berarti:

- a. Menjadikan Indonesia mandiri dengan cara memenuhi kebutuhan industry dalam negeri yang didapat dari hasil produksi dalam negeri dan mengurangi ketergantungan terhadap negara lain serta dapat menghemat devisa negara
- b. Dapat memacu industri-industri hilir lainnya, khususnya yang menggunakan VCM baik dalam bahan baku maupun bahan tambahan.
- c. Menciptakan lapangan kerja baru, sehingga diharapkan dapat membantu meningkatkan taraf hidup dan kesejahteraan masyarakat.

## 1.2 Kapasitas Rancangan

Seperti yang ditunjukkan pada Tabel 1.1 yaitu aktivitas impor ekspor *Vinyl Chloride Monomer* di Indonesia.

Tabel 1. 1 Data Ekspor Impor Vinyl Chloride Monomer

Tahun	Impor (Ton)	Ekspor(Ton)
2015	113.359	29.866
2016	97.716	121.646
2017	112.774	166.045
2018	144.285	212.007
2019	127.740	195.559

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2019)

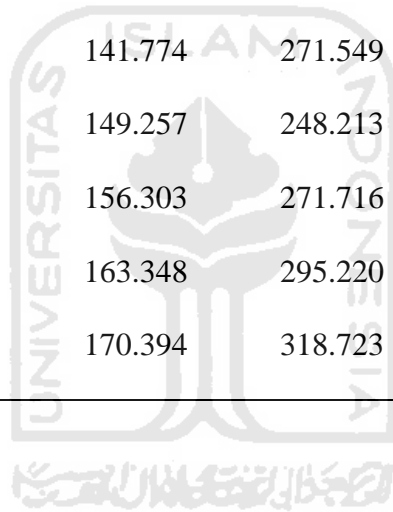
Pabrik *Vinyl Chloride Monomer* akan didirikan pada tahun 2021 dan mulai beroperasi pada tahun 2026, dalam memprediksi kebutuhan pasar guna menentukan kapasitas pabrik setelah pabrik mulai beroperasi dengan beberapa pertimbangan yaitu:

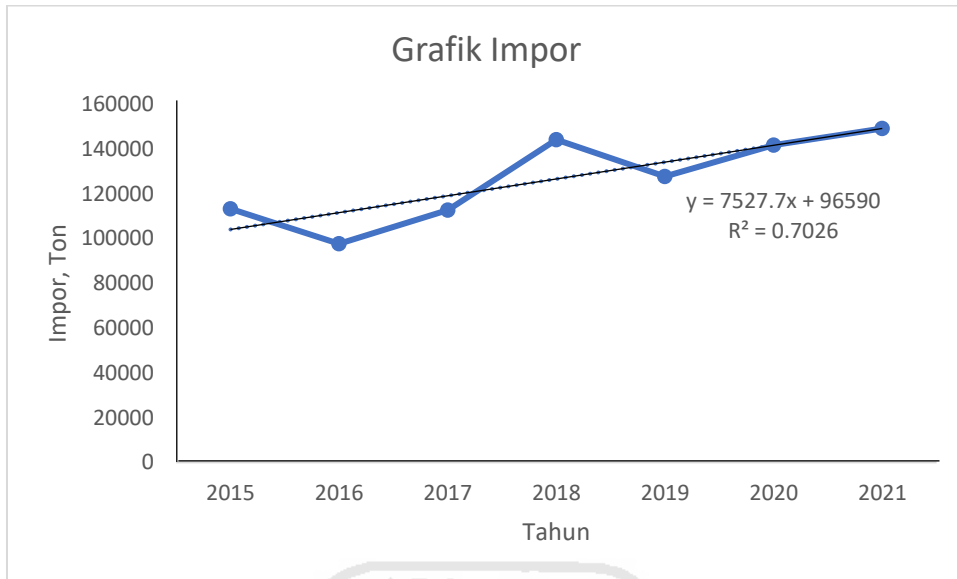
1. Prediksi kebutuhan *Vinyl Chloride Monomer* di Indonesia
2. Ketersediaan bahan baku
3. Kapasitas produksi pabrik komersial yang sudah ada



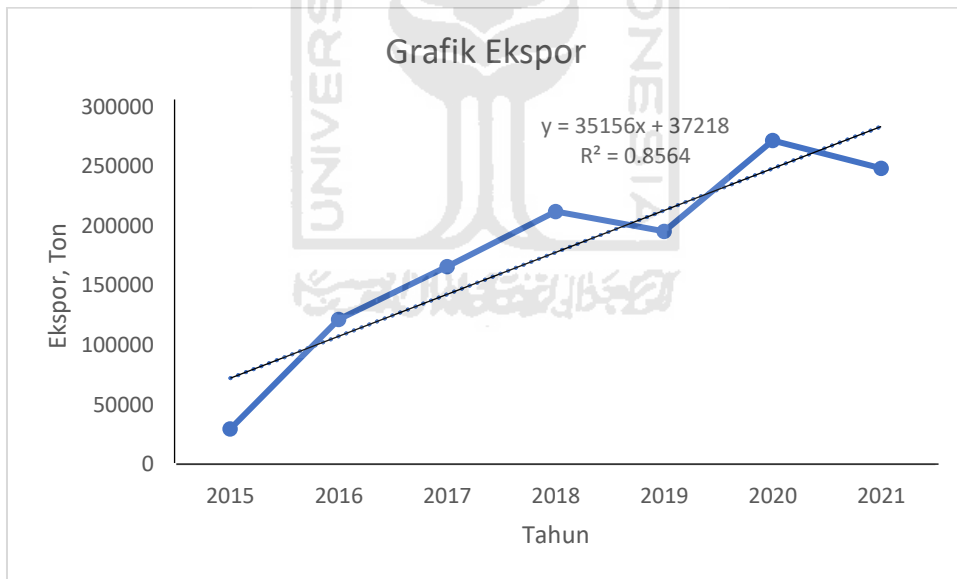
Tabel 1. 2 Prediksi ekspor dan impor

<b>Tahun</b>	<b>Impor (Ton)</b>	<b>Ekspor(Ton)</b>
2015	113.359	29.866
2016	97.716	121.646
2017	112.774	166.045
2018	144.285	212.007
2019	127.740	195.559
2020	141.774	271.549
2021	149.257	248.213
2022	156.303	271.716
2023	163.348	295.220
2024	170.394	318.723





Gambar 1. 1 Grafik prediksi impor



Gambar 1. 2 Grafik prediksi ekspor

### **Kebutuhan *Vinyl Chloride Monomer* di Indonesia**

Kebutuhan *Vinyl Chloride Monomer* dalam negeri saat ini dipenuhi dari PT. Asahimas Chemical dan PT. Sulfindo, berikut data kapasitas produksi *Vinyl Chloride Monomer* kedua pabrik tersebut

Tabel 1. 3 Data Produksi Pabrik *Vinyl Chloride Monomer* di Indonesia

<b>Tahun</b>	<b>PT. ASC</b>	<b>PT. SA</b>
2019	800.000	130.000

(Sumber: Kemenperin.go.id, 2013; P.T. Sulfindo Adiusaha, 2019)

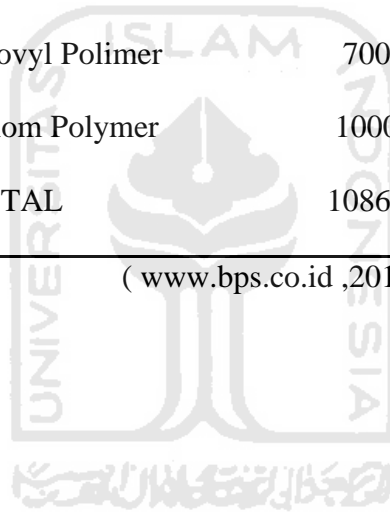
Untuk mengetahui kapasitas pabrik yang menguntungkan, perlu dilakukan prediksi kebutuhan dalam negeri, kebutuhan dapat diprediksi melalui nilai impor, ekspor dan produksi dalam negeri

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik menunjukkan bahwa kebutuhan *Vinyl Chloride Monomer* cenderung mengalami peningkatan. Peningkatan kebutuhan *Vinyl Chloride Monomer* dapat dilihat pada Tabel 1.4

Tabel 1. 4 Data Kebutuhan VCM

<b>Industri</b>	<b>Kapasitas ton/tahun</b>
PT. Standart Toyo Polymer	88000
PT. TPC Indo Plastic	120000
PT. Eastern Polymer	48000
PT. Sulfindo Adi Usaha	110000
PT. Asahimas Chemical	550000
PT. Satomo Indovyl Polimer	70000
PT. Siam Maspion Polymer	100000
<b>TOTAL</b>	<b>1086000</b>

( www.bps.co.id ,2017)



Berikut Tabel 1.5 peluang supply,demand, dan peluang kapasitas yang akan direncanakan.

Tabel 1. 5 Data Supply, Demand, dan Peluang

<b>Produksi pabrik</b>	930.000	Supply
<b>Impor 2019</b>	127.740	
<b>Konsumsi</b>	1086.000	Demand
<b>Ekspor 2019</b>	195.559	
<b>Kapasitas</b>	Demand - Suplai	Peluang
	223.819	

Dengan kapasitas 160.000 ton/tahun diharapkan dapat menyerap kebutuhan pasar atau mengurangi impor VCM.

## Ketersediaan Bahan Baku

Tabel 1. 6 Produksi Etilen Diklorida di Indonesia

<b>Pabrik</b>	<b>Kapasitas Produksi (ton/tahun)</b>
PT. Asahimas Chemical, Cilegon – Banten	900.000
PT. Sulfindo Adiusaha, Cilegon –Banten	370.000
<b>Total</b>	<b>1.270.000</b>

(Sumber: P.T. Asahimas chemical, 2019 dan P.T. Sulfindo adiusaha, 2019)

Bahan baku EDC direncanakan akan dipenuhi 25% dari PT.Asahimas Chemical dan 20% dari PT. Sulfindo Adiusaha. Sehingga, kebutuhan EDC dalam negeri dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} &= 25\% \text{ EDC PT. Asahimas Chemical} + 20\% \text{ EDC PT.} \\ &\quad \text{SulfindoAdiusaha} \\ &= 25\% \times 900.000 \text{ ton/tahun} + 20\% \times 370.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 299000 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

## Kapabilitas Produksi Pabrik Komersial yang Sudah Ada

Tabel 1. 7 Kapabilitas Pabrik VCM di Dunia

Perusahaan	Lokasi	Kapabilitas (ton/tahun)
Sayankchimplast	Rusia	350.000
Mexichem SA de CV	Mexico	600.000
Arvand Petrochemical Co.	Iran	343.000
Vinnolit GmbH & Co.	<i>Middle East</i>	1.020.000
Vinnolit GmbH & Co. KG	Jerman	330.000
Vestolit	Jerman	190.000
Occidental Chemical Corp	Amerika Serikat	3.000.000
Georgia Gulf Corporation	Amerika Serikat	1.700.000
Shintech	Amerika Serikat	1.600.000
Formosa Plastic Group	Taiwan	1.580.000
Westlake Corp	Amerika Serikat	800.000
Dow Chemical	Amerika Serikat	680.000
Tosoh Finechem Corp	Jepang	650.000
Taiwan VCM	Cina	410.000
Asahimas Chemical	Indonesia	800.000
Sasol Polymer	Afrika Selatan	205.000
Sulfindo Adiusaha	Indonesia	130.000
Sinopec International	Cina	400.000
Petkim Petrokimya Holding	Turki	152.000

(Sumber : UHDE, 2012)

**Konsumen *Vinyl Chloride Monomer* dalam negeri.**

Tabel 1.8 memperlihatkan konsumen *Vinyl Chloride Monomer* dalam negeri.

Tabel 1. 8 Konsumen *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) dalam Negeri

<b>Industri</b>	<b>Produk</b>	<b>Provinsi</b>
PT. Asahimas Chemical	PVC Resin	Banten
PT. Standart Toyo Polymer	PVC Resin	Banten
PT. Satomo Indovyl Polimer	PVC Resin	Banten
PT. Sulfindo Adi Usaha	PVC Resin	Banten
PT. Eastern Polymer	PVC Resin	DKI Jakarta
PT. Siam Masiom Polymer	PVC Resin	Jawa Timur
PT. TPC Indo Plastic & Chemical	PVC Resin	Jawa Timur

(Sumber : <http://regionalinvestment.com>)



### 1.3 Tinjauan Pustaka

VCM pertama kali dikomersialkan pada tahun 1930an dari reaksi antara HCl dengan asetilen. Hidroklorinasi asetilen sebelumnya banyak digunakan pada saat asetilen menjadi salah satu bahan baku utama industri kimia. Seiring dengan meningkatnya permintaan VCM, berbagai macam bahan baku diuji coba selain asetilen akibat harganya yang tinggi. Pada tahun 1950an, ketersediaan etilen cukup banyak sehingga sintesis VCM dikembangkan dengan menggunakan bahan baku dari etilen dan klorin, proses ini dikenal dengan *Direct Chlorination* dan diikuti dengan proses pirolisis EDC. Proses sintesis VCM terus berkembang sampai ditemukan proses *Oxychlorination* pada tahun 1950an yang mendorong pengembangan proses lebih lanjut yang dikenal dengan *balanced process* yaitu proses yang mengkombinasikan *Direct Chlorination*, *EDC Pyrolysis* dan *Oxychlorination*. Sejak saat itu, proses produksi VCM melalui hidroklorinasi asetilen mulai ditinggalkan, adapun proses selain cracking EDC (VCM dari 1,1,2 trichloroethane dan VCM dari ethane) masih dalam tahap pengembangan dan belum digunakan pada industri komersil. Berikut penjelasan dari kedua proses diatas :

a. VCM dari Asetilen

Metode pembuatan VCM dari asetilen yaitu dengan mereaksikan asetilen dengan HCl atau hidroklorinasi asetilen dengan bantuan katalis HgCl<sub>2</sub> dan karbon aktif sebagai *carrier mercury chloride*. Agar reaksi berjalan lancar, zat aditiv juga ditambahkan untuk mengurangi volatilitas HgCl<sub>2</sub> yang menjadi faktor pembatas reaksi hidroklorinasi. Reaksi yang terjadi dapat dilihat dibawah ini :



b. Cracking Etilen Diklorida

VCM dapat diproduksi melalui proses *cracking ethylene dichloride*. EDC sendiri diperoleh melalui proses *direct chlorination* dan *oxychlorination*. Proses ini dapat berlangsung dengan atau tanpa katalis, namun proses non katalitik yang saat ini banyak digunakan oleh industri-industri besar VCM. Beberapa pertimbangan menjadi alasan proses cracking EDC banyak dilakukan tanpa katalis yaitu penghilangan katalis membutuhkan waktu yang lama, waktu *shutdown furnace* lebih lama dan penggunaan katalis yang membutuhkan biaya lebih sehingga *pure thermal cracking* EDC lebih ekonomis (Ullman *et al.*,2006).

Perbandingan kedua proses diatas dapat dilihat pada tabel berikut:

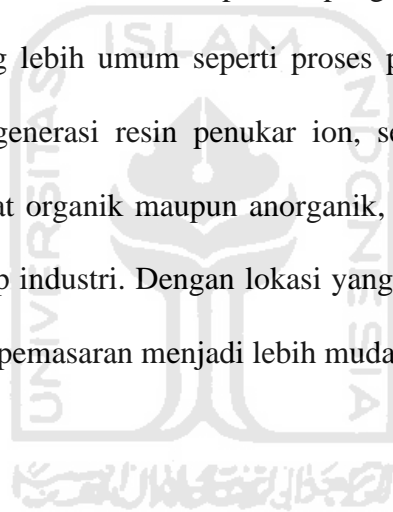
Tabel 1. 9 Perbandingan Proses Pembuatan *Vinyl Chloride Monomer*

<b>Pembanding</b>	<b>VCM dari Asetilen</b>	<b>Cracking Etilen Diklorida (non katalitik)</b>
Bahan Baku	Asetilen dan HCl	Etilen Diklorida
Katalis	HgCl <sub>2</sub> dengan bantuan karbon aktif	-
Kondisi Operasi	100-250°C ; 1 – 3 atm	400-650°C ; 2 – 40 atm
Kelebihan	Reaksi relative lebih mudah, konversi asetilen cukup tinggi mencapai 95%	EDC mudah didapat dan merupakan salah satu komoditi ekspor Indonesia. Dapat dilakukan tanpa katalis sehingga lebih ekonomis.
Kekurangan	Biaya Asetilen yang mahal menjadi persoalan utama proses ini	Banyak impuritas yang dihasilkan dari proses ini.

Dengan pertimbangan aspek ekonomi dan ketersediaan bahan baku maka pada prarancangan pabrik *Vinyl Chloride Monomer* ini digunakan proses *Cracking 1,2 Ethylene Dichloride*.

## **Penggunaan *Vinyl Chloride Monomer* dan Produk Samping**

*Vinyl Chloride Monomer* telah dikenal luas sebagai bahan baku PVC. Sekitar 95% VCM digunakan sebagai bahan baku polimer. Pemanfaatan non polimer VCM diantaranya pada pembuatan vinylidene klorida, vinil stearat, tri- dan tetrakloroetilen (Ullman *et al.*,2006). Sementara produk samping dari pembuatan *Vinyl Chloride Monomer* yaitu asam klorida (HCl) dapat dimanfaatkan sebagai produk obat-obatan dan makanan, proses pengolahan air minum, hingga aplikasi yang lebih umum seperti proses pembersihan logam (*metal pickling*), regenerasi resin penukar ion, sebagai bahan baku produksi berbagai zat organik maupun anorganik, pengontrol pH dan proses netralisasi uap industri. Dengan lokasi yang berada di kawasan industri, diharapkan pemasaran menjadi lebih mudah.



## BAB II

### DESKRIPSI PROSES

#### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

##### Spesifikasi Bahan Baku

###### Ethylene Dichloride (EDC)

Kenampakan : cair (30°C, 1 atm)

Warna : tidak berwarna

Kemurnian : min 99,9% wt  $C_2H_4Cl_2$  (EDC)

Impuritas : max. 0,1% wt  $C_2H_3Cl_3$  (TCE)

(PT Asahimas Chemical, 2009)

##### Spesifikasi Produk

###### a. Vinyl Chloride Monomer (VCM)

Kenampakan : cair (gas dicairkan)

Warna : jernih, tidak berwarna

Kemurnian : min 99,9% wt  $H_2C=CHCl$  (VCM)

Impuritas : maks 0,1% wt  $C_2H_4Cl_2$  (EDC)

###### b. Hydrochloric Acid 30% (HCl)

Kenampakan : cair

Warna : bening kekuningan

Kemurnian : min. 30% wt HCl

Impuritas : max. 70% wt  $H_2O$

## 2.2 Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku dan Produk

### Sifat Fisik dan Kimia Bahan Baku

#### Ethylene Dichloride (EDC)

- Sifat Fisik

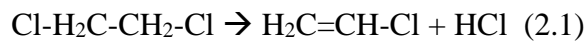
- Rumus Molekul :  $C_2H_4Cl_2$
- Berat molekul : 98,97 gr/mol
- Wujud : Cair
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : aromatik, seperti kloroform
- Titik didih :  $83,5^{\circ}C$  (356,5 K)
- Titik leleh :  $-35,3^{\circ}C$  (237,7 K)
- Suhu Kritis :  $290^{\circ}C$  (563 K)
- *Flash Point* :  $12,8^{\circ}C$  C.C (285,9 K)
- *Auto Ignition Temperature*:  $412,8^{\circ}C$  (686 K)
- Tekanan Kritis : 5360 kPa
- Panas Penguapan : 34,7 kJ/mol (298 K)
- Kelarutan dalam air ( $20^{\circ}C$ ): 0,86 g/100 mL ( $20^{\circ}C$ )
- Densitas :  $1,253\text{ g/cm}^3$  ( $20^{\circ}C$ )
- Viskositas ( $20^{\circ}C$ ) :  $0,84 \times 10^{-3}\text{ Pa s}$  ( $20^{\circ}C$ )

(Ullmann *et al.*, 2006; PT. Asahimas Chemical,2009)

- Sifat Kimia

- *Ethylene dichloride* stabil pada suhu kamar. Pada temperatur 450<sup>0</sup>C dan lebih tinggi, *Ethylene dichloride* akan terdekomposisi membentuk VCM.

Reaksi:



- Dekomposisi jangka panjang pada suhu kamar yang disebabkan oleh kelembaban dan sinar UV dapat dicegah dengan penambahan stabilizer (umumnya turunan amine)
- Pembakaran dengan oksigen yang kurang, pirolisis dan proses *photooxidative* merubah EDC menjadi HCl, karbon monoksida dan phosgene.
- Kedua atom klorin pada EDC dapat mengalami reaksi substitusi nukleofilik, yang dapat membentuk senyawa fungsional seperti glikol, asam suksinat dan etilen glikol diasetat.

(Ullmann *et al.*, 2006)

## Sifat Fisik dan Kimia Produk

### a. Vinyl Chloride Monomer (VCM)

- Sifat Fisik

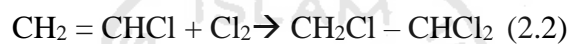
- Rumus Molekul :  $\text{H}_2\text{C}=\text{CHCl}$
- Berat Molekul : 62,5 gr/mol
- Wujud : Cair (*Liquified Gas*)
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Manis
- Titik didih :  $-13,4\text{ }^\circ\text{C}$  (259,6 K)
- Titik beku :  $-153,8\text{ }^\circ\text{C}$  (119,2 K)
- Suhu Kritis :  $156,8\text{ }^\circ\text{C}$  (429,8 K)
- *Flash Point* :  $-78\text{ }^\circ\text{C C.C}$  (195,1 K)
- *Auto-Ignition Temperature*:  $472\text{ }^\circ\text{C}$  (745,1 K)
- Tekanan Kritis : 5600 kPa
- Panas Penguapan : 20,6 kJ/mol (259,8 K)
- Kelarutan dalam air : 0,11 %wt (20°C)
- Densitas : 0,911 g/cm<sup>3</sup> (20°C)
- Viskositas :  $0,19 \times 10^{-3}$  Pa s (20°C)

(Ullmann *et al.*, 2006; PT. Asahimas Chemical,2009)



- Sifat Kimia

- Dapat terjadi polimerisasi dan kopolimerisasi.
- Dapat membentuk vinyl alcoholates, ester dan eter dengan reaksi substitusi atom klorin yang disertai paladium.
- VCM dapat teroksidasi sempurna menjadi CO<sub>2</sub> dan HCl menggunakan Magnesium Permanganate.
- Membentuk *trichloroethane* dengan reaksi adisi



- Dapat terdekomposisi menghasilkan asetilen, chloroprene, HCl dan *vinylacetylene* pada temperatur 550°C

(Ullmann *et al.*,2006; Cowfer dan Maximilian, 2006)

b. Hydrogen Chloride 30% (HCl)

- Sifat Fisik

- Rumus Molekul : HCl
- Berat Molekul : 36,46 g/mol
- Wujud : Cair Jernih
- Warna : Tidak berwarna atau sedikit kekuningan
- Bau : Menyengat
- Titik didih : 85 °C (pada 1atm)

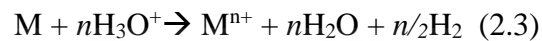
- Titik leleh :  $-74\text{ }^{\circ}\text{C}$
- Kelarutan dalam air : sangat larut
- Densitas :  $1,15\text{ g/cm}^3$

- Sifat Kimia

- Reaksi dengan Senyawa Anorganik

Hampir semua *metal* dan *alloy* bereaksi dengan HCl.

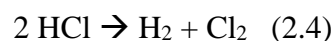
Reaksi yang terjadi seperti berikut :



Reaksi diatas merupakan reaksi korosi yang melibatkan pelarutan logam anoda dimana M adalah senyawa anorganik. Oleh karena itu, laju reaksinya akan bergantung pada temperatur, konsentrasi asam, agen inhibitor dan faktor lainnya. Oksida dan hidroksida bereaksi dengan HCl membentuk garam dan air dengan dasar reaksi asam-basa. Agen oksidasi seperti  $\text{H}_2\text{O}_2$  dan  $\text{H}_2\text{SeO}_4$  bereaksi dengan HCl membentuk air dan klorin.

- Proses Elektrolisis

HCl dapat dielektrolisis untuk menghasilkan  $\text{H}_2$  dan klorin.



- Reaksi dengan Senyawa Organik

Reaksi organik banyak dikatalisis dengan asam seperti HCl. Beberapa contoh penggunaan HCl pada proses tersebut diantaranya yaitu, konversi lignoselulosa menjadi hexose dan pentose, sukrosa menjadi gula, esterifikasi asam aromatic dan pembentukan asetaminoklorobenzen menjadi kloroanilida.

(Hisham dan Bommaraju, 2014)

## 2.3 Konsep Proses

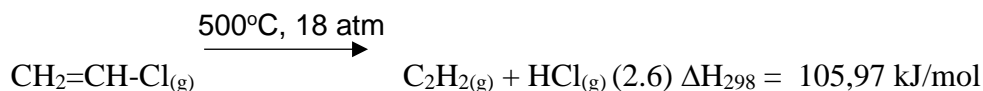
### 2.3.1 Dasar Reaksi

Dasar reaksi pembentukan *Vinyl Chloride Monomer* adalah reaksi perengkahan (pirolisis) dari *Ethylene Dichloride* yang dilakukan dalam fase gas. Adapun reaksi yang terjadi adalah :

500°C, 18 atm



Dengan reaksi samping sebagai berikut :



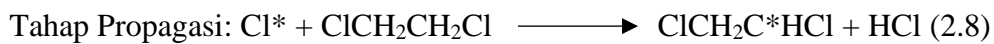
(Dimian dan Bildea, 2008)

### 2.3.2 Kondisi Operasi

Pemilihan kondisi operasi merupakan hal yang penting dalam suatu pra-rancangan karena pemilihan kondisi operasi yang tepat dapat menghasilkan hasil yang optimum. Proses pembuatan *vinyl chloride monomer* dari perengkahan *ethylene dichloride* merupakan reaksi endotermis artinya energi dari lingkungan akan diserap oleh sistem agar reaksi dapat berlangsung. Proses perengkahan EDC menjadi VCM dapat berlangsung pada temperatur 425-600°C dan tekanan antara 14-30 atm. Pada prarancangan pabrik *Vinyl Chloride Monomer* kapasitas 160.000 ton/tahun, reaksi pirolisa EDC berlangsung pada temperatur 500°C dan tekanan 18 atm dengan konversi sebesar 60% (Kirk Othmer, 2006). Tekanan tinggi dipilih dengan beberapa pertimbangan yaitu untuk mereduksi ukuran *furnace*, meningkatkan transfer panas dan pemisahan *downstream* yang lebih mudah karena peningkatan titik didih. Konversi dijaga dibawah 65% untuk mengontrol pembentukan produk samping dan *coke* yang dapat terbentuk pada konversi yang tinggi dan menyebabkan yield menurun. Pada kondisi diatas selektivitas dapat mencapai 99%. Reaksi berlangsung didalam *furnace* dengan reaktor *plug flow* (Ullmann, 2004; Kirk Othmer, 2006).

### 2.3.3 Mekanisme Reaksi

Mekanisme reaksi pembentukan VCM melalui *thermal cracking* adalah pemutusan ikatan molekul-molekul besar menjadi molekul-molekul kecil yang mempunyai titik didih lebih rendah. Adapun mekanisme reaksi pembentukan VCM adalah sebagai berikut :



(Cowfer dan Maximilian,2006)

### 2.3.4 Tinjauan Termodinamika

Reaksi yang terjadi pada reaktor furnace adalah sebagai berikut:



Data-data  $\Delta H_f$  dan  $\Delta G^0$  untuk masing-masing komponen pada suhu 25°C (298,15 K) disajikan dalam tabel berikut.

Tabel 2. 1 *Thermodynamic Properties* EDC, VCM dan HCl

Senyawa	$\Delta H^{\circ}_{298}$ (kJ/mol)	$\Delta G^{\circ}_{298}$ (kJ/mol)
1,2-Ethylene Dichloride	-129,70	-73,85
Vinyl Chloride Monomer	28,45	42,93
HCl	-95,3	-95,3

(Sumber: Perry dan Green, 2008)

$$\begin{aligned}\Delta H^{\circ}_{298} &= \Delta H^{\circ}_{298} (\text{produk}) - \Delta H^{\circ}_{298} (\text{reaktan}) \\ &= (28,45 + (-95,3)) \text{ kJ/mol} - (-129,70) \text{ kJ/mol} \\ &= 62,85 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Harga  $\Delta H^{\circ}_{298}$  bernilai positif, maka reaksi pembentukan VCM adalah reaksi endotermis.

$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ}_{298} &= \Delta G^{\circ}_{298} (\text{produk}) - \Delta G^{\circ}_{298} (\text{reaktan}) \\ &= (42,93 + (-95,3)) \text{ kJ/mol} - (-73,85) \text{ kJ/mol} \\ &= 21,48 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Harga konstanta kesetimbangan pada temperatur 298 K dapat diketahui dengan rumus:

$$\begin{aligned}K_{298} &= \exp(-\Delta G_{298}/RT) \quad (2.12) \\ &= \exp\left(-21.480 \frac{\text{J}}{\text{mol}} / 8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} \times 298 \text{ K}\right) = 1,72 \times 10^{-4}\end{aligned}$$

Reaksi dijalankan pada suhu 500°C, sehingga harga K pada suhu 500°C dapat dihitung sebagai berikut:

$$\ln \frac{K_{773}}{K_{298}} = \left[ \left( \frac{-\Delta H_{298}}{R} \right) \times \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_{298}} \right) \right]$$

$$\ln \frac{K_{773}}{1,72 \times 10^{-4}} = \left[ \left( \frac{-62.850 \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol.K}}} \right) \times \left( \frac{1}{773} - \frac{1}{298} \right) \right]$$

$$\ln \frac{K_{773}}{1,72 \times 10^{-4}} = 15,59$$

$$K_{773} = 1014,33$$

Harga K menunjukkan reaksi tersebut bersifat *irreversible*.

### 2.3.5 Tinjauan Kinetika

Ditinjau dari kinetika reaksi, kecepatan reaksi akan bertambah seiring kenaikan suhu. Hal ini ditunjukkan dengan persamaan Arrhenius:

$$k = A \cdot e^{(-E/RT)} \quad (2.13)$$

dengan:

k = konstanta laju reaksi

A = Faktor tumbukan

E = Energi aktivasi

R = Konstanta gas ideal

T = Suhu

Dengan naiknya suhu, maka harga konstanta kecepatan reaksi akan meningkat sehingga kecepatan reaksinya pun akan meningkat. Adapun konstanta kecepatan reaksi *cracking Ethylene Dichloride* menjadi *Vinyl Chloride Monomer* adalah sebagai berikut :

$$k = 0,36 \times 10^{14} \exp\left(\frac{-58000 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}}{1,987 \frac{\text{cal}}{\text{mol.K}} \times T (K)}\right) \quad (2.14)$$

Sedangkan reaksi samping yang terjadi yaitu perengkahan lebih lanjut produk VCM menjadi asetilen dan HCl, konstanta kecepatan reaksinya dirumuskan sebagai berikut :

$$k = 0,5 \times 10^{14} \exp\left(\frac{-69000 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}}{1,987 \frac{\text{cal}}{\text{mol.K}} \times T (K)}\right) \quad (2.15)$$

(Dimian and Bildea, 2008)





## 2.4 Pengendalian Kualitas

### 2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Dalam proses persiapan produksi, dilaksanakan pengujian pada kualitas dari bahan baku *ethylene dichloride* (EDC) yang didapat dari PT Asahimas Chemical Cilegon. Pengujian ini untuk memperoleh spesifikasi bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi mutu yang diharapkan.

### 2.4.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan dengan pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada. Pengawasan dan pengendalian proses produksi dilakukan menggunakan berbagai macam peralatan pengendalian proses yang berada di *control room* dengan menggunakan proses *automatic control* dengan menggunakan beberapaindicator control. Indicator control digunakan untuk mengawasi aliran bahan baku dan produk serta kondisi operasinya. Alat kontrol yang digunakan yaitu :

#### 1. *Flow control*

Merupakan alat yang ditempatkan dan dipasang pada aliran bahan baku, aliran yang masuk dan keluar proses. *Flow meter* ini diset pada harga tertentu. Bila *flow meter* mengalami penyimpangan dari harga yang diriset, maka akan diberi isyarat berupa perintah untuk mengembalikan ke set semula.

## ***2. Temperature Control***

Alat ini digunakan untuk mengatur serta mengawasi produksi. Jika terjadi penyimpangan pada set suhu yang telah diterapkan, maka secara otomatis akan melakukan *action* sesuai dengan suhu yang diinginkan.

## ***3. Pressure Control***

Perubahan tekanan dapat dideteksi dengan isyarat jika terjadi penyimpangan tekanan, *pressure control* akan mengesetnya kembali sesuai dengan keadaan semula.

## ***4. Level Control***

Perubahan ketinggian di dalam alat dapat dideteksi dengan isyarat jika terjadi penyimpangan ketinggian level cairan, *level control* akan mengesetnya kembali sesuai dengan keadaan semula.

## ***5. Level Indicator***

Salah satu jenis sensor yang digunakan dalam industri kimia yang gunanya untuk mengatur ketinggian dalam tangki penyimpanan, baik dalam tangki penyimpanan bahan baku, maupun tangki penyimpanan produk.

## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Langkah Proses

Pada proses *cracking Ethylene Dichloride* menjadi *Vinyl Chloride Monomer*, dibagi menjadi beberapa tahap, yaitu :

1. Tahap Penyimpanan/*storage* bahan baku
2. Tahap preparasi bahan baku
3. Tahap reaksi
4. Tahap separasi dan purifikasi

Berikut penjelasan masing-masing tahapan :

1. Tahap penyimpanan/*storage* bahan baku

Bahan baku EDC fase cair yang diperoleh dari PT. Asahimas Chemical dan PT. Sulfindo Adiusaha disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) pada kondisi 30°C dan 1 atm. EDC dari tangki penyimpanan dialirkan ke *static mixer* (M-01) dengan tenaga dari pompa sentrifugal (P-01) agar didapatkan campuran EDC yang homogen. Didalam *static mixer*, terjadi pencampuran EDC murni dengan EDC *recycle* yang dihasilkan dari bawah kolom distilasi (MD-01).

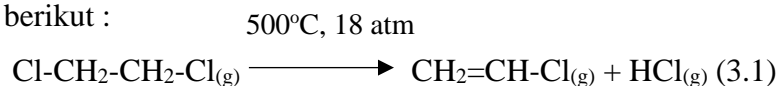
## 2. Tahap preparasi bahan baku

Pada tahap ini bahan baku diubah secara fisik agar sesuai dengan kondisi reaktor (R-01). EDC keluar *mixer* akan dilewatkan pada pompa sehingga tekanannya naik menjadi 18,5 atm sebelum masuk kedalam *furnace economizer* (HE-01) untuk dinaikkan suhunya menjadi 200°C.

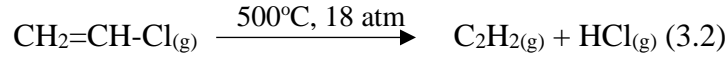
EDC keluaran *economizer* dengan suhu 200°C dilewatkan pada *vaporizer* (V-01) yang memanfaatkan panas produk untuk menaikkan suhu menjadi 260°C dan merubah fase umpan menjadi gas. Umpan EDC fase gas akan dilewatkan pada *Heat Exchanger* (HE-02) yang juga memanfaatkan panas produk untuk menaikkan suhu umpan menjadi 360°C dengan tujuan mengurangi penggunaan *natural gas* dan mencegah pembentukan *coke* dari produk.

## 3. Tahap reaksi

EDC dalam fase gas masuk kedalam reaktor pada suhu 360°C dan tekanan 18 atm akan mengalami reaksi perengkahan. Reaksi tersebut merupakan reaksi endotermis yang berlangsung pada reaktor *plug flow*. *Cracking* dapat terjadi pada suhu 500°C sehingga reaksi dilakukan didalam *furnace* dengan pembakaran *natural gas* dan *excess* udara. Didalam *tube-tube* reaktor ini terjadi reaksi *cracking* dari EDC menjadi VCM dan HCl. Reaksi yang terjadi seperti berikut :



Dengan reaksi samping sebagai berikut :



Produk keluaran dari furnace yaitu VCM, HCl, asetilen dan EDC yang tidak bereaksi keluar dari reaktor pada suhu  $\pm 590,78^\circ\text{C}$ . Untuk mencegah pembentukan *coke*, produk *furnace* harus segera didinginkan sehingga produk dilewatkan pada *heat Exchanger* (HE-02) dan *vaporaizer* (V-01) yang panasnya dimanfaatkan untuk menguapkan dan memanaskan umpan EDC. Selanjutnya produk VCM dialirkan menuju *Quench Tower* (Q-01) untuk diturunkan kembali suhunya secara mendadak dengan prinsip *direct contact heat transfer*. Produk keluar dari *Quench Tower* dengan suhu  $265^\circ\text{C}$  selanjutnya memasuki tahap separasi dan purifikasi.

#### 4. Tahap separasi dan purifikasi

Tahap ini merupakan tahap pemisahan dan pemurnian dari produk hasil reaksi agar diperoleh kemurnian yang sesuai dengan spesifikasi pasar. Produk reaktor yang sudah diturunkan suhunya diumpankan ke dalam kondensor parsial (CD-01) dan separator (S-01) untuk dipisahkan fase gas (asetilen dan HCl) dan fase cair (VCM, EDC dan TCE). Hasil atas separator, fase gas, dilewatkan pada expander (EP-01) untuk diturunkan tekanannya menjadi 1,5 atm sehingga suhunya turun menjadi  $32,44^\circ\text{C}$  dan diumpankan kedalam absorber (ABS-01). Dari absorber diperoleh HCl 30% yang disimpan dalam tangki penyimpanan HCl (T-05) pada suhu  $27^\circ\text{C}$  dan tekanan 1,1 atm.

Hasil bawah separator, fasecair, diturunkan terlebih dahulu suhunya dengan *cooler* (HE-03) menjadi 65°C, sebagian produk hasil bawah ini diumpankan kembali ke dalam *Quench Tower* sebagai *coolant* sedangkan sisanya diumpankan ke dalam kolom distilasi (MD-01). Umpan distilasi dialirkan ke expander (EP-02) untuk diturunkan tekanan dari 17,4 atm menjadi 6,5 atm sehingga suhu turun menjadi 63,99°C.

Hasil bawah separator diumpankan ke dalam kolom distilasi pada kondisi cair jenuh untuk dipisahkan produk utamanya yaitu VCM dari EDC. Produk utama, VCM, keluar sebagai hasil atas dengan kemurnianmin. 99,9% sedangkan EDC sebagai hasil bawah dengan kemurnian min. 99,7%. VCM disimpan pada kondisicair di dalam tangki bertekanan (T-03) dengan suhu dan tekanan 35°C dan 6,3 atm. Sedangkan EDC dialirkan melewati *tee-valve* (TV-02) sebagian sebagai *recycle* menuju *mixer* (M-01) dan sebagian di- *blowdown*.

## 3.2 Spesifikasi Alat Proses

### 3.2.1 *Mixer*

Tabel 3. 1 Spesifikasi *Mixer*

Spesifikasialat	M-01	
Fungsi	Mencampurkan bahan baku dengan arus <i>recycle</i>	
Tipe	Silinder vertikal dengan <i>head</i> dan <i>bottom</i> berbentuk torispherical	
Jenis Pengaduk	<i>Blade turbin impeller</i> , 6 buah <i>blade</i> dengan 4 buah <i>buffle</i>	
Bahan	<i>Stainless Steels SA-240 Grade D Type 430</i>	
Jumlah	1	Buah
Temperatur	30	°C
Tekanan	1,1	atm
Diameter <i>mixer</i>	2,286	m

Tinggi <i>mixer</i>	2,713	m
Tinggi cairan	2,362	m
Volume <i>mixer</i>	9,611	m <sup>3</sup>
Tebal <i>shell</i>	0,0048	m
Tebal <i>head</i>	0,0029	m
Jumlah pengaduk	1	buah
Power motor	150	Hp

### 3.2.2 Heat Exchanger 1

Tabel 3. 2 Spesifikasi *Heat Exchanger 1*

Spesifikasi alat	HE-01	
Fungsi	Menaikkan suhu feed sebelum masuk <i>vaporizer</i>	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Carbon steel SA-376</i>	
Temperatur	In	84,3 °C
	Out	200 °C
OD	1	in
BWG	16	in
ID	1,12	in
Jumlah <i>Tube</i>	76	
Panjang pipa	12	ft
ID <i>Shell</i>	15,25	in
Jarak <i>Baffle</i>	5	in
Jumlah <i>Pass</i>	1	
Uc	85,0259	Btu/jam ft <sup>2</sup> F
Ud	51,9770	Btu/jam ft <sup>2</sup> F
Rd	0,0075	
ΔP	<i>Shell</i> (psi)	<i>Tube</i> (psi)
	0,000718517	7,405817532

### 3.2.3 Vaporizer

Tabel 3. 3 Spesifikasi *Vaporizer*

Spesifikasi alat	V-01
Fungsi	Menguapkan <i>feed</i> sebelum masuk reaktor
Tipe	<i>Double pipe exchanger</i>

Bahan	<i>Stainless steel SAE 322</i>	
Temperatur	<i>In</i>	200 °C
	<i>Out</i>	260 °C
OD	3/4	in
ID	0,584	in
Tebal <i>wall</i>	0,083	in
BWG	18	
Jenis aliran	<i>Counter flow</i>	
Panjang <i>tube</i>	16	ft
ID <i>Shell</i>	35	in
Jumlah <i>tube</i>	938	
Uc	122,3144	
Ud	26,7997	
ΔP	4,70,E-07	0,0015

### 3.2.4 Heat Exchanger 2

Tabel 3. 4 Spesifikasi *Heat Exchanger*2

<b>Spesifikasi alat</b>	<b>HE-02</b>	
Fungsi	Menaikkan suhu feed sebelum masuk reaktor ke dalam reaktor	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	Carbon steel SA-376	
Temperatur	<i>In</i>	591 °C
	<i>Out</i>	500,4 °C
OD	1	in
BWG	16	in
ID	1,12	in
Jumlah <i>tube</i>	112	
Panjang pipa	12	ft
ID <i>Shell</i>	17,25	in
Jarak <i>Baffle</i>	17	in
Jumlah <i>Pass</i>	1	
Uc	65,2075	Btu/jam ft <sup>2</sup> F
Ud	64,4583	Btu/jam ft <sup>2</sup> F
Rd	0,0006	
ΔP	<i>Shell</i> (psi)	<i>Tube</i> (psi)



	0,271277		0,397224602
--	----------	--	-------------

### 3.2.5 Reaktor

Tabel 3. 5 Spesifikasi *Reactor*

Spesifikasi alat	R-01		
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi <i>thermal cracking</i> etilen diklorida menjadi VCM,HCl dan asetilen		
Tekanan	18	atm	
Temperatur	<i>In</i>	633	K
	<i>Out</i>	863,779	K
Waktu tinggal	28,85	detik	
Fase	Gas		
Tipe	<i>Plug Flow Reactor</i>		
Bahan	<i>Chromium Nickel Alloy</i>		
Kapasitas umpan	108420,3839	kg/jam	
Panjang reaktor	10,6	m	
ID	6	in	
Panjang <i>furnace</i>	10,1428	m	
Lebar <i>furnace</i>	6,477	m	
Tinggi <i>furnace</i>	5,3975	m	
Jumlah <i>tube</i>	80		

### 3.2.6 *Quencher*

Tabel 3. 6 Spesifikasi *Quencher*

Spesifikasi alat	Q-01		
Fungsi	Mendinginkan produk keluaran reaktor		
Tipe	Silinder vertikal dengan alas bawah kerucut		
Temperatur	<i>In</i>	385,5664	°C
	<i>Out</i>	265,0005	°C
Tekanan	17,6	atm	
Kapasitas	0,3190	m <sup>3</sup> /s	
Diameter	33,2598	ft	
Tinggi	41,5748	ft	
Tebal <i>head</i>	0,1083	ft	

### 3.2.7 Kondensor 1

Tabel 3. 7 Spesifikasi Kondensor 1

Spesifikasi alat	CD-01	
Fungsi	Mengondensatkan hasil Quencher	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Suhu masuk	538,0005	°C
Suhu keluar	403,2093	°C
Luas transfer panas	586,1632	ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	<i>Cooling Water</i>	
<i>Hot fluid</i>	Hasil atas keluaran Q-01	
ID <i>shell</i>	17,25	in
ID <i>tube</i>	1,12	in
OD	1,25	in
Jumlah <i>tube</i>	112	
Panjang <i>tube</i>	16	
Ud	140,25	
$\Delta P$	2,3820	psi

### 3.2.8 Separator

Tabel 3. 8 Spesifikasi Separator

Spesifikasi alat	S-01	
Fungsi	Memisahkan <i>feed liquid</i> dan <i>vapor</i>	
Jenis	<i>Vertical knock out drum</i>	
Bahan	<i>High Alloy Steel (18 Cr-8 Ni) Grade 340</i>	
Temperatur	130,2093	°C
Tekanan	17,5	atm
Laju alir cair	1,9420	ft <sup>3</sup> /s
Laju alir gas	24,1687	ft <sup>3</sup> /s
Diameter	10,5	ft
<i>Space time</i>	600	s
Tebal <i>plate</i>	0,0257	ft
Panjang	19,0992	ft

### 3.2.9 Heat Exchanger3

Tabel 3. 9 Spesifikasi Heat Exchanger3

Spesifikasi alat	HE-03	
Fungsi	Menurunkan suhu <i>feed</i> sebelum masuk menara distilasi ke dalam reaktor	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Carbon steel SA-376</i>	
Temperatur	In	130,21 °C
	Out	65 °C
OD	1	in
BWG	16	in
ID	1,12	in
Jumlah <i>tube</i>	152	
Panjang pipa	12	ft
ID <i>Shell</i>	21,25	in
Jarak <i>Baffle</i>	5	in
Jumlah <i>Pass</i>	1	
Uc	1066,6794	Btu/jam ft <sup>2</sup> F
Ud	162,3217	Btu/jam ft <sup>2</sup> F
Rd	0,0052	
ΔP	<i>Shell</i> (psi)	<i>Tube</i> (psi)
	0,026152563	0,25262193

### 3.2.10 Absorber

Tabel 3. 10 Spesifikasi Absorber

Spesifikasi alat	ABS-01	
Fungsi	Menyerap HCl	
Jenis	<i>Packed tower</i>	
Bahan	<i>Stainless steel SA 283 Grade C</i>	
Tekanan	1,5	atm
Temperatur	40	°C
Waktu tinggal	10	menit
<i>Tray spacing</i>	0,6	m
Jenis aliran	<i>Single pass</i>	
Tebal <i>shell</i>	1/2	in
Tebal <i>head</i>	1/2	in
Tebal <i>plate</i>	0,003	m
Jumlah <i>plate</i>	3	
Tinggi absorber	9,696	m

### 3.2.11 Menara Distilasi

Tabel 3. 11 Spesifikasi Menara Distilasi

Spesifikasi alat	MD-01		
Fungsi	Memisahkan produk hasil atas VCM dari EDC dan TCE		
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>		
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>		
Kondisi operasi	Puncak	T	316,1752 K
		P	6,4 atm
	Dasar	T	431,2746 K
		P	6,6 atm
<i>Reflux</i>	0,0746		
Letak <i>feed</i>	Letak umpan masuk pada stage ke 15 dari atas dan stage ke 10 dari bawah		
Diameter kolom	0,90832	m	
Jenis aliran	<i>Single pass</i>		
Tebal <i>shell</i>	0,1875	in	
Tebal <i>head</i>	0,25	in	
Tinggi <i>head</i>	0,21177	m	
Jumlah <i>plate</i>	25	buah	
Jumlah lubang tiap <i>plate</i>	3097	buah	

Tebal <i>plate</i>	0,05	m
<i>Tray spacing</i>	0,6	m
<i>Pressure drop</i>	0,04698	atm
Tinggi total menara distilasi	15,3219	m

### 3.2.12 Reboiler

Tabel 3. 12 Spesifikasi Reboiler

Spesifikasi alat	RB-01	
Fungsi	Menguapkan hasil bawah keluaran menara distilasi 1	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Suhu masuk	431,5842	°C
Suhu keluar	431,2746	°C
Luas transfer panas	319,2496	ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	Arus bawah keluaran MD-01	
<i>Hot fluid</i>	<i>Steam</i>	
ID <i>shell</i>	13,25	in
ID <i>tube</i>	1,12	in
OD	1,25	in
Jumlah <i>tube</i>	61	
Panjang <i>tube</i>	16	
Ud	140,05	
ΔP	0,003113912	psi

### 3.2.13 Accumulator

Tabel 3. 13 Spesifikasi Accumulator

Spesifikasi alat	ACC-01	
Fungsi	Tempat menampung kondensat dari CD-01	
Tipe	Silinder horizontal dengan penutup ellipsoidal	
Bahan	<i>Carbon steel</i>	
Kapasitas	5,2615	m <sup>3</sup>
Temperatur	315,8711	K
Diameter	1,2621	m
Panjang	4,4174	m

Tebal dinding	0,0084	m
---------------	--------	---

### 3.2.14 Kondensor 2

Tabel 3. 14 Spesifikasi Kondensor 2

Spesifikasi alat	CD-02	
Fungsi	Mengondensatkan hasil atas keluaran menara distilasi 1	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Suhu masuk	316,1752	°C
Suhu keluar	315,8711	°C
Luas transfer panas	638,4992	ft <sup>2</sup>
<i>Cold fluid</i>	<i>Cooling Water</i>	
<i>Hot fluid</i>	Hasil atas keluaran MD-01	
ID shell	19,25	in
ID tube	1,12	in
OD	1,25	in
Jumlah tube	122	
Panjang tube	16	
Ud	148,77	
ΔP	0,8923	psi

### 3.2.15 Heat Exchanger 4

Tabel 3. 15 Sepasifikasi Heat Exchanger 4

Spesifikasi alat	HE-04	
Fungsi	Menurunkan suhu produk sebelum masuk tanki produk VCM ke dalam reaktor	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Carbon steel SA-376</i>	
Temperatur	In	42,87 °C
	Out	35 °C
OD	1	in
BWG	16	in
ID	1,12	in
Jumlah tube	152	
Panjang pipa	12	ft
ID Shell	21,25	in

Jarak <i>Baffle</i>	5	in
Jumlah <i>pass</i>	1	
Uc	1423,2714	Btu/jam ft <sup>2</sup> F
Ud	129,9654	Btu/jam ft <sup>2</sup> F
Rd	0,00699	
ΔP	Shell (psi)	Tube (psi)
	0,025989306	0,222846145

### 3.2.16 Tangki EDC

Tabel 3. 16 Spesifikasi Tangki EDC

Spesifikasi alat	T-01	
Fungsi	Menampung bahan baku EDC selama 7 hari	
Tipe	Silinder vertical dengan <i>flat bottom</i> dan <i>head conocal roof</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 285 SA grade C</i>	
Temperatur	30	°C
Tekanan	1	atm
Fase	Cair	
Diameter	90	ft
Tinggi	40	ft
Jumlah <i>course</i>	5	
<i>Course 1</i>		
Panjang <i>plate</i>	28,2888	ft
Lebar <i>plate</i>	8	ft
Tebal <i>shell</i>	0,91	in
Jumlah <i>Plate</i>	10	
<i>Course 2</i>		
Panjang <i>plate</i>	28,2859	ft
Lebar <i>plate</i>	8	ft
Tebal <i>shell</i>	0,8	in
Jumlah <i>Plate</i>	10	
<i>Course 3</i>		
Panjang <i>plate</i>	28,2830	ft
Lebar <i>plate</i>	8	ft
Tebal <i>shell</i>	0,69	in

Jumlah <i>Plate</i>	10	
<i>Course 4</i>		
Panjang <i>plate</i>	28,2770	ft
Lebar <i>plate</i>	8	ft
Tebal <i>shell</i>	0,46	in
Jumlah <i>Plate</i>	10	
<i>Course 5</i>		
Panjang <i>plate</i>	28,2726	ft
Lebar <i>plate</i>	8	ft
Tebal <i>shell</i>	0,29	in
Jumlah <i>Plate</i>	10	
Tinggi <i>head</i>	3,2425	m
Tebal <i>head</i>	0,0173	m
Tinggi total	15,4345	m

### 3.2.17 Tangki VCM, Tangki HCl

Tabel 3. 17 Spesifikasi Tangki VCM

Spesifikasi alat	T-02	
Fungsi	Menyimpan VCM produk	
Tipe	Tangki	
Bahan	<i>Stainless steel SA 283 grade C</i>	
Temperatur	35	°C
Tekanan	6,3	atm
Fase	Cair	
Kapasitas	851,3213208	ft <sup>3</sup>
Panjang Tangki	10,8473	m
Diameter	1,6926	m
Tebal <i>shell</i>	1/4	in
Tebal <i>head</i>	1/4	in
Panjang <i>head</i>	0,6919	m



Tabel 3. 18 Spesifikasi Tangki HCl

Spesifikasi alat	T-03	
Fungsi	Menyimpan HCl produk	
Tipe	Tangki	
Bahan	<i>Hastelloy Alloy C 276</i>	
Temperatur	27	°C
Tekanan	6,3	atm
Fase	Cair	
Kapasitas	4648,895877	ft <sup>3</sup>
Panjang Tangki	19,0874	m
Diameter	2,9806	m
Tebal <i>shell</i>	3/8	in
Tebal <i>head</i>	3/8	in
Panjang <i>head</i>	1,2040	m

### 3.2.18 Pompa 1

Tabel 3. 19 Spesifikasi Pompa 1

Spesifikasi alat	P-01		
Fungsi	Mengalirkan fluida cair dari tangki penyimpanan ke <i>mixer</i>		
Jenis	Sentrifugal		
Kapasitas	0,5868	ft <sup>3</sup> /s	
Pipa yang digunakan	Diameter	5	in
	Sch No	40	in
	OD	5,563	in
	ID	5,047	in
	Tebal pipa	0,258	in
Tenaga motor	3	Hp	
<i>Pressure head</i>	2,1927	ft.lbf/lbm	

### 3.2.19 Pompa 2

Tabel 3. 20 Spesifikasi Pompa 2

Spesifikasi alat	P-02	
Fungsi	Mengalirkan fluida cair dari <i>mixer</i> ke economizer	
Jenis	Sentrifugal	
Kapasitas	1,0124	ft <sup>3</sup> /s
Pipa yang digunakan	Diameter	8 in
	Sch No	40 in
	OD	8,625 in
	ID	7,981 in
	Tebal pipa	0,322 in
Tenaga motor	2	Hp
<i>Pressure head</i>	2,5858	ft.lbf/lbm

### 3.2.20 Pompa 3

Tabel 3. 21 Spesifikasi Pompa 3

Spesifikasi alat	P-03	
Fungsi	Mengalirkan fluida cair dari accumulator ke MD-01	
Jenis	Sentrifugal	
Kapasitas	0,1787	ft <sup>3</sup> /s
Pipa yang digunakan	Diameter	3,5 in
	Sch No	40 in
	OD	4 in
	ID	0,3548 in
	Tebal pipa	0,226 in
Tenaga motor	1	Hp
<i>Pressure head</i>	2,2779	ft.lbf/lbm

### 3.2.21 Pompa 4

Tabel 3. 22 Spesifikasi Pompa 4

Spesifikasi alat	P-04	
Fungsi	Mengalirkan fluida cair dari Reboiler ke MD-01	
Jenis	Sentrifugal	
Kapasitas	0,4636	ft <sup>3</sup> /s
Pipa yang digunakan	Diameter	5 in
	Sch No	40 in
	OD	5,563 in
	ID	5,047 in
	Tebal pipa	0,258 in
Tenaga motor	1	Hp
Pressure head	3,3266	ft.lbf/lbm

### 3.2.22 Pompa 5

Tabel 3. 23 Spesifikasi Pompa 5

Spesifikasi alat	P-05	
Fungsi	Mengalirkan fluida cair dari absorber ke tanki produk HCl	
Jenis	Sentrifugal	
Kapasitas	1,0314	ft <sup>3</sup> /s
Pipa yang digunakan	Diameter	8 in
	Sch No	40 in
	OD	8,625 in
	ID	7,981 in
	Tebal pipa	0,322 in
Tenaga motor	3	Hp
Pressure head	2,1735	ft.lbf/lbm

### **3.3 Perencanaan Produksi**

#### **3.3.1 Kapasitas Perancangan**

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan Vinil klorida monomer (VCM) di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan VCM dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan VCM akan terus meningkat di tahun yang akan datang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan VCM sebagai bahan baku maupun bahan tambahan. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 160.000 ton/ tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam “Statistik Perdagangan Indonesia” tentang kebutuhan VCM di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat. Dengan kapasitas tersebut diharapkan :
  - a) Dapat membantu memenuhi kebutuhan dalam negeri.
  - b) Dapat menghemat devisa negara yang cukup besar karena laju impor VCM dapat ditekan seminimal mungkin.
2. Ketersediaan bahan baku Kontinuitas ketersediaan bahan baku dalam pembuatan VCM adalah penting dan mutlak yang harus

diperhatikan pada penentuan kapasitas produksi suatu pabrik. Bahan baku VCM termasuk mudah untuk di dapat di Indonesia

### **3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses**

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

#### **1. Kemampuan Pasar**

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu:

- a) Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b) Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya:

- a. Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- b. Mencari daerah pemasaran.

#### **2. Kemampuan Pabrik** Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain:

A. Material (bahan baku)

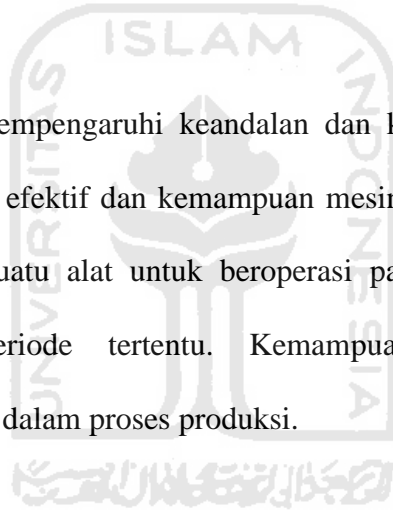
Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

B. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau *training* pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

C. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.



## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Pemilihan Lokasi Pabrik**

Penentuan lokasi pabrik merupakan bagian penting dalam mendirikan pabrik. Letak pabrik secara langsung akan mempengaruhi kelangsungan hidup pabrik dan juga menentukan keberhasilan dan kesinambungan proses produksi dan distribusi. Lokasi pabrik terletak di Cilegon, Banten yang didasarkan atas pertimbangan sebagai berikut (Djing, 1960) :

##### **4.1.1 Pengadaan Bahan Baku**

Bahan baku utama yang diperlukan oleh suatu industri harus dapat terpenuhi secara kontinyu. Pabrik *Vinyl Chloride Monomer* merupakan pabrik dengan produk *weight loss* yang artinya produk lebih ringan dibandingkan bahan baku sehingga lebih menguntungkan jika pabrik berada dekat dengan lokasi bahan baku. Selain itu, harga bahan baku merupakan faktor penting yang akan memengaruhi nilai total produk sehingga lokasi pabrik yang dekat dengan bahan baku dapat meminimalkan biaya pengiriman. Bahan baku dalam proses pembuatan *Vinyl Chloride Monomer* yaitu *Ethylene Dichloride* dapat diperoleh dari PT. Asahimas Chemical dan PT. Sulfindo Adiusaha yang berlokasi di Cilegon, Banten .

#### 4.1.2 Daerah Pemasaran

Menurut Djing (1960), lokasi pabrik didirikan dekat dengan pasar dan bahan baku didasari oleh tiga hal yaitu untuk meminimalkan biaya transportasi, untuk meningkatkan kerja sama bisnis dan untuk mengurangi risiko dari produk *weight loss*. Pabrik *Vinyl Chloride Monomer* yang akan didirikan di Cilegon, Banten mempertimbangkan tiga hal tersebut dimana target utama yaitu konsumen VCM yang mayoritas berada di Pulau Jawa, Cilegon, Banten. Selain itu akses ke negara lain untuk meningkatkan keuntungan bisnis seperti impor juga lebih mudah karena dekat dengan laut. Selain tiga hal diatas, pabrik *Vinyl Chloride Monomer* merupakan pabrik dengan produk *weight loss* yang artinya produk lebih ringan dibandingkan bahan baku sehingga lebih menguntungkan jika pabrik berada dekat dengan lokasi bahan baku. Bahan baku EDC akan dipasok dari PT. Asahimas Chemical dan PT. Sulfindo Adiusaha yang berlokasi di Cilegon. Tabel 4.1 memperlihatkan konsumen *Vinyl Chloride Monomer* dalam negeri.

Tabel 4. 1 Konsumen *Vinyl Chloride Monomer* (VCM) dalam Negeri

<b>Industri</b>	<b>Produk</b>	<b>Provinsi</b>
PT. Asahimas Chemical	PVC Resin	Banten
PT. Standart Toyo Polymer	PVC Resin	Banten
PT. Satomo Indovyl Polimer	PVC Resin	Banten
PT. Sulfindo Adi Usaha	PVC Resin	Banten
PT. Eastern Polymer	PVC Resin	DKI Jakarta
PT. Siam Maspiom Polymer	PVC Resin	Jawa Timur
PT. TPC Indo Plastic & Chemical	PVC Resin	Jawa Timur

(Sumber: <http://regionalinvestment.com>)



### **4.1.3 Ketersediaan Energi, Air, dan Utilitas Lainnya**

Utilitas suatu pabrik juga merupakan salah satu faktor penting dalam penentuan lokasi suatu pabrik. Dalam operasinya, pabrik membutuhkan air, energi (listrik), *steam*, dan kebutuhan utilitas lainnya untuk keperluan proses, pendingin, pemadam kebakaran, maupun keperluan rumah tangga pabrik. Oleh karena itu, lokasi pabrik hendaknya berdekatan dengan sumber air seperti sungai, waduk, atau laut sehingga ketersediaan air terjamin. Sumber energi terutama energi listrik dapat dipenuhi dengan instalasi kabel listrik yang bekerja sama dengan Perusahaan Listrik Negara (Djing, 1960). Di Cilegon, Banten kebutuhan air dapat dipasok dari PT. Krakatau Tirta Industri, serta kebutuhan listrik dari PLN, dan sekitarnya.

### **4.1.4 Ketenagakerjaan**

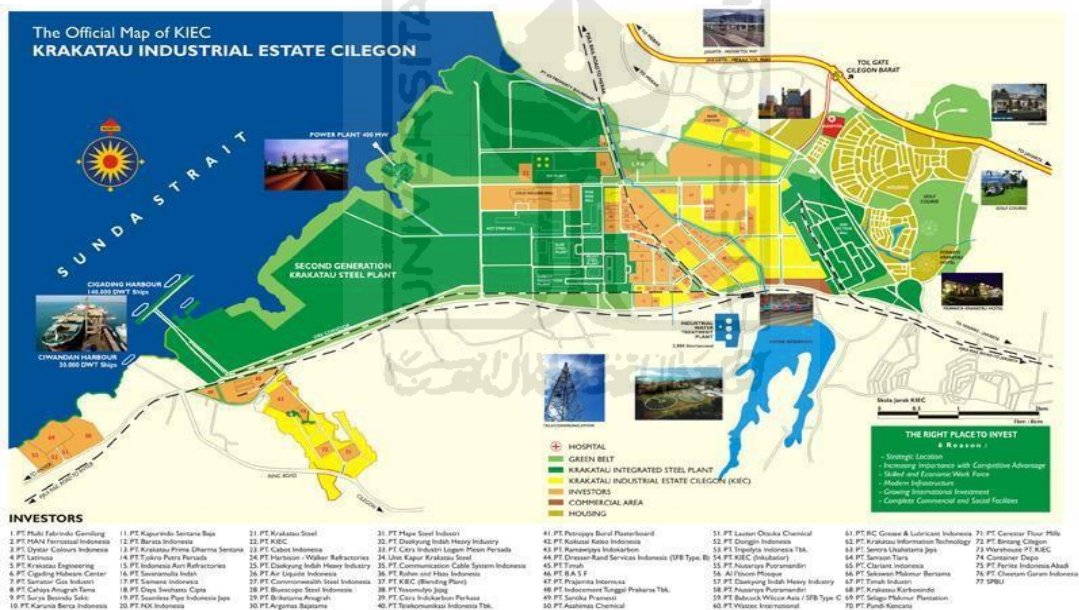
Tenaga kerja merupakan pihak yang menjalankan proses produksi pabrik, sehingga performa tenaga kerja mempengaruhi kinerja pabrik. Pertimbangan ketenagakerjaan antara lain tenaga kerja harus memenuhi kriteria dan keahlian masing – masing di bidangnya, produktivitas, dan pendapatan minimum daerah. Maka dipilih lokasi yang sanggup memenuhi spesifikasi tersebut agar jalannya produksi lancar (Djing, 1960).

### **4.1.5 Transportasi**

Transportasi merupakan salah satu sarana dan prasarana industri yang sangat penting, baik transportasi bahan baku dan transportasi untuk pemasaran. Lokasi pabrik harus didukung dengan infrastruktur transportasi

yang baik, melalui jalur darat maupun laut. Transportasi juga dipengaruhi dari jenis produk baik *weight loss* atau *weight gain*. Pabrik *Vinyl Chloride Monomer* merupakan pabrik dengan produk *weight loss* dan akan lebih menguntungkan jika berada lebih dekat dengan bahan baku (Djing, 1960).

Dengan pertimbangan faktor-faktor diatas maka Cilegon, Banten menjadi pilihan lokasi pabrik tepatnya di Kawasan Industrial Estate Cilegon (KIEC). Krakatau Industrial Estate Cilegon terletak di Kawasan Industri yang dikelilingi daerah perbukitan dan laut serta memiliki kondisi tanah yang sesuai untuk bangunan maupun pabrik.



Gambar 4.1 Peta Kawasan Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC)

## 4.2 Tata Letak Pabrik dan Peralatan Proses

### 4.2.1 Layout Pabrik

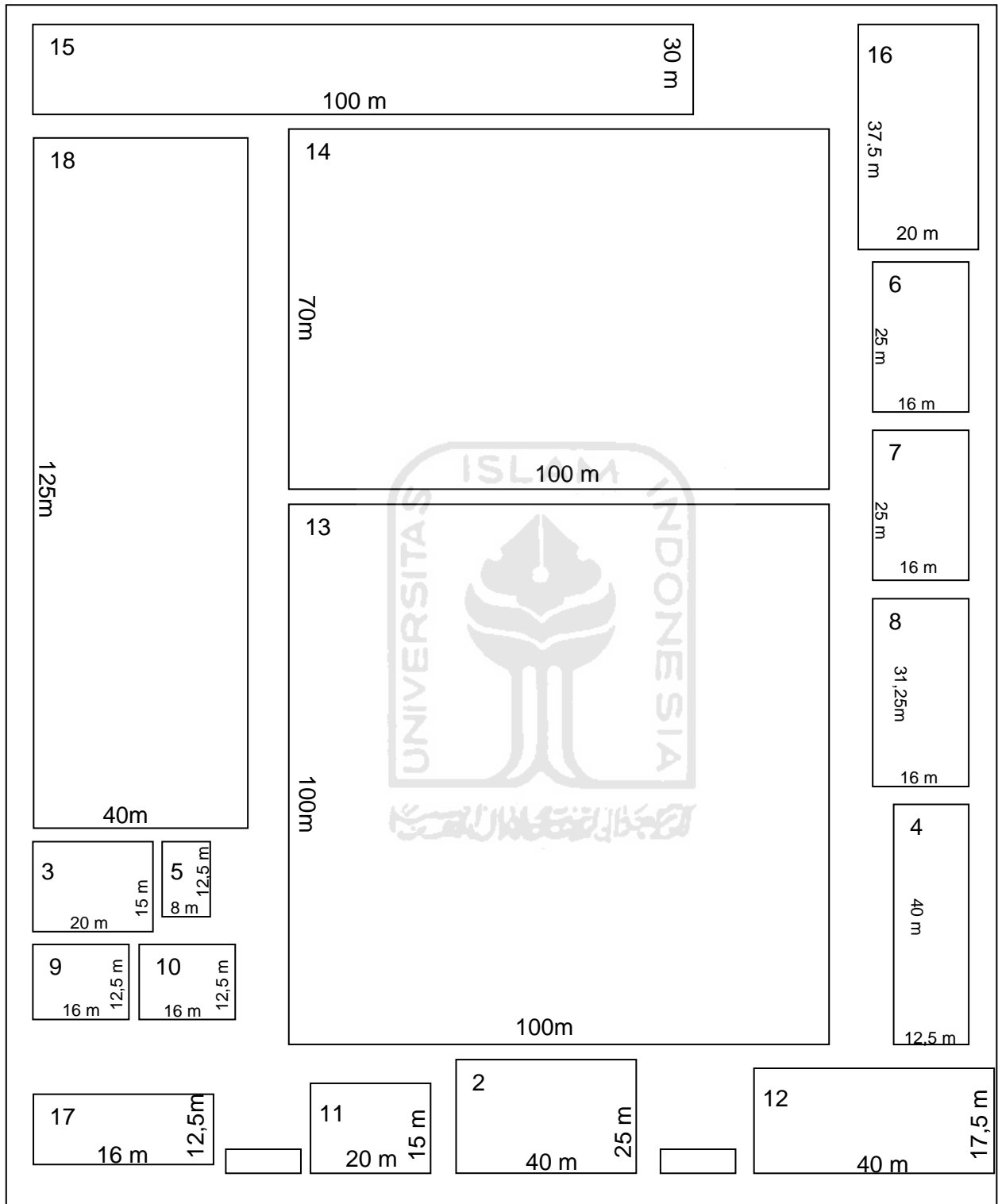
Tata letak pabrik merupakan salah satu hal terpenting dalam dunia industri. Tata letak pabrik yang terencana dengan baik akan ikut

menentukan efisiensi dan efektivitas kegiatan produksi dan dalam beberapa hal akan turut serta menunjang keberhasilan pabrik itu sendiri. Bila ditinjau secara umum, tujuan utama dari tata letak pabrik ialah mengatur area kerja dan segala fasilitas produksi yang paling ekonomis untuk operasi produksi aman dan nyaman sehingga akan dapat meningkatkan moral kerja yang baik dari operator.

Manfaat tata letak pabrik diantaranya:

1. Meningkatkan output produksi
2. Mengurangi waktu proses pemindahan bahan
3. Penghematan penggunaan area (produksi, gudang, *service*, dan lain sebagainya)
4. Peningkatan pendayagunaan pemakaian alat, tenaga kerja dan fasilitas produksi
5. Menghindari ketidakteraturan
6. Memperbaiki moral dan kepuasan kerja

Susunan tata letak pabrik haruslah dapat memperlancar proses distribusi bahan-bahan menjadi lebih baik, cepat, dan efisien. Berikut *layout* pabrik *Vinyl Chloride Monomer* kapasitas 160.000 ton/tahun:



Skala 1:1000

Gambar 4.2 *Layout Pabrik*

Perincian penggunaan tanah:

Tabel 4. 2 Perincian Luas Penggunaan Tanah

No	Area	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos Keamanan	4	12,5	50
2	Gedung Kantor Utama	25	40	1000
3	Kantin	20	15	300
4	Laboratorium	40	12,5	500
5	Fire Safety	8	12,5	100
6	Gudang	25	16	400
7	Bengkel	25	16	400
8	CCR (Ruang Kontrol)	31,25	16	500
9	Musholla	12,5	16	200
10	Klinik	12,5	16	200
11	Aula Pertemuan	20	15	300
12	Lapangan Parkir	40	17,5	700
13	Unit Proses	100	100	10000
14	Unit Utilitas	70	100	7000
15	Unit Pengolahan Limbah	100	30	3000
16	Jetty Pelabuhan	20	37,5	750
17	Jalan, Taman	12,5	16	2000
18	Daerah Perluasan Pabrik	125	40	5000
<b>Total</b>				<b>32400</b>

#### 4.2.2 Layout Peralatan Proses

Dalam perencanaan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan (Moran, 2016), yaitu:

#### **4.2.3 Aliran bahan baku dan Produk**

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

#### **4.2.4 Aliran udara**

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar, hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga membahayakan keselamatan pekerja, disamping itu perlu diperhatikan arah hembusan angin.

#### **4.2.5 Cahaya**

Penerangan seluruh pabrik harus memadai, dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

#### **4.2.6 Tata Letak Alat Proses**

Dalam menetapkan alat-alat proses pada pabrik, biaya operasi diusahakan dapat ditekan. Selain itu, kelancaran dan keamanan produksi pabrik dapat terjamin, sehingga keuntungan dari segi ekonomi dapat tercapai pula. Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai

- c. Biaya material *handling* menjadi rendah dan menyebabkan turunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting
- d. Karyawan mendapat kepuasan kerja agar dapat meningkatkan produktivitas kerja

#### **4.2.7 Kelancaran Lalu Lintas**

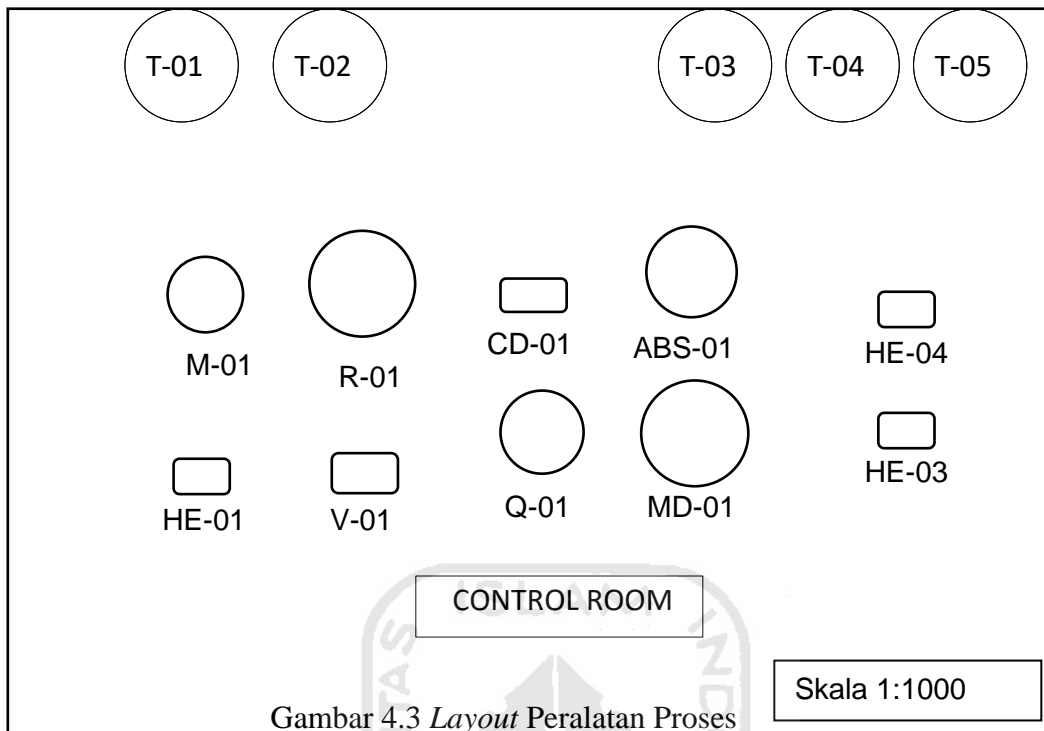
Kelancaran lalu lintas barang dan manusia juga berpengaruh terhadap jalannya proses produksi. Hal ini perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah, supaya apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera ditangani, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu mendapatkan prioritas utama.

#### **4.2.8 Pertimbangan Ekonomi**

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

#### **4.2.9 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 proses lainnya.



Gambar 4.3 *Layout* Peralatan Proses

## 4.3 Alir Proses dan Material

### 4.3.1 Neraca Massa

Basis perhitungan neraca massa :

Kapasitas produk : 160.000 ton/tahun

Diambil dalam 1 tahun : 330 hari kerja

1 hari Kerja : 24 jam

Basis perhitungan : 1 jam

$$= \left[ \frac{160.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \right] \times \left[ \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \right] \times \left[ \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \right] \times \left[ \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right]$$

$$= 20202,0202 \text{ kg/jam}$$



### 4.3.2 Neraca Massa Total

Tabel 4. 3 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)			
	M1	M21	M15	M22	M19	M23
EDC	67350,5210	0	10,1010	0	3011,6908	0
TCE	7,0107	0	0	0	7,0107	0
VCM	0	0	20191,9192	0	1,5101	0
HCl	0	0	0	0	0	35641,3527
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0	0	0	8493,9471	0	0,0000
H <sub>2</sub> O	0	89103,3818	0	5940,2255	0	83163,1564
Total	67357,5317	89103,3818	20202,0202	14434,1726	3020,2116	118804,5091
	156460,9136		156460,9136			

### 4.3.3 Neraca Massa Reaktor

Tabel 4. 4 Neraca Massa Reaktor

KOMPONEN	Input		Output	
	Arus 2		Arus 3	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
EDC	0,9989	108297,5238	0,4055	43968,7947
TCE	0,0009	102,3286	0,0009	102,3286
VCM	0,0002	20,5314	0,1864	20213,9607
HCl	0,0000	0	0,3287	35641,3527
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,0000	0	0,0783	8493,9471
H <sub>2</sub> O	0,0000	0	0,0000	0
Total	1,0000	108420,3839	1,0000	108420,3839
	108420,3839		108420,3839	

#### 4.3.4 Neraca Massa Quencher

Tabel 4. 5 Neraca Massa Quencher

KOMPONEN	Masuk				Keluar			
	Arus 3		Arus 11		Arus 7		Arus 8	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
EDC	0,4055	43968,7947	0,6840	17587,5179	0,4589	61556,3126	0,6840	1758,75
TCE	0,0009	102,3286	0,0016	40,9315	0,0011	143,2601	0,0016	4,09
VCM	0,1864	20213,9607	0,3144	8085,5843	0,2110	28299,5450	0,3144	808,56
HCl	0,3287	35641,3527	0,0000	0,0000	0,2657	35641,3527	0,0000	0,00
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,0783	8493,9471	0,0000	0,0000	0,0633	8493,9471	0,0000	0,00
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,00
Total	1,0000	108420,3839	1,0000	25714,0336	1,0000	131563,0141	1,0000	2571,40
	134134,4175				134134,4175			

#### 4.3.5 Neraca Massa Separator

Tabel 4. 6 Neraca Massa Separator

KOMPONEN	Masuk		Keluar			
	Arus 7		Arus 9		Arus 10	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
EDC	0,4589	61556,3126	0,0000	0,0000	0,6840	61556,3126
TCE	0,0011	143,2601	0,0000	0,0000	0,0016	143,2601
VCM	0,2110	28299,5450	0,0000	0,0000	0,3144	28299,5450
HCl	0,2657	35641,3527	0,8075	35641,3527	0,0000	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,0633	8493,9471	0,1925	8493,9471	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	134134,4175	1,0000	44135,2999	1,0000	89999,1176
	134134,4175		134134,4175			

#### 4.3.6 Neraca Massa *Splitter 1*

Tabel 4. 7 Neraca Massa *Splitter 1*

KOMPONEN	Masuk		Keluar			
	Arus 10		Arus 11		Arus 12	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
EDC	0,6840	61556,3126	0,6840	17587,5179	0,6840	43968,7947
TCE	0,0016	143,2601	0,0016	40,9315	0,0016	102,3286
VCM	0,3144	28299,5450	0,3144	8085,5843	0,3144	20213,9607
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>89999,1176</b>	<b>1,0000</b>	<b>25714,0336</b>	<b>1,0000</b>	<b>64285,0840</b>
	<b>89999,1176</b>		<b>89999,1176</b>			

#### 4.3.7 Neraca Massa Menara Distilasi

Tabel 4. 8 Neraca Massa Menara Distilasi

KOMPONEN	Masuk		Keluar			
	Arus 12		Arus 15		Arus 16	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
EDC	0,6840	43968,7947	0,0005	10,1010	0,9972	43958,6937
TCE	0,0016	102,3286	0,0000	0,0000	0,0023	102,3286
VCM	0,3144	20213,9607	0,9995	20191,9192	0,0005	22,0415
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>64285,0840</b>	<b>1,0000</b>	<b>20202,0202</b>	<b>1,0000</b>	<b>44083,0638</b>
	<b>64285,0840</b>		<b>64285,0840</b>			

#### 4.3.8 Neraca Massa *Splitter 2*

Tabel 4. 9 Neraca Massa *Splitter 2*

KOMPONEN	Masuk		Keluar			
	Arus 18		Arus 19		Arus 20	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
EDC	0,9972	43958,6937	0,9972	3011,6908	0,9972	40947,0029
TCE	0,0023	102,3286	0,0023	7,0107	0,0023	95,3179
VCM	0,0005	22,0415	0,0005	1,5101	0,0005	20,5314
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>44083,0638</b>	<b>1,0000</b>	<b>3020,2116</b>	<b>1,0000</b>	<b>41062,8522</b>
	<b>44083,0638</b>			<b>44083,0638</b>		

#### 4.3.9 Neraca Massa *Mixer*

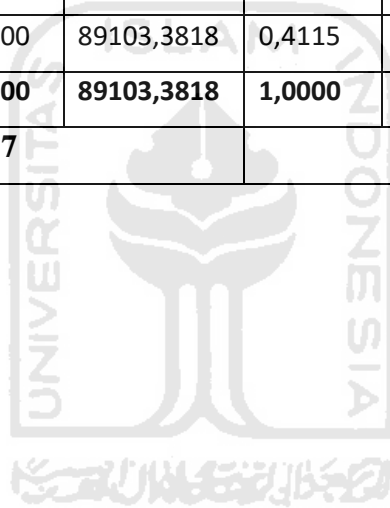
Tabel 4. 10 Neraca Massa *Mixer*

KOMPONEN	Masuk				Keluar	
	Arus 1		Arus 20		Arus 2	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
EDC	0,9999	67350,5210	0,9972	40947,0029	0,9989	108297,5238
TCE	0,0001	7,0107	0,0023	95,3179	0,0009	102,3286
VCM	0,0000	0,0000	0,0005	20,5314	0,0002	20,5314
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>67357,5317</b>	<b>1,0000</b>	<b>41062,8522</b>	<b>1,0000</b>	<b>108420,3839</b>
	<b>108420,3839</b>				<b>108420,3839</b>	

### 4.3.10 Neraca Massa Absorber

Tabel 4. 11 Neraca Massa Absorber

KOMPONEN	Masuk				Keluar			
	Arus 9		Arus 21		Arus 22		Arus 23	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
EDC	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
TCE	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
VCM	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HCl	0,8075	35641,3527	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,3000	35641,3527
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,1925	8493,9471	0,0000	0,0000	0,5885	8493,9471	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	1,0000	89103,3818	0,4115	5940,2255	0,7000	83163,1564
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>44135,2999</b>	<b>1,0000</b>	<b>89103,3818</b>	<b>1,0000</b>	<b>14434,1726</b>	<b>1,0000</b>	<b>118804,5091</b>
	<b>133238,6817</b>				<b>133238,6817</b>			



#### 4.3.11 Neraca Panas

#### 4.3.12 Neraca Panas *Mixer*

Tabel 4. 12 Neraca Panas *Mixer*

Komponen	Panas Masuk		Panas Keluar
	Q1	Q22	Q2
EDC	425714,6968	7907681,2985	8346035,9302
TCE	39,9160	16688,8605	7130,9265
VCM	0,0000	4845,5304	1803,4455
Total	8354970,3022		8354970,3022

#### 4.3.13 Neraca Panas Ekonomizer (HE)

Tabel 4. 13 Neraca Panas Ekonomizer (HE)

Komponen	Panas Masuk		Panas Keluar
	Q2	Qf1	Q3
EDC	8346035,9302	0,0000	26666261,9017
TCE	7130,9265	0,0000	22834,6187
VCM	1803,4455	0,0000	6475,1461
Natural Gas	0,0000	18340601,3643	0,0000
Total	26695571,6665		26695571,6665

#### 4.3.14 Neraca Panas *Heat Exchanger 2*

Tabel 4. 14 Neraca Panas *Heat Exchanger 2*

Komponen	Panas Masuk		Panas Keluar	
	Q4	Q6	Q5	Q7
EDC	24093003,7347	27735165,3434	36377150,7175	22448910,0701
TCE	18913,8229	52655,1577	28418,1272	42844,9229
VCM	5118,0191	14410419,5037	7757,4883	11647187,3889
HCl	0,0000	16409312,7583	0,0000	13712913,1814
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,0000	10343581,0981	0,0000	8485109,7218
Total	93068169,4379		93068169,4379	

#### 4.3.15 Neraca Panas Vaporizer

Tabel 4. 15 Neraca Panas Vaporizer

Komponen	Panas Masuk		Panas Keluar	
	Q3	Q7	Q4	Q8
EDC	26666261,9017	22448910,0701	41958931,5316	16112159,4072
TCE	22834,6187	42844,9229	37915,1866	30958,3552
VCM	6475,1461	11647187,3889	5118,0191	8338258,2835
HCl	0,0000	13712913,1814	0,0000	10337782,3924
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,0000	8485109,7218	0,0000	6211413,7759
<b>Total</b>	<b>83032536,9516</b>		<b>83032536,9516</b>	

#### 4.3.16 Neraca Panas Reaktor

Tabel 4. 16 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
	Q5	Q6
EDC	36377150,7175	27735165,3434
TCE	28418,1272	52655,1577
VCM	7757,4883	14410419,5037
HCl	0,0000	16409312,7583
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,0000	10343581,0981
Q Reaksi	133630457,1340	0,0000
Q <sub>298</sub>	0,0000	101092649,6058
<b>Total</b>	<b>170043783,4670</b>	<b>170043783,4670</b>

#### 4.3.17 Neraca Panas Quencher

Tabel 4. 17 Neraca Panas Quencher

Komponen	Panas Masuk		Panas Keluar
	Q8	Q13	Q9
EDC	16112159,4072	904512,4836	21738002,9545
TCE	30958,3552	1901,1532	42699,1024
VCM	8338258,2835	466801,2048	9821167,0050
HCl	10337782,3924	0,0000	6848256,0514
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	6211413,7759	0,0000	3953661,9426
<b>Total</b>	<b>42403787,0559</b>		<b>42403787,0559</b>

#### 4.3.18 Neraca Panas Kondensor

Tabel 4. 18 Neraca Panas Kondensor

Komponen	Panas Masuk		Panas Keluar	
	Q9	Qc in	Q10	Qc out
EDC	-5428430,9754	0,0000	-43064185,3179	0,0000
TCE	-6555,2743	0,0000	-87299,0523	0,0000
VCM	-6478093,7728	0,0000	-34279283,4081	0,0000
HCl	5108528,4111	0,0000	-8965159,0005	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	3339622,4420	0,0000	-5665871,5783	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	95526727,5265
<b>Total</b>	<b>3464929,1694</b>		<b>3464929,1694</b>	

#### 4.3.19 Neraca Panas Cooler 1

Tabel 4. 19 Neraca Panas Cooler 1

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
	Q10	Q12
EDC	8637758,2745	3165793,6927
TCE	18215,6426	6654,0363
VCM	4719428,9395	1633804,2167
H <sub>2</sub> O	0,0000	8569150,9110
<b>Total</b>	<b>13375402,8567</b>	<b>13375402,8567</b>



#### 4.3.20 Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 4. 20 Neraca Panas Menara distilasi

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar	
	Q15	Q16	Q17
EDC	3084755,0413	229,6024	7966373,2797
TCE	6483,2575	0,0000	16812,8591
VCM	1590792,9707	507346,6614	4886,1363
Qr	16694678,0947	0,0000	0,0000
Qc	0,0000	12881060,8253	0,0000
<b>Total</b>	<b>21376709,3642</b>	<b>21376709,3642</b>	

#### 4.3.21 Neraca Panas Expander

Tabel 4. 21 Neraca Panas Expander

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
	Q14	Q15
EDC	3165793,6927	3084755,0413
TCE	6654,0363	6483,2575
VCM	1633804,2167	1590792,9707
Q turbin	0,0000	124220,6761
<b>Total</b>	<b>4806251,9456</b>	<b>4806251,9456</b>

#### 4.3.22 Neraca Panas Absorber

Tabel 4. 22 Neraca Panas Absorber

Komponen	Input		Output	
	Q18	Q19	Q20	Q21
HCl	0,0000	211330,4718	0,0000	192936,1481
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,0000	108676,8574	220121,6681	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	166704,9204	698058,2526
Q pelarutan	73040361,2225	0,0000	0,0000	0,0000
Q intercooler	0,0000	0,0000	72082547,5625	0,0000
<b>Total</b>	<b>73360368,5517</b>		<b>73360368,5517</b>	

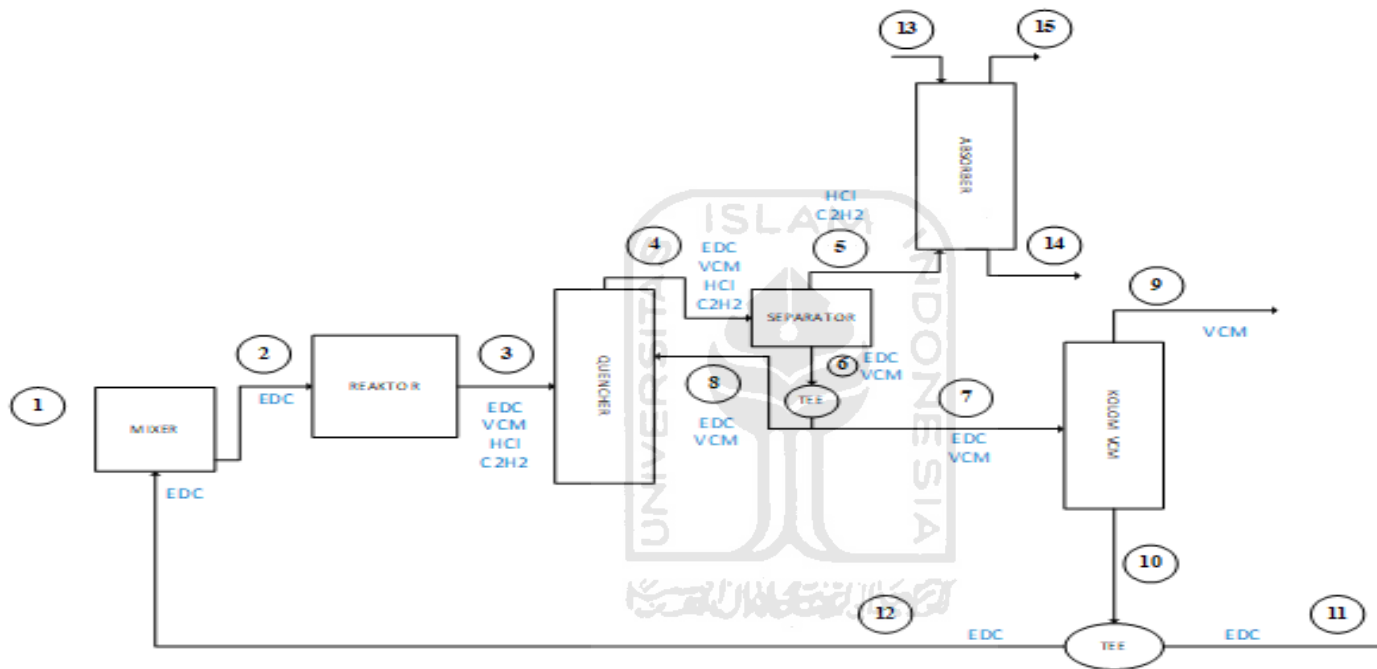
#### 4.3.23 Neraca Panas Cooler 2

Tabel 4. 23 Neraca Panas Cooler 2

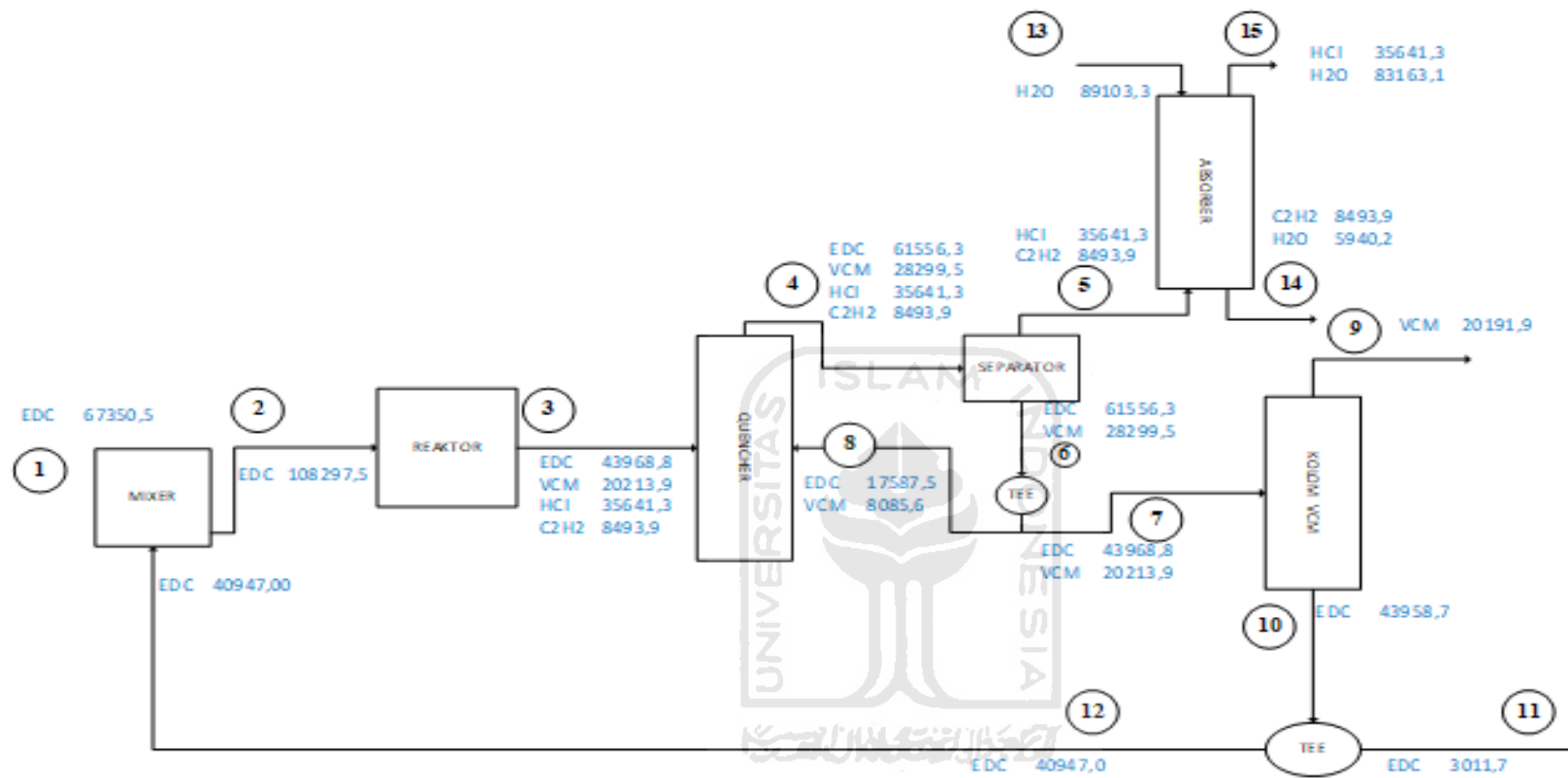
Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
	Q16	Q23
EDC	229,6024	127,9969
TCE	0,0000	0,0000
VCM	507346,6614	281437,4993
Q pendingin	-226010,7677	0,0000
<b>Total</b>	<b>281565,4962</b>	<b>281565,4962</b>



#### 4.4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram alir kualitatif



Gambar 4.5 Diagram alir kuantitatif

## 4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik *Vinyl Chloride Monomer* ini adalah dengan penyediaan utilitas. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Unit utilitas berfungsi menyediakan bahan penunjang proses pada pabrik. Unit utilitas pada prarancangan pabrik *Vinyl Chloride Monomer* dibagi menjadi beberapa bagian:

1. Unit Pengadaan Air
2. Unit Pengadaan Uap Air (*Steam*)
3. Unit Pengadaan Udara Tekan
4. Unit Pengadaan Listrik
5. Unit Pengadaan Bahan Bakar
6. Unit Laboratorium
7. Unit Pengolahan Limbah dan Limbah B3

### 4.5.1 Unit Pengadaan Air

Unit pengadaan air bertugas menyediakan kebutuhan air untuk keperluan teknis dan non teknis seperti air pendingin, air

boiler dan air pemadam kebakaran. Dalam prarancangan pabrik *Vinyl Chloride Monomer* ini, sumber air yang digunakan berasal dari air laut dengan alasan lokasi pabrik yang dekat dengan laut dan ketersediaan yang besar dan dapat diperoleh secara kontinyu. Sebelum didistribusikan ke proses, air laut harus ditreatment terlebih dahulu untuk memenuhi standar mutu air agar dapat digunakan sesuai kebutuhannya.

Berikut jenis-jenis kebutuhan air pada pabrik :

#### **4.5.1.1 Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)**

Merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan *steam* untuk kelangsungan proses. Ada beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan *boiler* diantaranya zat-zat penyebab korosi, kerak dan *foaming* (Nalco, 2017; Pincus, 1987). Agar boiler dapat bekerja maksimal, air umpan boiler perlu diolah terlebih dahulu.

Adapun syarat air umpan *boiler*, yaitu:

- a) Tidak membuih (berbusa)
- b) Tidak membentuk kerak dalam reboiler
- c) Tidak menyebabkan korosi pada pipa

#### **4.5.1.2 Air Pendingin (*Cooling Water*)**

Air pendingin digunakan sebagai media pendingin pada alat *cooler* dan kondensor. Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

- a) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b) Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c) Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e) Tidak terdekomposisi

#### **4.5.1.3 Air Sanitasi**

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- a) Syarat fisika, meliputi:
  - Suhu : dibawah suhu udara
  - Warna :jernih
  - Rasa : tidak berasa
  - Bau : tidak berbau

b) Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bahan beracun.
- Tidak mengandung bakteri terutama panthogen yang dapat merubah fisik air.

#### **4.5.1.4 Air Hidran**

Air hidran atau air pemadam kebakaran sangat diperlukan jika suatu saat terjadi musibah kebakaran pada bagian dari pabrik. Penggunaan air untuk keperluan ini tidak dilakukan secara rutin dan kontinyu tetapi hanya bersifat insidental hanya saat terjadi kebakaran. Air hidran tidak menyangkut proses sehingga tidak membutuhkan spesifikasi yang kompleks, Air hidran disuplai dari unit desalinasi air laut. Dalam prakteknya kebutuhan air disalurkan melalui pipa hidran yang tersambung melalui saluran yang melintasi seluruh lokasi pabrik. Pipa-pipa hidran dipersiapkan pada lokasi pabrik yang cukup strategis dengan pertimbangan utama adalah pada kemudahan pencapaian pada semua lokasi pabrik. Selain itu disediakan pula *portable fire fighting equipment* (Hickey, 2008).

#### **4.5.2 Unit Pengolahan Air Laut**

Air sebagai utilitas pabrik harus memenuhi berbagai persyaratan sehingga air laut harus diolah terlebih dahulu. Air laut yang



digunakan diperoleh dari laut Jawa untuk keperluan air pendingin, air umpan *boiler*, air sanitasi dan air hidran.

#### 4.5.2.1 Unit Sea Water Intake

*Sea water intake* adalah penyediaan bahan baku air laut, Dari *sea water intake* tersebut, air laut disaring dengan *screener* untuk mencegah kotoran-kotoran yang berukuran besar masuk kedalam sistem pemroses. Untuk membersihkan *screener* digunakan *traversing trash rake*. Kotoran yang berhasil diambil kemudian dikumpulkan di dalam *trash basket*.

#### 4.5.2.2 Unit Desalinasi

Unit ini bertujuan memproduksi air desalinasi (air tawar) dari air laut. Pada prarancangan pabrik ini akan digunakan sistem *Reverse Osmosis* (RO) sebagai sistem desalinasinya *Reverse Osmosis* adalah suatu metode penyaringan yang dapat menyaring berbagai molekul besar dan ion-ion dari air laut seperti ion  $\text{Na}^+$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{K}^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ , dan  $\text{CO}_3^{2-}$ . Membran yang digunakan bersifat selektif (semi-permeable) atau bisa memilah, artinya membran tersebut hanya bisa dilewati zat pelarutnya (atau bagian lebih kecil dari larutan) dan tidak bisa dilewati zat terlarut seperti molekul berukuran besar dan ion-ion air laut.

*Reverse osmosis* dilakukan dengan cara memberikan tekanan pada bagian larutan dengan konsentrasi tinggi menjadi melebihi

tekanan pada bagian larutan dengan konsentrasi rendah. Sehingga larutan akan mengalir dari konsentrasi tinggi (kadar air rendah) ke konsentrasi rendah (kadar air tinggi). Air hasil desalinasi disebut permeat sementara air yang membawa kontaminan disebut konsentrat (*Reject stream*).

Secara umum proses desalinasi menggunakan membran terdiri dari 4 tahapan utama yaitu:

1. *Pretreatment*

Air umpan pada tahap *pretreatment* disesuaikan dengan membran dengan cara memisahkan padatan tersuspensi, menyesuaikan pHm dan menambahkan inhibitor untuk mengontrol *scaling*.

2. *Pressurization*

Pompa akan meningkatkan tekanan dari umpan yang sudah melalui proses *pretreatment* mencapai tekanan operasi yang sesuai dengan membran dan salinitas air umpan.

3. *Membrane Separation*

Membran akan menghalangi aliran garam terlarut sementara membran akan membiarkan alir produk terdesalinasi lewat. Efek permeabilitas membran ini akan menyebabkan terbentuknya dua aliran yaitu aliran produk bersih dan aliran brine terkonsentrasi.

Membran RO memiliki berbagai jenis konfigurasi diantaranya *spiral wound* dan *hollow fine fiber membranes*.

#### 4. *Post Treatment stabilization*

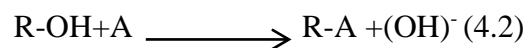
Air produk hasil pemisahan dengan membran biasanya membutuhkan penyesuaian pH sebelum dialirkan ke sistem distribusi.

#### 4.5.2.3 Unit Demineralisasi

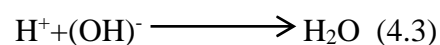
Unit ini berfungsi menghasilkan *demin water* untuk memenuhi kebutuhan produksi *steam*. Adapun prinsip resin penukar ion positif atau kation akan menyerap ion mineral bermuatan positif (misalnya  $M^+$ ) dan resin akan melepas ion hidrogen sesuai dengan reaksi :



Resin penukar ion negatif atau anion menyerap ion mineral bermuatan negatif (misal  $A^-$ ) dan resin akan melepas hidroksi ( $OH^-$ ) sesuai reaksi :



Pada proses penangkapan ion positif dan negatif tersebut akan terlepas ion H (hidrogen) dan ion OH (hidroksil) yang bereaksi membentuk  $H_2O$  dengan reaksi :



Bila ion penukar (resin) telah jenuh dengan ion yang terikat, maka kemampuannya untuk mengikat mineral turun sehingga banyak mineral yang lolos. Kejenuhan resin ditandai dengan tingginya konduktivitas air yang dihasilkan. Oleh karena itu perlu diadakan regenerasi dengan menggunakan asam kuat dan basa kuat untuk menghilangkan mineral-mineral yang terikat pada resin penukar ion tersebut. Resin kation diregenerasi menggunakan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) dan resin anion diregenerasi menggunakan caustic soda ( $NaOH$ ).

Reaksi Regenerasi :



#### 4.5.2.4 Unit Deaerasi

Deaerator adalah tempat dimana air umpan *boiler* ditampung dan diolah untuk menghilangkan gas-gas terutama oksigen dan karbondioksida yang terlarut didalamnya dengan cara pemanasan, dan mereaksikannya dengan bahan kimia. Gas-gas ini perlu dihilangkan untuk mengurangi terjadinya korosi.

Deaerasi dapat dilakukan dengan dua cara yaitu mekanis dan kimiawi. Pada cara mekanis prinsip pelepasan gas-gas di deaerator adalah kelarutan  $O_2$  turun jika tekanan parsial  $O_2$  turun dan jika temperatur sistem naik. Untuk menurunkan tekanan

parsial O<sub>2</sub> di BFW (*Boiler Feed Water*) digunakan *steam* (*LP steam*) sebagai media *stripping* gas-gas di dalam deaerator, O<sub>2</sub> yang terlarut akan berpindah dari tekanan parsial yang lebih tinggi ke tekanan parsial yang lebih rendah (*steam*). Campuran *steam* dan gas-gas yang telah dipisahkan dibuang ke atmosfer. Terdapat 2 tipe deaerator yang umum digunakan yaitu tipe tray dan tipe spray (McDonald,2006)

### 4.5.3 Kebutuhan Air

#### 4.5.3.1 Kebutuhan Air Pendingin

Unit *fresh cooling water* menghasilkan air pendingin yang dibutuhkan untuk proses.

Tabel 4. 24 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Kondensor Parsial	CD-01	2281777,55
Kondensor Kolom VCM	CD-02	307680,54
Cooler 1	CL-01	204685,08
Cooler 2	CL-02	5398,56
Intercooler Absorber		1721783,45
Total		4521325,18

Perancangan dibuat *overdesign* sebesar 10%, maka kebutuhan air pendingin menjadi 116451,693 kg/jam

#### 4.5.3.2 Kebutuhan Air Steam

Kebutuhan *steam* pada prarancangan pabrik *Vinyl Chloride Monomer* ini dapat dilihat pada Tabel berikut

Tabel 4. 25 Kebutuhan Air *Steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reboiler Kolom VCM	RB-1	6037,64

Perancangan dibuat *overdesign* 20% sehingga kebutuhan air *steam* menjadi 7245,17 kg/jam

#### 4.5.3.3 Kebutuhan Air Proses

Pada pabrik *Vinyl Chloride Monomer* air kebutuhan proses yang diperlukan sebesar 106924,06 kg/jam yang digunakan untuk keperluan proses di Absorber.

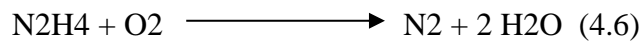
#### 4.5.3.4 Kebutuhan Service Water

Kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum (*service water*) seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran sebesar 695 kg/jam.

#### 4.5.4 Unit Penyediaan Steam

Sistem penyedia *steam* terdiri dari deaerator dan *boiler*. Proses deaerasi terjadi dalam deaerator berfungsi untuk membebaskan air bebas mineral (*demin water*) dari komponen udara melalui *spray*, *sparger* yang berkontak secara *counter current* dengan *steam*. *Demin water* yang sudah bebas dari

komponen udara ditampung dalam drum dari deaerator. Deaerator memiliki waktu tinggal 12 jam. Larutan hidrazin diinjeksikan ke dalam deaerator untuk menghilangkan oksigen terlarut dalam air bebas mineral dengan reaksi:



#### 4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara pneumatic. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 9,3520 m<sup>3</sup>/jam pada tekanan 5,5 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan *compressor* yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi silica gel untuk menyerap kandungan air.

#### 4.5.6 Unit Penyediaan Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik dalam pabrik, diambil dari PLN dan sebagai cadangan adalah generator set untuk menghindari gangguan-gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Kebutuhan listrik dapat dibagi:

1. Listrik untuk keperluan proses
2. Listrik untuk keperluan pengolahan air
3. Listrik untuk penerangan dan AC
4. Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi

Pada perancangan pabrik *Vinyl Chloride Monomer* ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik

PLN dan generator set sebagai cadangan. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik (AC) dengan pertimbangan:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya jika disediakan sendiri (*Genset*), kesinambungan akan tetap dijaga, tetapi biaya bahan bakar dan perawatannya harus diperhatikan.

Generator ini berfungsi untuk menyediakan listrik bagi bahan-bahan yang tidak boleh berubah-ubah tenaganya. Generator yang digunakan arus bolak-balik (AC) sistem 3 *phase*. Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi:

1. Listrik untuk keperluan alat proses
2. Kebutuhan listrik untuk peralatan utilitas
3. Listrik untuk kantor
4. Alat kontrol



Kebutuhan listrik untuk alat proses:

Tabel 4. 26 Kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Mixer	M-01	150,000	111855,000
Expander Gas	EXP-01	0,072	53,690
Expander Liquid	EXP-02	47,000	35047,900
Expander Liquid	EXP-03	16,000	11931,200
Pompa-01	P-01	3,000	2237,100
Pompa-02	P-02	2,000	1491,400
Pompa-03	P-03	1,000	745,700
Pompa-04	P-04	1,000	745,700
Pompa-05	P-05	3,000	2237,100
<b>Total</b>		<b>223,072</b>	<b>166344,790</b>

Kebutuhan listrik untuk alat utilitas:

Tabel 4. 27 Kebutuhan listrik alat utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Cooling Tower	CT-01	2,000	1491,400
Udara Tekan	UT-01	1,000	745,700
Pompa-01	P-01	7,500	5592,750
Pompa-02	P-02	7,500	5592,750
Pompa-03	P-03	7,500	5592,750
Pompa-04	P-04	7,500	5592,750
Pompa-05	P-05	0,050	37,285
Pompa-06	P-06	0,050	37,285
Pompa-07	P-07	3,000	2237,100
Pompa-08	P-08	3,000	2237,100
Pompa-09	P-09	3,000	2237,100
Pompa-10	P-10	3,000	2237,100
Pompa-11	P-11	0,167	124,283
<b>Total</b>		<b>45,267</b>	<b>33755,353</b>

Kebutuhan listrik utilitas dan keperluan lain seperti alat-alat control, instrumentasi dan penerangan sebesar 30 Kw. Jadi total kebutuhan listrik adalah 450,2128 Kw. Energi utama diperoleh dari listrik PLN dengan kekuatan 3500 Kw dengan bahan bakar solar.

#### **4.5.7 Unit Pengadaan Bahan Bakar**

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada furnace. Pada perancangan ini digunakan bahan bakar jenis solar untuk generator sedangkan untuk *furnace* digunakan bahan bakar jenis *fuel oil*. Untuk menjalankan generator digunakan bahan bakar:

- Tipe bahan : *Natural Gas*
- Heating value : 22199,5879 Btu/lb
- Efisiensi bahan bakar : 75%
- Sg solar : 0,6

Kebutuhan bahan bakar untuk *furnace* diperoleh sebesar 3924,1260 kg/jam

Tabel 4. 28 Perbandingan Pemilihan Bahan Bakar

<b>Pembanding</b>	<b>LNG</b>	<b>LPG</b>
Kandungan	Didominasi oleh methane	Propane dan butane
Heating value	42-55 MJ/kg	46-51 MJ/kg
Penyimpanan	Tangki cryogenic (-120°C sampai -170°C)	Tangki silinder
Kelebihan	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Natural gas lebih ringan dari LPG lebih mudah ditangani bila ada kebocoran</li> <li>- O<sub>2</sub> yang dibutuhkan pada proses pembakaran lebih sedikit (10:1) dibanding LPG (25:1)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- lebih murah dibanding LNG</li> <li>- Menghasilkan energi lebih besar (2,516 BTUs) dibanding LNG (1,030 BTUs)</li> </ul>
Kekurangan	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Dari segi penyimpanan, dan transport memakan biaya lebih mahal</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Pembakaran LPG menghasilkan volume lebih sedikit per jamnya</li> </ul>

Bedasarkan kelebihan dan kekurangan yang ada di table, bahan bakar akan dipenuhi oleh LNG karena pembakarannya lebih cepat, dan membutuhkan O<sub>2</sub> yang lebih sedikit.

#### 4.5.8 Unit Laboratorium

Bagian laboratorium memegang peranan penting dalam suatu pabrik, karena dari laboratorium ini data-data tentang *raw material* dan produk akan diperoleh. Dengan data-data yang diberikan maka proses produksi akan selalu dapat dikontrol dan dijaga standar mutu sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Selain itu juga dapat digunakan untuk menganalisa baku mutu limbah yang keluar dari Unit Pengolahan Limbah. Tugas pokok laboratorium adalah sebagai berikut:

1. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dalam pemenuhan persyaratan yang dikenakan atautidak.
2. Sebagai pengontrol kualitas produk dalam pemenuhan standar yang berlaku.
3. Melakukan control dan analisa terhadap jalannya proses produksi yang ada kaitannya dengan tingkat pencemaran lingkungan yang meliputi polusi udara, limbah cair maupun limbah padat yang dihasilkan unit-unitproduksi.
4. Melakukan analisa dan control terhadap mutu air,air pendingin, air umpan *boiler* dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang proses produksi dan menjaga mutu produk, sedangkan peran yang lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan dari limbah, baik limbah padat, gas maupun limbah cair.

#### **4.5.9 Unit Pengolahan Limbah dan Limbah B3**

Limbah yang dihasilkan pada pabrik *Vinyl Chloride Monomer* ini terdiri atas tiga jenis, yakni limbah padat, gas, dan cair.

##### **a. Limbah Padat**

Limbah padat berupa limbah domestik seperti kertas, plastik dan sampah ditampung didalam bak penampungan untuk selanjutnya dikirim ke tempat pembuangan akhir.

##### **b. Limbah Cair**

Limbah cair pada perancangan pabrik VCM ini secara garis besar berasal dari limbah proses dan limbah rumah tangga.

- **Unit Pengolahan Air Buangan Sanitasi**

Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet di kawasan pabrik dan limbah proses dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan desinfektan Ca-hipoklorit.

- Air Berminyak dari Mesin Proses

Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain. Pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak dibagian atas dialirkan ke penampungan minyak dan pengolahannya dilakukan dengan pembakaran didalam tungku pembakaran, sedangkan air di bagian bawah dialirkan ke unit pengolahan menggunakan lumpur aktif sebelum dibuang ke lingkungan.

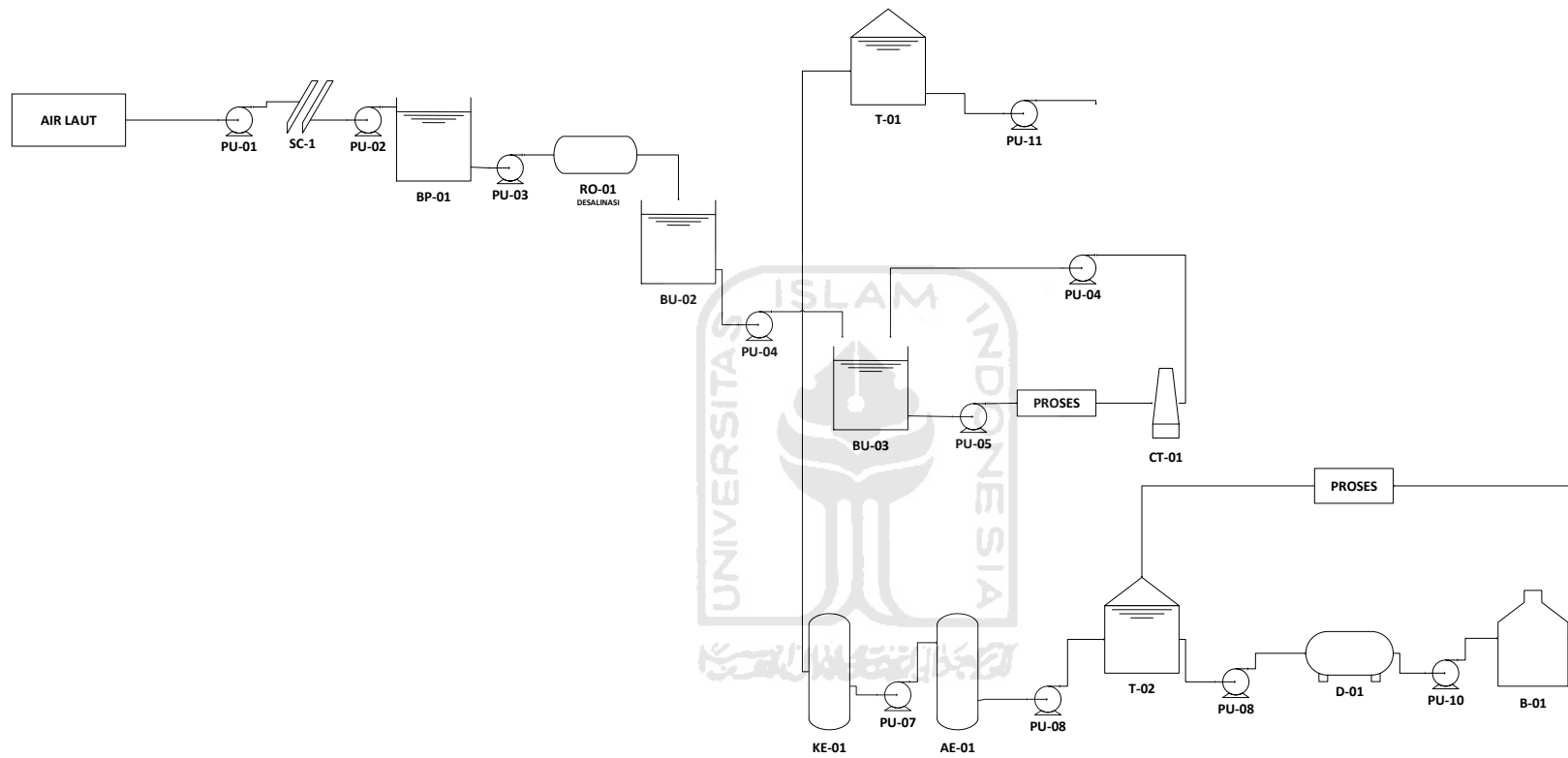
- Limbah *blowdown Ethylene Dichloride*

Limbah yang tidak dapat diolah sendiri akan dikirimkan ke Perusahaan Pengolahan Limbah dari pemerintah.

#### c. Limbah Gas

Sistem koleksi gas buang bertujuan untuk mengumpulkan semua gas buang yang mengandung VCM, HCl, klorin maupun *chlorinatedorganic* dan mengirimkannya ke *atmospheric vent scrubber*. *Atmospheric vent scrubber* dioperasikan untuk menghilangkan HCl dari aliran gas buang sebelum dibuang ke atmosfer dengan memanfaatkan air laut dan larutan NaOH.





Gambar 4.6 Diagram alir air utilitas



Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas
2. SC-01 : *Screening*
3. BP-01 : Bak Ekualisasi
4. RO-01 : Tangki Reverse Osmosis
5. BP-02 : Bak Penampungan Air
6. BP-03 : Bak Penampung Air Cooling Tower
7. BP-04 : Bak Air Proses
8. BP-05 : Bak Air Pendingin
9. T-01 : Tangki Penyimpan Air Domestik
10. CT-01 : *Cooling Tower*
11. KE-01 : *Kation Exchanger*
12. AE-01 : *Anion Exchanger*
13. T-02 : Tangki Penampung Air *Boiler*
14. DE-01 : Dearator
15. B-01 : *Boiler*

## 4.6 Spesifikasi Alat-alat Utilitas

### 4.6.1 *Screenner 1*

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar dari air laut sebelum disaring lebih lanjut.

Jumlah air : 232495,5550 kg/jam

Debit : 0,0646 m<sup>3</sup>/s

Luas area filter : 0,0646 m<sup>2</sup>

### 4.6.2 **Bak Ekualisasi**

Fungsi : Menampung air laut untuk kemudian dilakukan injeksi *chlorine* untuk mencegah pertumbuhan ganggang, dan sebagainya.

Jumlah Air : 232495,5550 kg/jam

Dimensi bak

Panjang : 16,47 m

Lebar : 8,23 m

Tinggi : 8,23 m

### 4.6.3 **Rangkaian Reverse Osmosis**

Fungsi : Menyaring molekul besar dan ion ion suatu larutan dengan cara memberikan tekanan pada larutan

Bahan : *Composite*

Alat : *Spiral wound* dengan *flow channel* 90 mil

*Housing* : *Stainless steel*

Flux RO : 15 L/m<sup>2</sup>/jam

*Area per elements* : 209,2460 m<sup>2</sup>

*Area per vessel* : 836,9840 m<sup>2</sup>

Jumlah membran : 4

Jumlah *housing* : 4

#### 4.6.4 Bak penampung air

Fungsi : Menampung air yang keluar dari *Reverse Osmosis* selanjutnya akan dikirim ke tangki demineralisasi, *cooling tower* dan keperluan umum

Bahan : Beton bertulang

Jumlah air : 232495,5550 kg/jam

Dimensi bak

Panjang : 20,75 m

Lebar : 10,37 m

Tinggi : 10,37 m

#### 4.6.5 Tanki Sanitasi

Fungsi : Menampung air bersih untuk keperluan umum dan pemadam kebakaran

Alat : Tanki silinder tegak

Jumlah air : 1874,64 kg/jam  
Volume tanki : 8,99 m<sup>3</sup>  
Tinggi tanki : 2,25 m

#### 4.6.6 Bak Air Proses

Fungsi : Menampung air pendingin yang akan didinginkan di *Cooling Water*

Alat : Bak beton bertulang

Jumlah air : 223375,7508 kg/jam

Dimensi bak

Panjang : 10,24 m

Lebar : 5,12 m

Tinggi : 5,12 m

#### 4.6.7 Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang digunakan pada alat-alat proses menjadi 30°C sebelum disirkulasikan lagi

Sistem : Kontak langsung dengan udara didalam *cooling tower (fan)*

Jenis : *Induced draft cooling tower*

Jumlah air : 223375,7508 kg/jam

Tinggi menara : 8 m

*Power (fan)* : 2 Hp

#### 4.6.8 Bak Penampung Air Cooling Tower

Fungsi : Menampung air pendingin yang telah didinginkan di *Cooling Water* bersama dengan air *make up* pendingin

Alat : Bak beton bertulang

Jumlah air : 223375,7508 kg/jam

Dimensi bak

Panjang : 10,24 m

Lebar : 5,12 m

Tinggi : 5,12 m

#### 4.6.9 Cation Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh kation

Jenis : *Down flow cation exchanger*

Luas : 2,43 m

Diameter : 0,97 m

Tinggi *bed* : 0,59 m

Kecepatan aliran : 4 gpm/ft<sup>2</sup>

Jumlah : 1

#### 4.6.10 *Anion Exchanger*

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh anion

Jenis : *Strongly basic anion exchanger*

Luas : 1,94 m

Diameter : 0,87 m

Tinggi *bed* : 1,47 m

Kecepatan aliran : 5 gpm/ft<sup>2</sup>

Jumlah : 1

#### 4.6.11 **Tangki Penampungan Air Boiler**

Fungsi : Menampung air bersih hasil ion *exchanger* untuk keperluan proses dan *make-up steam*

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 17388,4029 kg/jam

Volume tangki : 17,39 m<sup>3</sup>

Tinggi tangki : 2,81 m

#### 4.6.12 **Deaerator**

Fungsi : Menghilangkan gas - gas yang terlarut dalam air umpan boiler untuk mengurangi terjadinya korosi

Jenis : Silinder tegak yang berisi *packing*.

Udara mengalir dari bagian bawah tangki

Jumlah air umpan : 7245,17 kg/jam

Jumlah tangki : 2

Volume 1 tangki : 52,17 m<sup>3</sup>

Tinggi tangki : 4,05 m

## 4.7 Organisasi Perusahaan

### 4.7.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perencanaan pabrik *Vinyl Chloride Monomer* ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham. Bentuk perseroan terbatas memiliki ciri-ciri sebagai berikut:

- a) 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 ijin ini perusahaan secara sah dilindungi oleh hukum dalam pengelolaan *intern* perusahaan.

- b) 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.

- c) Menguntungkan bagi kegiatan-kegiatan yang berskala besar.

Perseroan terbatas sesuai dengan perusahaan berskala besar dengan aktifitas-aktifitas yang komplek. Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

- a) Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- b) Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.



- c) 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.
- d) Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi, staf, serta karyawan perusahaan.
- e) Lapangan usaha lebih luas. Suatu perusahaan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

#### **4.7.2 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 suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain:

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

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem *line* dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang 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.

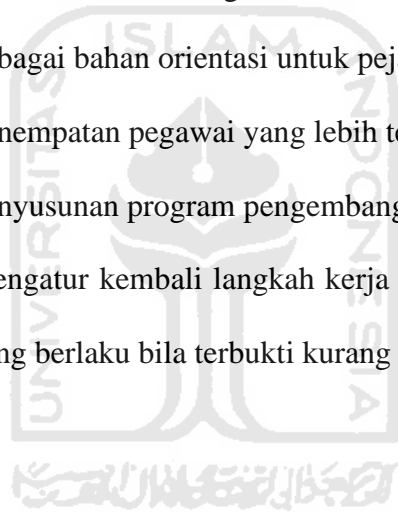
Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

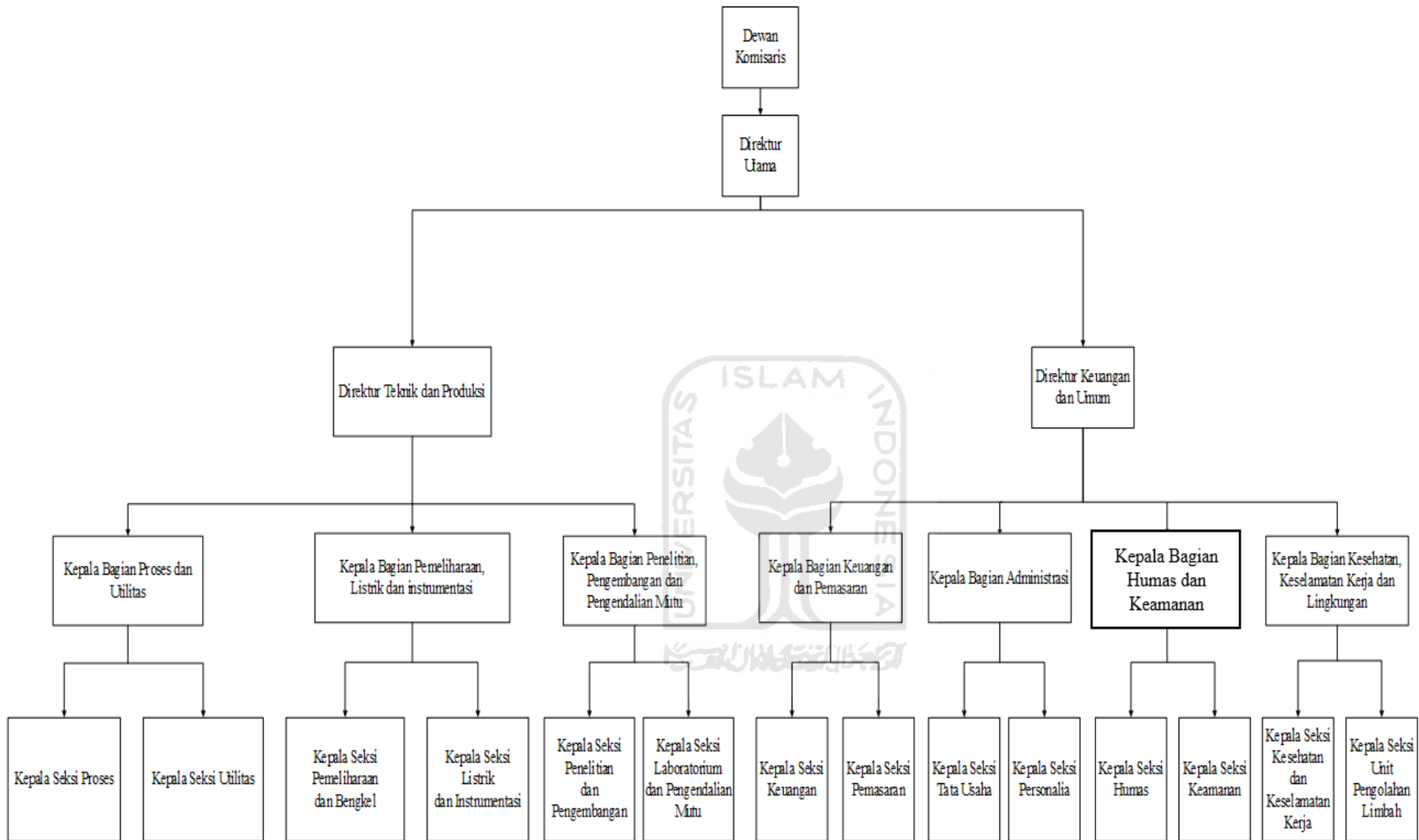
- 1) Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
- 2) Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

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 :

- a) Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
- b) Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- c) Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- d) Penyusunan program pengembangan manajemen.
- e) Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.





Gambar 4.7 Struktur Organisasi

## **4.8 Tugas dan Wewenang**

### **4.8.1 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 :

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

### **4.8.2 Dewan Komisaris**

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.

3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

#### **4.8.3 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 kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama direktur produksi dan teknik, serta direktur administrasi, keuangan dan umum. Tugas Direktur Utama antara lain:

1. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham di akhir masa jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
4. Mengkoordinir kerjasama dengan direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

#### **4.8.4 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 :

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

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

2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. Kepala Bagian Penelitian Pengembangan dan Pengendalian Mutu

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

4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.



5. Kepala Bagian Administrasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha dan personalia.

6. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

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

7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

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

**4.8.5 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

1. Kepala Seksi Proses

Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi. Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

2. Kepala Seksi Utilitas

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

3. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

4. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

5. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

6. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

7. Kepala Seksi Keuangan

Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

8. Kepala Seksi Pemasaran

Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

9. Kepala Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

10. Kepala Seksi Personalia

Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

11. Kepala Seksi Humas

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

12. Kepala Seksi Keamanan

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

13. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

14. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

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

## 4.9 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan 24 jam dalam satu hari. Pembagian jam kerja dibagi dalam dua golongan, yaitu karyawan *shift* dan *non shift* dengan jumlah jam kerja 40 jam tiap minggu.

### 1. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung (Seksi Proses Produksi, dan Seksi Utilitas).

- Hari Senin s.d Kamis

Masuk : pukul 07.30 WIB

Istirahat : pukul 12.00 - 13.00 WIB

Keluar : pukul 16.30 WIB

- Hari Jumat

Masuk : pukul 07.30 WIB

Istirahat : pukul 11.00 - 13.00 WIB

Keluar : pukul 16.30 WIB

## 2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu di pabrik yang berhubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Para karyawan *shift* ini akan bekerja bergantian sehari semalam dibagi dalam 3 *shift* dengan pembagian sebagai berikut:

*Shift* pagi : pukul 07.00-15.00 WIB

*Shift* siang : pukul 15.00-23.00 WIB

*Shift* malam : pukul 23.00-07.00 WIB

Karyawan *shift* dibagi dalam 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu libur, dan diberlakukan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 6 hari kerja dan 2 hari libur untuk tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Untuk jadwal kerja setiap regu dapat dilihat pada Tabel

Tabel 4. 28 Jadwal Kerja Setiap Regu

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

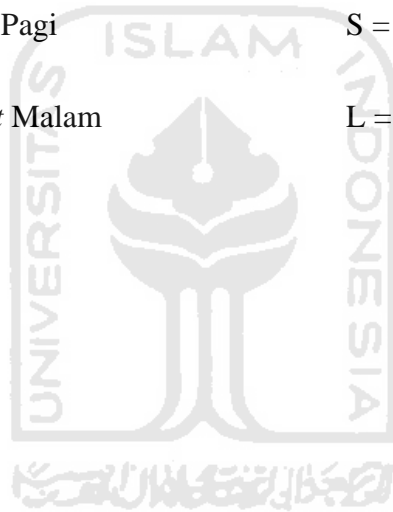
Keterangan :

P = *Shift* Pagi

S = *Shift* Siang

M = *Shift* Malam

L = Libur



#### 4.10 Penaksiran Harga Peralatan

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.

Pada pembelian pompa, *blower*, *fan*, *ion exchanger* dan *dryer* pada sistem udara tekan berjumlah 2 mengikuti sistem redudansi yang bertujuan sebagai cadangan apabila alat tersebut mengalami kerusakan.

Pabrik VCM beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2016. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain di perhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2016 diperkirakan secara garis besar dengan menggunakan data indeks dari tahun 1991 sampai 2016, dicari dengan persamaan regresi linier,

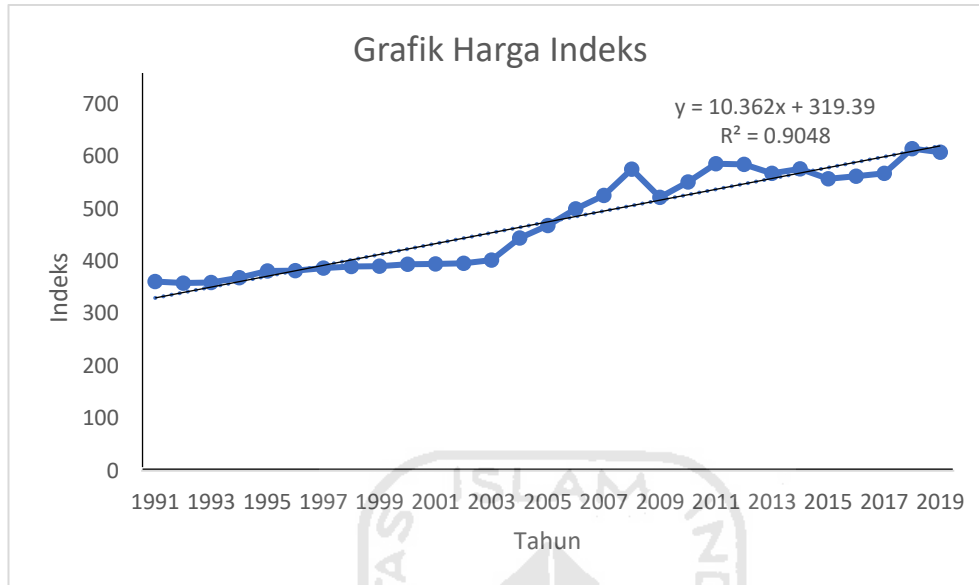
Tabel 4. 29 Harga Index

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1991	361,3
2	1992	358,2

3	1993	359,2
4	1994	368,1
5	1995	381,1
6	1996	381,7
7	1997	386,5
8	1998	389,5
9	1999	390,6
10	2000	394,1
11	2001	394,3
12	2002	395,6
13	2003	402
14	2004	444,2
15	2005	468,2
16	2006	499,6
17	2007	525,4
18	2008	575,4
19	2009	521,9
20	2010	550,8
21	2011	585,7
22	2012	584,6
23	2013	567,3
24	2014	576,1
25	2015	556,8
26	2016	561,7
27	2017	567,5
28	2018	614,6
29	2019	607,5



Dari data pada Tabel 4.27 di buat data grafik indeks harga yang di mana



Gambar 4.8 Grafik harga indeks

Di buat persamaan regresi linier, sehingga diperoleh persamaan:

$$y = 10,362x - 20300 \quad (4.7)$$

Dengan menggunakan persamaan di atas dapat di cari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini indeks pada tahun 2021 = 700,675

Harga – harga alat dan lainnya di perhitungkan pada tahun evaluasi.

Selain itu, harga alat dan lainnya di tentukan juga dengan referensi Peters & Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries & Newton, pada tahun 1955.

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat di cari dengan persamaan :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (4.8) \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex	: Harga pembelian pada tahun 2021
Ey	: Harga pembelian pada tahun referensi 2020
Nx	: Index harga pada tahun 2021
Ny	: Index harga pada tahun referensi 2020

### Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi VCM	= 160.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2021
Kurs matauang	= 1 US\$ = Rp 15.000,-
Harga bahan baku( EDC )	= Rp241.131.249.189
Harga Jual	=Rp1.956.231.652.386

## 4.11 Perhitungan Biaya

### 4.11.1 *Capital Investment*

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

- a. *Fixed Capital Investment*

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

*b. Working Capital Investment*

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

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

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

#### **4.11.2 Manufacturing Cost**

*Manufacturing Cost* merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

- *Direct Cost*

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

- *Indirect Cost*

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

- *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.

#### **4.11.3 General Expenses**

*General Expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*. *General Expense* meliputi:

a. Administrasi

Biaya yang termasuk dalam administrasi adalah *management salaries, legal fees and auditing*, dan biaya peralatan kantor. Besarnya biaya administrasi diperkirakan 2-3% hasil penjualan atau 3-6% dari manufacturing cost.

b. Sales

Pengeluaran yang dilakukan berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya sales diperkirakan 3-12% harga jual atau 5-22% dari *manufacturing cost*. Untuk produk standar kebutuhan *sales expense* kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan *sales expense* besar.

c. Riset

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi kedepan. Untuk industri kimia, dana riset sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

#### **4.12 Analisa Kelayakan**

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

#### 4.12.1 *Percent Return On Investment*

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

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100 \% \quad (4.9)$$

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

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

2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})} \quad (4.10)$$

#### 4.12.3 Break Even Point (BEP)

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

Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP. Salah satu tujuan utama perusahaan adalah mendapatkan keuntungan atau laba secara maksimal bisa dilakukan dengan beberapa langkah sebagai berikut:

- Menekan sebisa mungkin biaya produksi atau biaya operasional sekecil-kecilnya, serendah-rendahnya tetapi tingkat harga, kualitas, maupun kuantitasnya tepat dipertahankan sebisanya.
- Penentuan harga jual sedemikian rupa menyesuaikan tingkat keuntungan yang diinginkan/dikehendaki.
- Volume kegiatan ditingkatkan dengan semaksimal mungkin.

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100 \% \quad (4.11)$$

Dimana

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

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

*Shut Down Point* merupakan 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). 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.

$$SDP = \frac{(0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100 \% \quad (4.12)$$

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

*Discounted Cash Flow Rate of Return* adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrument investasi dalam beberapa waktu ke depan. Konsep DCFR ini didasarkan pada pemikiran bahwa, jika anda menginvestasikan sejumlah dana, maka dana tersebut akan tumbuh sebesar sekian persen atau mungkin sekian kali lipat setelah beberapa waktu tertentu. Disebut '*discounted cash flow*' atau ' arus kas yang



terdiskon', karena cara menghitungnya adalah dengan mengestimasi arus dana dimasa mendatang untuk kemudian di *cut* dan menghasilkan nilai tersebut pada masa kini.

Biasanya seorang investor ingin mengetahui bahwa jika dia menginvestasikan sejumlah dana pada suatu instrumen investasi tertentu, maka setelah kurun waktu tertentu (misalnya setahun), dana tersebut akan tumbuh menjadi berapa. Untuk menghitungnya, maka digunakan Persamaan DCFR :

$$(FC+WC)(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1+i)^N + WC + SV \quad (4.13)$$

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

#### 4.13 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik *Vinyl Chloride Monomer* memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 4. 30 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 131.956.375.057	\$ 8.797.092
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 32.989.093.764	\$ 2.199.273
3	Instalasi cost	Rp 29.998.082.596	\$ 1.999.872
4	Pemipaan	Rp 82.560.705.327	\$ 5.504.047
5	Instrumentasi	Rp 34.572.570.265	\$ 2.304.838
6	Insulasi	Rp 6.377.891.461	\$ 425.193
7	Listrik	Rp 19.793.456.259	\$ 1.319.564
8	Bangunan	Rp 194.400.000.000	\$ 12.960.000
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	Rp 129.600.000.000	\$ 8.640.000
	Total	Rp662.248.174.729	\$ 44.149.878

Tabel 4. 31 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Construstion</i>	Rp 132.449.634.946	\$ 8.829.975,66
	DPC	Rp 794.697.809.675	\$ 52.979.853,98

Tabel 4. 32 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp 794.697.809.675	\$ 52.979.853,98
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp 79.469.780.967	\$ 5.297.985,40
3	<i>Contingency</i>	Rp 79.469.780.967	\$ 5.297.985,40
	Jumlah	Rp 953.637.371.610	\$ 63.575.824,77

Tabel 4. 33 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 241.131.249.189	\$ 16.075.416,61
2	<i>Labor</i>	Rp 24.016.800.000	\$ 1.601.120,00
3	<i>Supervision</i>	Rp 6.004.200.000	\$ 400.280,00
4	<i>Maintenance</i>	Rp 38.145.494.864	\$ 2.543.032,99

5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 5.721.824.230	\$ 381.454,95
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 97.811.582.619	\$ 6.520.772,17
7	<i>Utilities</i>	Rp 400.038.938.111	\$ 26.669.262,54
	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 812.870.089.014	\$ 54.191.339,27

Tabel 4. 34 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 4.803.360.000	\$ 320.224,00
2	<i>Laboratory</i>	Rp 4.803.360.000	\$ 320.224,00
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 24.016.800.000	\$ 1.601.120,00
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 97.811.582.619	\$ 6.520.772,17
	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 131.435.102.619	\$ 8.762.340,17

Tabel 4. 35 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 95.363.737.161	\$ 6.357.582,48
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 19.072.747.432	\$ 1.271.516,50
3	<i>Insurance</i>	Rp 9.536.373.716	\$ 635.758,25
	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 123.972.858.309	\$ 8.264.857,22

Tabel 4. 36 *Manufacring Cost (MC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 812.870.089.014	\$ 54.191.339,27
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 131.435.102.619	\$ 8.762.340,17
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 123.972.858.309	\$ 8.264.857,22
	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 1.068.278.049.942	\$ 71.218.536,66

Tabel 4. 37 *Working Capital (WC)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 65.763.067.961	\$ 4.384.205
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 145.674.279.538	\$ 9.711.619

3	<i>Product Inventory</i>	Rp	291.348.559.075	\$	19.423.237
4	<i>Extended Credit</i>	Rp	533.517.723.378	\$	35.567.848
5	<i>Available Cash</i>	Rp	291.348.559.075	\$	19.423.237
	<i>Working Capital (WC)</i>	Rp	1.327.652.189.027	\$	88.510.146

Tabel 4. 38 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)		Biaya (\$)	
1	<i>Administration</i>	Rp	64.096.682.997	\$	4.273.112,20
2	<i>Sales Expense</i>	Rp	235.021.170.987	\$	15.668.078,07
3	<i>Research</i>	Rp	85.462.243.995	\$	5.697.482,93
4	<i>Finance</i>	Rp	91.251.582.425	\$	6.083.438,83
	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp	475.831.680.405	\$	31.722.112,03

Tabel 4. 39 *Total Biaya Produksi*

<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)		Biaya (\$)	
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp	1.068.278.049.942,210	\$	71.218.536,66
<i>General Expenses(GE)</i>	Rp	475.831.680.404,646	\$	31.722.112,03
<i>Total Production Cost (TPC)</i>	Rp	1.544.109.730.346,850	\$	102.940.648,69

Tabel 4. 40 *Fixed Cost (Fa)*

<i>Depresiasi</i>	Rp	95.363.737.161	\$	6.357.582
<i>Proerty Taxes</i>	Rp	19.072.747.432	\$	1.271.516
<i>Asuransi</i>	Rp	9.536.373.716	\$	635.758
<b>TOTAL Nilai Fa</b>	<b>Rp</b>	<b>123.972.858.309</b>	<b>\$</b>	<b>8.264.857</b>

Tabel 4. 41 *Variable Cost (Va)*

<i>Raw Material</i>	Rp	241.131.249.189		
<i>Packaging and Shipping</i>	Rp	97.811.582.619		
<i>Utilities</i>	Rp	400.038.938.111		
<i>Royalty &amp; Patent</i>	Rp	97.811.582.619		
<b>TOTAL NilaiVa</b>	<b>Rp</b>	<b>836.793.352.539</b>	<b>\$</b>	<b>55.786.224</b>

Tabel 4. 42 *Regulated Cost (Ra)*

GajiKaryawan	Rp	24.016.800.000	\$	1.601.120
<i>Payroll Overhead</i>	Rp	4.803.360.000	\$	320.224
<i>Supervision</i>	Rp	6.004.200.000	\$	400.280
<i>Plant Overhead</i>	Rp	24.016.800.000	\$	1.601.120
Laboratorium	Rp	4.803.360.000	\$	320.224
<i>General Expense</i>	Rp	475.831.680.405	\$	31.722.112
<i>Maintenance</i>	Rp	38.145.494.864	\$	2.543.033
<i>Plant Supplies</i>	Rp	5.721.824.230	\$	381.455
TOTAL Nilai Ra	Rp	583.343.519.499	\$	38.889.568

#### 4.14 Analisa Keuntungan

Annual Sales (Sa) = Rp1.956.231.652.386

Total Cost = Rp1.544.109.730.347

Keuntungan sebelum pajak = Rp412.121.922.039

Pajak Pendapatan = 25%

Keuntungan setelah pajak = Rp309.091.441.529

##### 4.14.1 Hasil Kelayakan Ekonomi

##### 4.14.1.1 Percent Return On Investment (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 43,22 %

ROI sesudah pajak = 32,41 %

##### 4.14.1.2 Pay Out Time (POT)

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

POT sebelum pajak = 1,9 tahun

POT sesudah pajak = 2,4 tahun

#### 4.14.1.3 Break Even Point (BEP)

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

$$\text{BEP} = 42,04 \%$$

#### 4.14.1.4 Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 24,61 \%$$

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

Umur pabrik = 10 tahun

*Fixed Capital Investment* = Rp 953.637.371.610

*Working Capital* = Rp 1.327.652.189.027

*Salvage Value (SV)* = Rp 95.363.737.161

*Cash flow (CF)* = *Annual profit* + *depresiasi* + *finance*

CF = Rp 400.349.381.537

*Discounted cash flow* dihitung secara *trial & error*

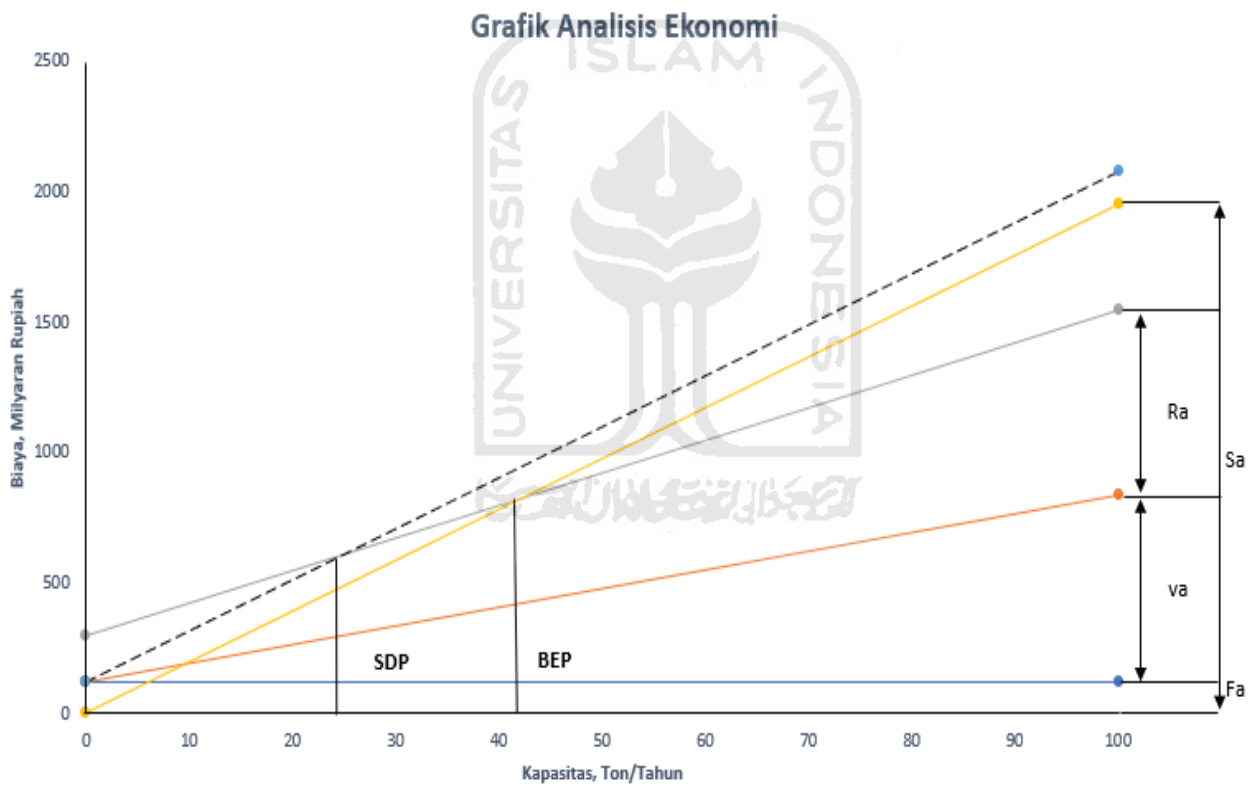
$$(FC + WC)(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1+i)^N + WC + SV$$

R = Rp 11.515.369.469.736

S = Rp 11.515.369.469.736

Dengan *trial & error* diperoleh nilai  $i = 17,57\%$

Gambar 4.9 Grafik Analisis Ekonomi



## BAB V

### PENUTUP

#### 5.1 Kesimpulan

Berdasarkan perancangan *Vinyl chloride monomer* (EDC) dari Etilen diklorida (EDC) dengan dengan kapasitas 160.000 ton/tahun, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik VCM dengan kapasitas 160.000 ton/tahun didasarkan atas keinginan mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri, menciptakan lapangan kerja baru, memenuhi kebutuhan dalam negeri.
2. Pabrik *Vinyl chloride monomer* berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah kawasan industri, Cilegon, Banten. dengan luas tanah keseluruhan 32.400 m<sup>2</sup> dan Jumlah karyawan 276 orang dan beroperasi 330 hari/tahun.
3. Berdasarkan hasil perhitungan analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan pada pabrik ini didapatkan sebagai berikut:
4. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp412.121.922.039 per tahun dan keuntungan setelah pajak sebesar

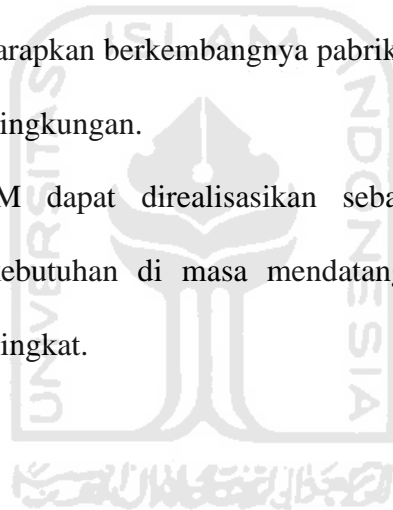


- Rp309.091.441.529 (dengan asumsi pajak 25%) (Aries & Newton, 1955).
5. Presentasi *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 43,22% dan setelah pajak adalah 32,41%. ROI setelah pajak minimum untuk pabrik beresiko rendah sebesar 11%. (Aries & Newton, 1955).
  6. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 1,9 tahun dan setelah pajak adalah 2,4 tahun. POT setelah pajak maksimum untuk pabrik beresiko rendah adalah 5 tahun. (Aries & Newton, 1955).
  7. Nilai *Break Event Point* (BEP) adalah 42,04% dan *Shut Down Point* (SDP) adalah 24,61%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40%-60% dan  $SDP < BEP$ . (Aries & Newton, 1955).
  8. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) adalah 17,57%.
  9. Dari data di atas dapat disimpulkan bahwa Pabrik VCM layak dikaji untuk didirikan karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan

## 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 VCM dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.



## DAFTAR PUSTAKA

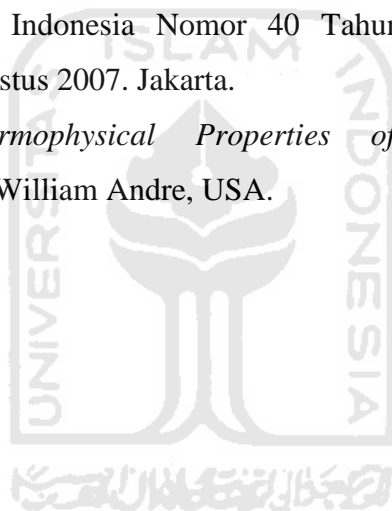
- Badan Pusat Statistik. 2017. *Data Ekspor dan Impor Vinyl Chloride Monomer*. Indonesia.
- Bhatia, C.S. 2014. *Advance Renewable Energy Systems*. Woodhead Publishing India, New Delhi.
- Broughton Jack. 2014. *Process Utility Systems : Introduction to Design, operation and Maintenance*. IChemE, Australia.
- Brownell, L. E. dan Edwin H. Young. 1959. *Process Equipment Design : Vessel Design*. John Wiley & Sons, USA.
- Brumbach, Michael E. 2016. *Industrial Electricity*. Cengage Learning, New York.
- Couper, J.R., W. Roy Penney, James R. Fair. 2012. *Chemical Process Equipment*. 3<sup>rd</sup> ed. Butterworth-Heinemann, United Kingdom.
- Cowfer, J.A. dan Maximilian B. Gorensek. 2006. *Kirk – Othmer Encyclopedia of Chemical Technology : Vinyl Chloride*. John Wiley and Sons Ltd, Inggris.
- Dardel. 2016. Condensate Polishing Basic Principle. <http://dardel.info/IX/processes/condensate.html>. Diakses pada tanggal 20 Juli 2018.
- De Nora. 2015. *Seawater Electrochlorination Systems*. De Nora Water Technologies
- Dimian, Alexandre C. dan Costin Sorin Bildea. 2008. *Chemical Process Design : Computer-Aided Case Studies*. Wiley – VCH GmbH & Co. KgaA, Inggris.
- Djing, Peter. 1960. *An Analysis of Industrial Location Factors with Particular Reference to Indonesia*. University of British Columbia.

- Engineers Edge. 2000. ASME Pressure Vessel Design and Engineering. [https://www.engineersedge.com/pressure,045vessel/maximum\\_allowable\\_stress\\_values\\_13906.htm](https://www.engineersedge.com/pressure,045vessel/maximum_allowable_stress_values_13906.htm). Diakses pada tanggal : 20 Juli 2018
- Engineers Edge. 2000. Overall Heat Transfer Coefficient Table Chart Pipes and Tubes. [https://www.engineersedge.com/thermodynamics/overall\\_heat\\_transfer-table.htm](https://www.engineersedge.com/thermodynamics/overall_heat_transfer-table.htm). Diakses pada tanggal 25 Juli 2018.
- EPA. 1995. Section 5 : SO<sub>2</sub> and Acid Gas Controls. Environmental Protection Agency.
- Fogler, H. Scott. 1999. *Elements of Chemical Reaction Engineering*. 3<sup>rd</sup> Ed. Prentice-Hall Inc, New Jersey.
- Foust, Alan S., Leonard A. Wenzel, Curtis W. Clump, Louis Maus, dan L. Bryce Andersen. 1980 *Principles of Unit Operations*. 2<sup>nd</sup> Ed. John Wiley & Sons, New York.
- Grande, C.A. 2012. Advance in Pressure Swing Adsorption for Gas Separation. *ISRN Chemical Engineering*. <http://dx.doi.org/10.5402/2012/982934>. Diakses pada tanggal 18 Juni 2018.
- Hatta, Purnajaya. 2017. Oxygen Scavenger BWT 32. <http://www.chemtech.co.id/oxygen-scavenger-bwt-32/>. Diakses pada tanggal 19 Juni 2018
- Hickey, Harry E. 2008. *Water Supply Systems and Evaluation Methods, Vol 1: Water Supply System Concepts*. FEMA, US.
- Hisham, Mohamed W.M. dan T.V. Bommaraju. 2014. *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology : Hydrogen Chloride*. John Wiley & Sons. New York.
- Humphreys, K.K., L.M. English. 1993. *Project and Cost Engineers' Handbook*. 3<sup>rd</sup> ed. Marcel Dekker, Inc. New York.
- IHS Markit. 2017. Vinyl Chloride Monomer Chemical Economics Handbook. Indonesia: Jakarta.

- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Education, London.
- Kidnay, A.J. dan Parrish, W. R. 2006. *Fundamental of Natural Gas Processing*. CRC Press, Florida.
- Kementerian Perindustrian. 2013. *Data Produksi Pabrik Vinyl Chloride Monomer di Indonesia*. Jakarta.
- Kucera, Jane. *Reverse Osmosis: Industrial Processes and Applications*. John Wiley & Sons Inc., New York.
- Lenntech. 2018. Cooling Water Quality. <https://www.lenntech.com/applications/process/cooling/cooling-water-quality.htm>. Diakses pada tanggal 10 Juni 2018.
- McDonald, James. 2006. The Deaerator Dilemma. CSTR September 2016. <http://www.veoliawatertech.com/crownsolutions/ressources/documents/2/21882,Water-pp87-89.pdf>. Diakses pada tanggal 15 Juni 2018.
- Mintzberg, Henry. 1979. *The Sturcturing of Organizations*. Canada: McHill University.
- Moran, Sean. 2017. *Process Plant Layout Second Edition*. Elsevier Inc, Amerika.
- NALCO, 2017. *The NALCO Water Handbook*. 4<sup>th</sup> Ed. McGraw-Hill Education, Singapura.
- Peraturan Menteri Kesehatan Nomor : 416/MEN.KES/PER/IX/1990 Tentang Syarat-syarat dan Pengawasan Kualitas Air. Menteri Kesehatan Republik Indonesia.
- Perry, R.H. dan Don W. Green. 2008. *Perry's Chemical Engineers's Handbook 8<sup>th</sup> Edition*. McGraw-Hill Education, Amerika.
- Pincus, Leo I. 1962. *Practical Boiler Water Treatment : Including Air Conditioning Systems*. McGraw-Hill, Singapura.
- PT. Asahimas Chemical. 2009. Material Safety Data Sheet Ethylene Dichloride. [http://www.asc.co.id/uplimg/File/05%20zMSDS\\_EDC\\_ASC%20R3.pdf](http://www.asc.co.id/uplimg/File/05%20zMSDS_EDC_ASC%20R3.pdf). Diakses pada tanggal : 22 Juli 2018.

- PT. SulfindoAdiusaha. 2017. Data ProduksiPabrik *Vinyl Chloride Monomer* di Indonesia. Diakses pada tanggal 2 Maret 2018.
- Ramadhan, Diondy dan Ricky Febrianto. 2017. LaporanUmumPraktekKerja PT. Asahimas Chemical. Program Studi Teknik Kimia, InstitutTeknologi Bandung.
- Regional investment. 2017. Konsumen*Vinyl Chloride Monomer* (VCM) dalam Negeri. <http://regionalinvestment.com>. Diakses pada tanggal 2 Maret 2018.
- Russel S., Phipplips O., Thomas S.,. 1955. *Industrial and Commercial Geography*. 4<sup>rd</sup> ed. Henry Hold and Company. New York.
- Seader, J.D., Ernest J. Henley, D. Keith Roper. 2011. *Separation Process Principles : Chemical and Biochemical Operations*. 3<sup>rd</sup> ed. John Wiley & Sons, USA.
- Severn, h. William. 1964. *Steam, Air and Gas Power*. 5<sup>th</sup> Ed. John Wiley & Sons Inc., New York.
- Sinnot, R.K. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design*. 4<sup>th</sup> Ed. Vol 6. Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford.
- Smith, J.M., H.C. Van Ness, M.M Abbot. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 6<sup>th</sup> Ed. McGraw-Hill Companies Inc, New York.
- The Physics Factbook. 2002. Seawater Density. <https://hypertextbook.com/facts/2002/EdwardLaValley.shtml>. Diakses pada tanggal 25 Juli 2018.
- Timmerhaus, K. D. dan Peters, Max S. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 4<sup>th</sup> Ed. McGraw-Hill Inc, Singapur.
- Tim Pabrik. 2018. JenisTunjangan dan Fasilitas Perusahaan. <http://timpabrik.com/jenis-tunjangan-dan-fasilitas-perusahaan/>. Diakses pada tanggal 10 Juli 2018.
- Treybal, Robert. E. 1980. *Mass-Transfer Operations*. 3<sup>rd</sup> ed. McGraw-Hill Book Co, Singapura.

- UHDE. 2012. Vinyl Chloride dan Polyvinyl Chloride. <https://www.thyssenkrupp-industrial-solutions.com>. Diakses pada tanggal 2 Maret 2018
- Ullmann, F., Gerhartz, W., Yamamoto, Y. S., Campbell, F.T., Pfefferkorn, R., Rounsaville, J.F. 2006. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH Verlag & Co. Kga, Jerman.
- Ulrich, Gael. D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley and Sons Inc, New York.
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 25 Tahun 2007 *Penanaman Modal*. 26 April 2007. Jakarta.
- Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 40 Tahun 2007 *Perseroan Terbatas (PT)*. 16 Agustus 2007. Jakarta.
- Yaws, C.L. 2008. *Thermophysical Properties of Chemicals and Hydrocarbons*. 1<sup>st</sup> ed. William Andre, USA.



## LAMPIRAN A

### PERANCANGAN REAKTOR

Jenis	= <i>Plug Flow Reactor</i>
Fase	= Gas
Bentuk	= <i>Furnace</i>
Bahan	= <i>Chromium-Nickel Alloy</i>
Temperatur Masuk	= 633 K = 360 °C
Temperatur Keluar	= 863,779 K = 590,779 °C
Tekanan	= 18 atm
Waktu Tinggal ( $\theta$ )	= 28,85 detik
Konversi	= 60%

Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor *Plug Flow* dengan pertimbangan:

1. Reaksi *cracking* terjadi pada fase gas
2. Reaksi *cracking* terjadi pada suhu yang tinggi yaitu pada suhu 450-600°C, jadi dipilih reaktor yang bisa ditempatkan di dalam *furnace*.

(Foggler,199)



## Menentukan Bahan Konstruksi

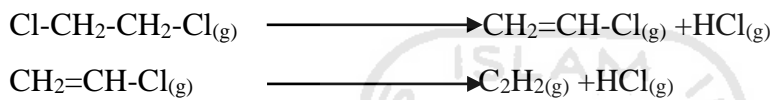
Dalam perancangan reaktor, bahan konstruksi yang dipilih adalah

*Chromium-Nickel Alloy* dengan pertimbangan:

1. Memiliki ketahanan terhadap korosi dan panas
2. Memiliki *allowable working stress* cukup besar

(Cowfer dan Maximilian, 2006)

## Kondisi Umpan Masuk Reaktor



Data-data reaktor :

Suhu masuk = 633 K

Tekanan masuk = 18 atm

Laju alir = 1095,0094 kmol/jam

Tabel 5. 1 Data Fisis Senyawa

Komponen	BM	Yi	BM.yi	Tc.yi	Pc.yi (bar)
EDC	99	0,250045667	24,7545	140,2756	13,4275
TCE	133,5	0,278774828	37,2164	167,8224	12,4891
VCM	62,5	0,177564448	11,0978	76,7078	10,0679
<b>Total</b>			<b>73,0687</b>	<b>384,8059</b>	<b>35,9845</b>

Menentukan Dimensi Reaktor

Reaksi *pyrolysis* etilen diklorida *vinyl klorida monomer* terjadi pada suhu 450-600°C. Selektivitas VCM sebesar 99% tetapi konversi dijaga 60% untuk mencegah terbentuk *coke*.

Menghitung Panjang Reaktor

Menentukan persamaan profil perubahan konversi terhadap panjang reaktor

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor



(A)                      (B)      (C)



(A)                      (B)      (C)

*Mole balance:*

$$\left[ \begin{array}{l} \text{Kecepatan alir A} \\ \text{masuk sistem} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{l} \text{Kecepatan alir A} \\ \text{keluar sistem} \end{array} \right] + \left[ \begin{array}{l} \text{Kec. perubahan A} \\ \text{dalam sistem} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{l} \text{Kecepatan Acc A} \\ \text{dalam sistem} \end{array} \right]$$

$$\begin{aligned} FA_0 - FA + r_A \cdot V &= \frac{dNA}{dT} \\ FA_0 - FA + r_A \cdot V &= 0 \\ FA_0 - FA_0(1 - X_A) &= -r_A \cdot V \\ \frac{dX_A}{dV} &= \frac{-r_A}{FA_0} \end{aligned}$$

*Rate law:*

Karena harga  $k_2$  sangat kecil pada suhu  $500^\circ\text{C}$ , maka reaksi ditinjau

dari reaksi 1

$$-r_A = k_1 \cdot C_a$$

*Stoichiometry:*

Karena reaksi berlangsung pada fase gas, maka :

$$C_a = k_1 \cdot \frac{C_{a0}(1 - 0,999X_a)}{(1 + \varepsilon X_a)} \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T}$$

$$\varepsilon = 1(1 + 1 - 1) = 1$$

Mengkombinasikan tiga persamaan diatas, menjadi :

$$\begin{aligned} \frac{dX_a}{dV} &= k_1 \cdot \frac{C_{a0}(1 - 0,999X_a)}{F_{a0}(1 + \varepsilon X_a)} \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T} \\ \frac{dX_a}{dV} &= \frac{k_1(1 - 0,999X_a)}{v_0(1 + \varepsilon X_a)} \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T} \\ \frac{d(Z \cdot A)}{dZ} &= \frac{k_1(1 - 0,999X_a)}{v_0(1 + \varepsilon X_a)} \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot A \end{aligned}$$

(Fogler,1999)

Keterangan:

$X_a$  = konversi

$Z$  = panjang pipa (m)

$k_1$  = konstanta kecepatan reaksi 1

$v_0$  = kecepatan volumetrik reaktan masuk reaktor ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$P_0$  = tekanan reaktan masuk reaktor (atm)

$P$  = tekanan reaksi (atm)

$T_0$  = suhu reaktan masuk reaktor (K)

$T$  = suhu reaksi (K)

$A$  = luas penampang pipa ( $\text{m}^2$ )

Menentukan persamaan profil perubahan suhu terhadap panjang reaktor

*Mole balance:*

$$\begin{aligned}
 & \left[ \begin{array}{l} \text{Kecepatan aliran} \\ \text{panas ke sistem} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{l} \text{Kecepatan kerja yang} \\ \text{diberikan sistem} \end{array} \right] + \left[ \begin{array}{l} \text{Kec. energi yang ditambahkan} \\ \text{ke sistem karena aliran massa} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{l} \text{Kec. energi yang keluar} \\ \text{sistem karena aliran massa} \\ \text{setelah keluar sistem} \end{array} \right] \\
 Q - W - \sum_{i=1}^n (E, F)_{\text{masuk}} - \sum_{i=1}^n (E, F)_{\text{masuk}} - \sum_{i=1}^n (E, F)_{\text{keluar}} &= \frac{dE_{\text{sistem}}}{dt} \\
 Q - F_{A0} \int_{T_0}^T \sum \theta_i C_{pi} dT - \left[ \Delta H^0_{RX}(T_R) + \int_{T_0}^T \Delta C_p dT \right] F_{A0} X &= 0 \\
 \frac{dQ}{dV} - \left[ F_{A0} \left( \sum \theta_i C_{pi} + X \Delta C_p \right) \right] \frac{dT}{dV} - \left[ \Delta H^0_{RX}(T_R) + \int_{T_R}^T \Delta C_p dT \right] F_{A0} \frac{dX}{dV} &= 0 \\
 \frac{dQ}{dV} &= U a (T_a - T) \\
 \frac{dT}{dV} &= \left[ \frac{(U a (T_a - T) + ((-rA)(-\Delta H^0_{RX}(T)))}{F_{A0}(C_{pa} + X \Delta C_p)} \right] \\
 \frac{dT}{dZ} &= \left( \frac{\pi D^2}{4} \right) \left[ \frac{(U a (T_a - T) + ((-rA)(-\Delta H^0_{RX}(T)))}{F_{A0}(C_{pa} + X \Delta C_p)} \right]
 \end{aligned}$$

Keterangan:

T = suhu reaksi (K)

Z = panjang pipa (m)

ID = diameter pipa (m)

U = overall heat transfer coefficient (J/m<sup>2</sup>sK)

a = heat transfer area per unit volume (m<sup>-1</sup>)

$$= \frac{\pi D L}{(\pi D^2 L) L} = \frac{4}{D}$$

= panas reaksi pada temperatur T (kJ/mol)

Cp = kapasitas panas (J/mol K)

Menentukan persamaan profil perubahan tekanan terhadap panjang reaktor

Profil perubahan tekanan terhadap panjang reaktor dapat dihitung dengan persamaan:

$$\frac{dP}{dZ} = - \frac{f \cdot \rho \cdot (v)^2}{2 \cdot g_c \cdot ID}$$

(Eq. 4.36 hal 252, Walas, 1995)

Perhitungan parameter neraca massa:

$$F_{A0} = 1095,0094 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} = 304,1693 \text{ mol/s}$$

$$C_{A0} = \frac{P_0}{(R \times T_0)} = \frac{18}{(82,06 \times 633)} = 0,0003465 \text{ mol/cm}^3$$

Perhitungan parameter neraca panas:

$$\Delta H^{\circ}_{RX}(T) = \Delta H^{\circ}_{RX}(T_R) + \Delta\alpha(T - T_R) + \frac{\Delta\beta}{2}(T^2 - T_R^2) + \frac{\Delta\gamma}{2}(T^3 - T_R^3)$$

$\Delta H^{\circ}_{RX}(T_R)$  = panas pembentukan standard 298

Reaksi 1

$$H^{\circ}_{RX}(T_R) \text{ EDC} = -129,8 \text{ kJ/mol}$$

$$H^{\circ}_{RX}(T_R) \text{ VCM} = 28,5 \text{ kJ/mol}$$

$$H^{\circ}_{RX}(T_R) \text{ HCl} = -92,3 \text{ kJ/mol}$$

---


$$\Delta H^{\circ}_{RX}(T_{R1}) = 66 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi 2

$$H^{\circ}_{RX}(T_R) \text{ VCM} = 28,5 \text{ kJ/mol}$$

$$H^{\circ}_{RX}(T_R) \text{ HCl} = -92,3 \text{ kJ/mol}$$

$$H^{\circ}_{RX}(T_R) \text{ C}_2\text{H}_2 = 228,2 \text{ kJ/mol}$$

---


$$\Delta H^{\circ}_{RX}(T_{R2}) = 107,4 \text{ kJ/mol}$$

Tabel 5. 2  $\Delta C_p$ , Kapasitas Panas

Senyawa	A	B	C	D	E
EDC	37,275	0,14362	1,038E-05	-7,83E-08	2,89E-11
VCM	17,193	0,14564	-6,428E-05	-3,24E-09	6,79E-12
HCl	29,244	-0,0012615	1,121E-06	4,97E-09	-2,50E-12
C2H2	19,36	0,11519	-0,0001237	7,24E-08	-1,66E-11

$$\text{Reaksi 1} = \frac{b}{a} Cpb + \frac{c}{a} Cpc - Cpa$$

Reaksi 1 =

$$\Delta\alpha_1 = \alpha b + \alpha c - \alpha a = 17,193 + 29,244 - 37,275 = 9,162$$

$$\Delta\beta_1 = \beta b + \beta c - \beta a = 0,14564 - 1,26E-03 - 0,14362 = 7,58E-04$$

$$\Delta\gamma_1 = \gamma b + \gamma c - \gamma a = -6,428E-05 + 1,12E-06 - 1,038E-05 = -7,354E-05$$

$$\Delta\delta_1 = \delta b + \delta c - \delta a = -3,24E-09 + 4,97E-09 - (-7,83E-08) = 8E-08$$

$$\Delta\epsilon_1 = \epsilon b + \epsilon c - \epsilon a = 6,79E-12 + (-2,5E-12) - 2,89E-11 = -2,46E-11$$

$$\text{Reaksi 2} = \frac{c}{b} Cpc + \frac{d}{b} Cpd - Cpb$$

Reaksi 2 =

$$\Delta\alpha_2 = \alpha c + \alpha d - \alpha b = 29,244 + 19,36 - 17,193 = 31,411$$

$$\Delta\beta_2 = \beta c + \beta d - \beta b = -0,0012615 + 0,11519 - 0,14564 = -0,0317115$$

$$\Delta\gamma_2 = \gamma c + \gamma d - \gamma b = 1,121E-06 + (-0,0001237) - (-6,428E-05) = -5,83E-05$$

$$\Delta\delta_2 = \delta c + \delta d - \delta b = 4,97E-09 + 7,24E-08 - (-3,24E-09) = 8,06E-08$$

$$\Delta\epsilon_2 = \epsilon c + \epsilon d - \epsilon b = -2,50E-12 + (-1,66E-11) - 6,79E-12 = -2,59E-11$$

*Overall heat transfer coefficient (U)*

Tipe Tubular dengan fluida gas bertekanan tinggi memiliki nilai U yang berkisar pada 150-500 W/m<sup>2</sup>.K. Pada prarancangan ini digunakan nilai U= 500W/m<sup>2</sup>K.

(Sumber:[https://www.engineersedge.com/thermodynamics/overall\\_heat\\_transfer-table.htm](https://www.engineersedge.com/thermodynamics/overall_heat_transfer-table.htm))

Perhitungan parameter tekanan

D = 6 in

ID = 6,065 in

W = 108420,3839 kg/jam

= 239025,7468 lb/jam

At = 28,9 in<sup>2</sup>

= 0,2006 ft<sup>2</sup>

(Table.11, Kern, 1965)

G = Kecepatan massa = W/at

= 8270,7871 lb/in<sup>2</sup>.hr

= 1190994,102 lb/ft<sup>2</sup>.hr

$\mu$  gas = A + BT +CT<sup>2</sup>

Tabel 5. 3 Tabel Viskositas Gas

Komponen	A	B	C	miu (mp)	miu (lb/ft.hr)	yi	miu.yi
EDC	1,025	0,31792	-4,19E-05	185,50	0,0449	0,9990	0,044846
TCE	-8,293	0,33989	-5,37E-05	185,35	0,0449	0,0007	0,000031
VCM	-6,067	0,39013	-8,40E-05	207,24	0,0502	0,0003	0,000015
HCl	-9,118	0,555	-0,000111	297,72	0,0720	0,0000	0,0000
C2H2	-11,557	0,42363	-0,0001417	199,82	0,0484	0,0000	0,0000
H2O	-36,826	0,429	-0,0000162	228,24	0,0552	0,0000	0,0000
Total						1,00	0,0449

Nre = D.G/  $\mu$

= 13408673,21 lb/ft<sup>2</sup>.hr

f = 0,046 (Re)<sup>-0,2</sup>

= 0,0017

Perhitungan panjang reaktor *plug flow* diselesaikan secara simultan menggunakan program *scilab* dengan memasukkan beberapa persamaan berikut:

$$\frac{dX_1}{dL} = k_1 \cdot \frac{C_{A0}(1 - 0,999X_A)}{F_{A0}(1 + 0,999X_A)} \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T}$$

$$\frac{dX_2}{dL} = \frac{\pi D^2}{4} \left[ \frac{(U a (T_a - T) + ((-r_{A1})(-\Delta H_{RX1}(T)) + (-r_{A2})(-\Delta H_{RX2}(T))))}{F_{A0}[\sum \theta_i C_{pi} + X_A(\Delta C_{pi} + \Delta C_{pi})]} \right]$$

$$\frac{dX_3}{dL} = -\frac{f \cdot \rho \cdot (v)^2}{2 \cdot g_c \cdot ID}$$

Dimana:

X1 = konversi

X2 = temperatur

X3 = tekanan

k1 = konstanta kecepatan reaksi 1

P0 = tekanan reaktan masuk reaktor (Pa)

P = tekanan reaksi (Pa)

T0 = suhu reaktan masuk reaktor (K)

T = suhu reaksi (K)

v = kecepatan volumetrik reaktan masuk reaktor (m<sup>3</sup>/s)

f = faktor gesekan

Dari persamaan diferensial diatas, akan diperoleh :

1. Profil konversi terhadap panjang reaktor
2. Profil suhu terhadap panjang reaktor
3. Profil tekanan terhadap panjang reaktor

Menghitung *residence time* ( $\tau$ )

$$\begin{aligned} V &= F_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} \\ V &= C_{A0} \cdot v_0 \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} \\ \frac{V}{v_0} &= \tau = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} \\ \tau &= C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k \cdot C_A} \\ &= C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{(1 + \varepsilon \cdot X_A)}{k \cdot C_{A0}(1 - X_A)} dX_A \end{aligned}$$

$$= \frac{1}{k} \left[ (1 + \varepsilon) \ln \frac{1}{1 - X_A} - \varepsilon X_A \right]$$

Bahasa pemrograman

clear

clc

// x(1)=konversi x(2)=temperatur x(3)=tekanan

**function dx=profil(L, x)**

Fa0=1095.0094/80//

Ca0=346.5//mol/m3

k=0.36\*(10^14)\*exp(-29189.73/x(2))

U=500//(J/m2.s.K dari 20000 BTU/hr.ft2)

D=0.1524//m

a=4/D

Ua=U\*a//J/m2.s.K (20000 btu\*A)

T0=360+273//K suhumasukreaktor

Ta=890//K suhu rata2 fuel

Ca=Ca0\*(1-x(1))/(1+0.999\*x(1))\*x(3)/P0\*T0/x(2)

ra=-k\*Ca

Cpa=37.275+0.144\*(x(2))+((1.04\*10^(-5))\*x(2)\*x(2))

A1=9.162

B1=0.0007585

C1=-0.000073538

D1=8.0034\*10^-8

E1=-2.458\*10^-11

Tr=298

Cp1int=A1\*(x(2)-Tr)+(B1/2\*(x(2)^2-Tr^2))+(C1/3\*(x(2)^3-Tr^3))+  
 (D1/4\*(x(2)^4-Tr^4))+(E1/5\*(x(2)^5-Tr^5))

Hrx1=66000+Cp1int

Cpa=37.275+0.144\*(x(2))+((1.04\*10^(-5))\*x(2)\*x(2))

Cp1=A1+(B1\*x(2))+(C1\*x(2)^2)+(D1\*x(2)^3)+(E1\*x(2)^4)

A=0.14

r0=1.2387//kg/m3

v0=Fa0/Ca0

g=9.8

rho=r0\*x(3)/P0\*T0/x(2)

uo=v0/A

u=uo\*(1+0.999\*x(1))\*x(2)/T0\*P0/x(3)

Re=13408673.21

f=0.046\*Re^(-0.2)

**dx(1)=A\*(-ra/Fa0)**



```

dx(2)=(((Ua*(Ta-x(2)))+(-ra*-Hrx1))/(Fa0*(Cpa+(x(1)*Cp1))))*A
dx(3)=-((f*rho*u^2)/(2*g*D))
endfunction
P0=18//atm
T0=360+273
x0=[0;T0;P0]
L0=0
L=(L0:0.2:50)//V
x=ode(x0,L0,L,profil)
x=x'
L=L'

disp([Lx])

A=0.14
Fa0=1095.0094/80//mol/s
Ca0=346.5//mol/m3
D=0.1524
v0=Fa0/Ca0
uo=v0/A
konversi=x(73,1)
suhu=x(73,2)
tekanan=x(73,3)
k=0.36*(10^14)*exp(-29189.73/suhu)
u=uo*(1+0.999*(konversi))*suhu/T0*P0/tekanan
St=(3.14/4*D^2*14.4*80)/u
st=1/k*((1+1)*log(1/(1-konversi))-konversi)*suhu/T0*P0/tekanan
disp(st,"Space time=")
disp(konversi)

```

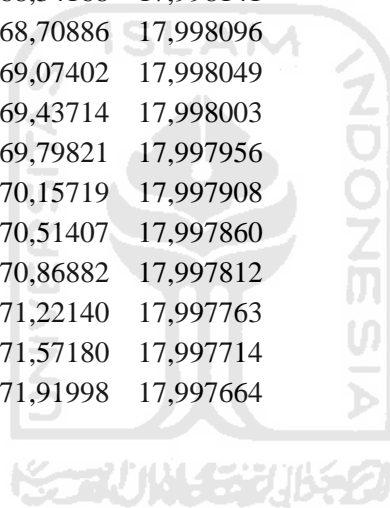
Hasil *running* adalah sebagai berikut:

L	X	T	P
0	0	633	18
0,2	0,0000017	678,93572	17,999988
0,4	0,0000203	715,10264	17,999976
0,6	0,0001253	744,08302	17,999962
0,8	0,0005130	767,53589	17,999949
1,0	0,0015669	786,54271	17,999935
1,2	0,0038434	801,81531	17,999920
1,4	0,0079429	813,85947	17,999906
1,6	0,0143081	823,11049	17,999891
1,8	0,0230654	830,01619	17,999875
2,0	0,0340107	835,04883	17,999859

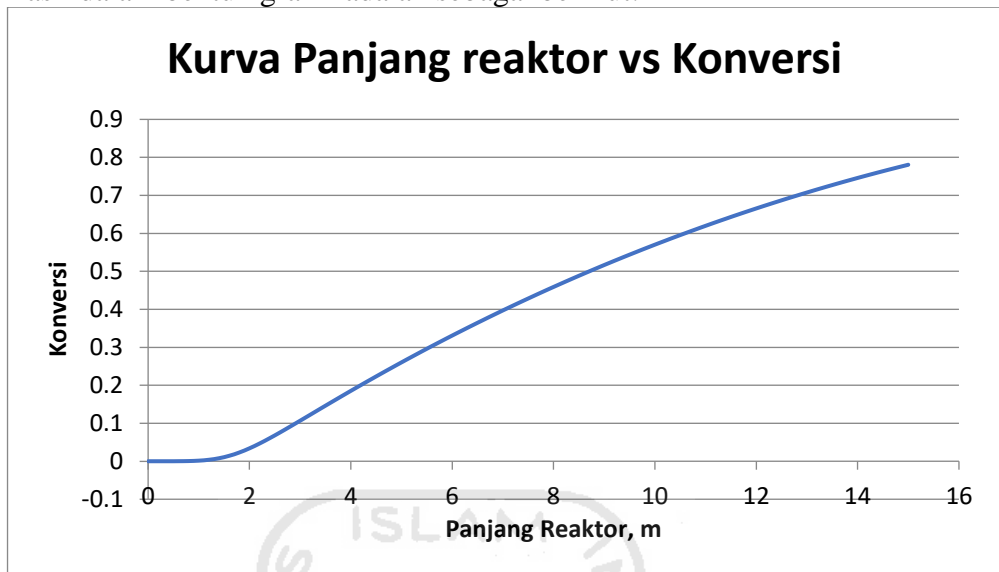
2,2	0,0467271	838,66622	17,999843
2,4	0,0607383	841,26594	17,999826
2,6	0,0756153	843,16138	17,999809
2,8	0,0910213	844,58205	17,999791
3,0	0,1067129	845,68774	17,999773
3,2	0,1225234	846,58602	17,999754
3,4	0,1383422	847,34784	17,999734
3,6	0,1540975	848,01943	17,999714
3,8	0,1697436	848,63077	17,999694
4,0	0,1852516	849,20124	17,999672
4,2	0,2006034	849,74342	17,999651
4,4	0,2157881	850,26546	17,999628
4,6	0,2307992	850,77271	17,999605
4,8	0,2456329	851,26871	17,999582
5,0	0,2602873	851,75579	17,999558
5,2	0,2747617	852,23556	17,999533
5,4	0,2890561	852,70909	17,999508
5,6	0,3031709	853,17716	17,999482
5,8	0,3171067	853,64033	17,999456
6,0	0,3308644	854,09900	17,999429
6,2	0,3444449	854,55350	17,999401
6,4	0,3578494	855,00407	17,999373
6,6	0,3710788	855,45093	17,999344
6,8	0,3841341	855,89421	17,999315
7,0	0,3970163	856,33411	17,999285
7,2	0,4097265	856,77073	17,999255
7,4	0,4222657	857,20420	17,999224
7,6	0,4346349	857,63464	17,999193
7,8	0,4468349	858,06214	17,999160
8,0	0,4588668	858,48678	17,999128
8,2	0,4707315	858,90866	17,999095
8,4	0,4824299	859,32785	17,999061
8,6	0,4939628	859,74442	17,999027
8,8	0,5053312	860,15844	17,998992
9,0	0,5165358	860,56998	17,998957
9,2	0,5275776	860,97910	17,998921
9,4	0,5384573	861,38584	17,998884
9,6	0,5491758	861,79027	17,998847
9,8	0,5597339	862,19243	17,998810
10,0	0,5701323	862,59235	17,998772
10,2	0,5803720	862,99009	17,998733

10,4	0,5904536	863,38567	17,998694
10,6	0,6003779	863,77912	17,998655
10,8	0,6101458	864,17047	17,998614
11,0	0,6197580	864,55976	17,998574
11,2	0,6292153	864,94699	17,998533
11,4	0,6385185	865,33219	17,998491
11,6	0,6476683	865,71536	17,998449
11,8	0,6566655	866,09654	17,998407
12,0	0,6655110	866,47571	17,998364
12,2	0,6742054	866,85289	17,998320
12,4	0,6827497	867,22808	17,998276
12,6	0,6911446	867,60128	17,998232
12,8	0,6993910	867,97248	17,998187
13,0	0,7074896	868,34168	17,998141
13,2	0,7154413	868,70886	17,998096
13,4	0,7232470	869,07402	17,998049
13,6	0,7309075	869,43714	17,998003
13,8	0,7384236	869,79821	17,997956
14,0	0,7457964	870,15719	17,997908
14,2	0,7530267	870,51407	17,997860
14,4	0,7601153	870,86882	17,997812
14,6	0,7670634	871,22140	17,997763
14,8	0,7738718	871,57180	17,997714
15,0	0,7805415	871,91998	17,997664

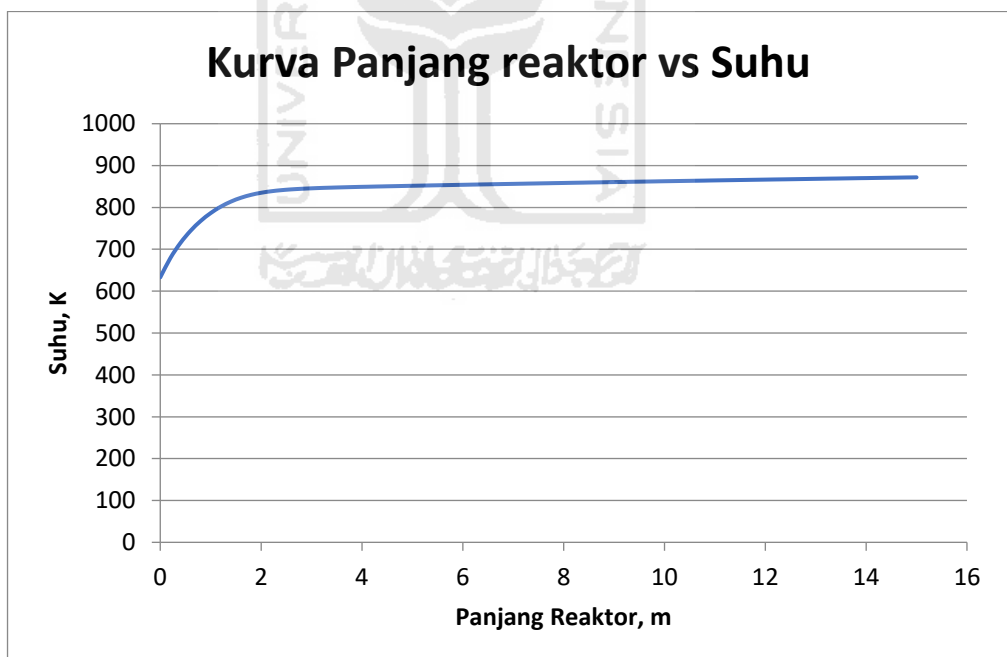
*Space time*            28,85



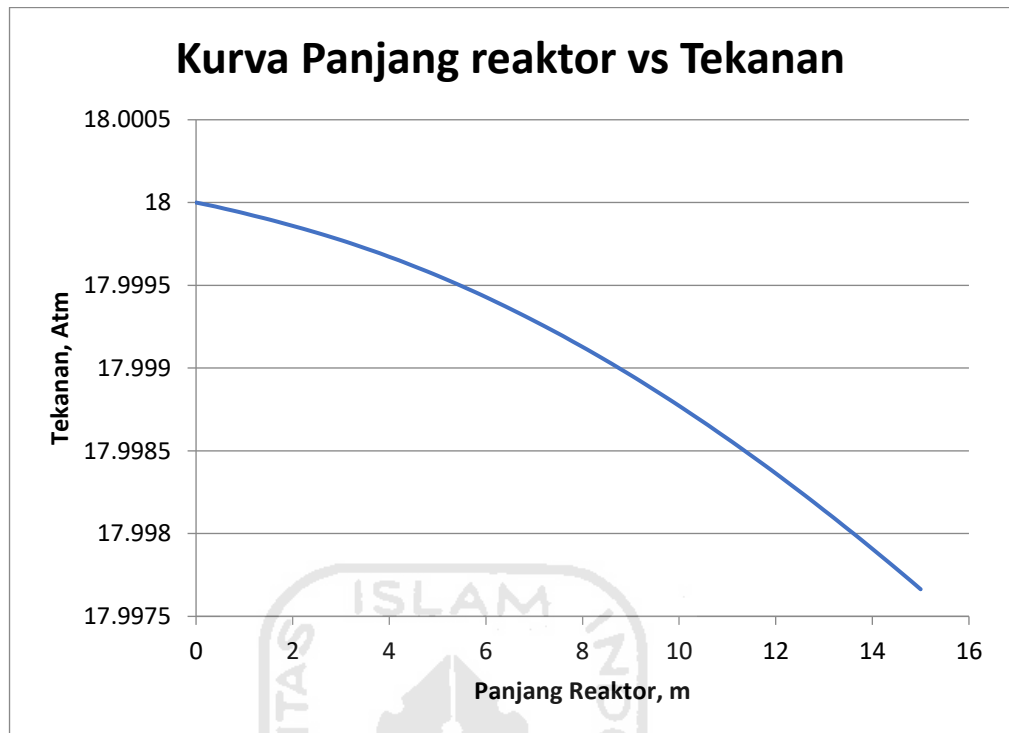
Hasil dalam bentuk grafik adalah sebagai berikut:



Gambar 5.1 Grafik Panjang reaktor vs Konversi



Gambar 5.2 Grafik Panjang reaktor vs Suhu



Gambar 5.3 Grafik Panjang reaktor vs Tekanan

Dari grafik dapat diketahui bahwa untuk mencapai konversi 60% diperlukan panjang pipa reaktor 10,6 m. Pada pipa sepanjang 10,6 m suhu di dalam reaktor akan mengalami kenaikan menjadi 863,77912 K. Tekanan sepanjang pipa 10,6 m adalah 17,998655 atm.

#### Perancangan *Furnace*

Perancangan furnace mengikuti langkah – langkah dalam buku “*Process Heat Transfer*” karya D.Q. Kern (1965).

Pada perancangan ini, digunakan:

<i>Flowrate</i>	= 1095,0094 kmol/jam
<i>L</i>	= 10,6 m
	= 34,7769 ft
<i>Exposed length</i>	= 34,7769 – 1,5 = 33,2769 ft
Jumlah <i>tube</i>	= 80
<i>ID</i>	= 6 in
	= 0,5 ft
<i>Ts</i>	= 890 K
<i>U</i>	= 12000 Btu/hr ft <sup>2</sup>

Menghitung nilai Tg awal

Untuk mendapatkan nilai Tg, dapat menggunakan grafik 19.14 pada buku "Process Heat Transfer" (Kern, 1965) dengan memplotkan nilai  $\frac{\Sigma Q}{\alpha A_{cp}}$  pada grafik.

Dimana:

$$\begin{aligned} \frac{\Sigma Q}{\alpha A_{cp}} &= 2 \times \text{average flux} \\ &= 2 \times 12000 \text{ Btu/hr ft}^2 = 24000 \text{ Btu/hr ft}^2 \\ F &= 0,57 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \frac{\Sigma Q}{\alpha A_{cp} F} &= 42105,2632 \text{ Btu/hr ft}^2 \\ T_g &= 1880 \text{ }^\circ\text{F} = 1026,67^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Mencari nilai Q

$$\begin{aligned} A &= \text{Exposed length} \times \pi \times \text{ID} \\ &= 33,2769 \text{ ft} \times 3,14 \times 0,5 \text{ ft} = 52,2447 \text{ ft}^2 \\ Q &= N_t \times U \times A \\ &= 80 \times 12000 \text{ Btu/hr ft}^2 \times 52,2447 \text{ ft}^2 = 50154949,71 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

Menghitung dimensi *furnace*

$$\begin{aligned} \text{Center-to-center} &= 8,5 \text{ in} = 0,708 \text{ ft} \\ A_{cp} \text{ per tube} &= 23,5711 \text{ ft}^2 \\ \alpha &= 0,83 \\ \alpha. A_{cp} \text{ per tube} &= 23,5711 \text{ ft}^2 \times 0,83 = 19,5640 \text{ ft}^2 \\ \text{untuk jumlah tube yang diketahui maka:} \\ \alpha. A_{cp} \text{ per tube} &= 80 \times 19,5640 \text{ ft}^2 = 1565,1237 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

*Refractory Surface*

	in	ft	m
<i>Lenght</i>	399,322848	33,276904	10,14280034
<i>Width</i>	255	21,25	6,477
<i>Height</i>	212,5	17,70833333	5,3975

Luas *Refractory*

$$\begin{aligned} \text{End walls} &= 2 \times H \times W = 2 \times 17,70833 \text{ ft} \times 21,25 \text{ ft} = 752,6042 \text{ ft}^2 \\ \text{Side walls} &= 2 \times H \times L = 2 \times 17,70833 \text{ ft} \times 33,2769 \text{ ft} = 1178,5570 \text{ ft}^2 \\ \text{Floor and Arch} &= L \times W = 33,2769 \text{ ft} \times 21,25 \text{ ft} = 707,1342 \text{ ft}^2 \\ A_t &= 752,6042 \text{ ft}^2 + 1178,5570 \text{ ft}^2 + 707,1342 \text{ ft}^2 = 2638,2954 \text{ ft}^2 \\ A_r &= A_t - \alpha. A_{cp} \text{ per tube} \\ &= 2638,2954 \text{ ft}^2 - 1565,1237 \text{ ft}^2 = 1073,1717 \text{ ft}^2 \\ A_r/\alpha. A_{cp} \text{ per tube} &= 0,6857 \end{aligned}$$

Mean Beam Length

$$\begin{aligned} \text{Dimension ratio} &= 33,2769 : 21,25 : 17,7083 \\ L &= \frac{2}{3} (\text{furnace volume})^{1/3} \\ &= \frac{2}{3} (33,2769 \times 21,25 \times 17,7083)^{1/3} \\ &= 15,4811 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Tg

Asumsi P parsial

$$\begin{aligned} P_{\text{CO}_2} &= 0,1084 \\ P_{\text{H}_2\text{O}} &= 0,1248 \\ (\text{PL})_{\text{CO}_2} &= 1,6782 \\ (\text{PL})_{\text{H}_2\text{O}} &= 1,9320 \end{aligned}$$

Menghitung emisivitas gas

$$\begin{aligned} T_g &= 1880 \\ q_{\text{CO}_2} &= 8800 \\ q_{\text{H}_2\text{O}} &= 18000 \\ qb &= 21611,1312 \\ T_s &= 1142,6 \\ q_{\text{CO}_2} &= 2100 \\ q_{\text{H}_2\text{O}} &= 5200 \\ qb &= 2948,64835 \end{aligned}$$

$$\frac{p_{\text{CO}_2}}{p_{\text{CO}_2} + p_{\text{H}_2\text{O}}} = 0,4648$$

$$(\text{PL})_{\text{CO}_2} + (\text{PL})_{\text{H}_2\text{O}} = 3,6102$$

$$\% \text{ correction} = 8\%$$

$$\epsilon_G = \left[ \frac{(q_{\text{CO}_2} \text{ at } (\text{PL})_{\text{CO}_2} + q_{\text{H}_2\text{O}} \text{ at } (\text{PL})_{\text{H}_2\text{O}})_{T_g} - (q_{\text{CO}_2} \text{ at } (\text{PL})_{\text{CO}_2} + q_{\text{H}_2\text{O}} \text{ at } (\text{PL})_{\text{H}_2\text{O}})_{T_s}}{(qb)_{T_g} - (qb)_{T_s}} \right] \epsilon_G = 0,9613$$

Menghitung nilai F

Untuk mendapatkan nilai F, dapat dilihat pada fig 19.15 pada buku "Process Heat Transfer" karya Kern (1965)

Menghitung Frc

Karena nilai Ar/ .Acp berada pada range 0,5-4 maka nilai Frc berada diantara:

$$\begin{aligned} \text{Frc (0-0,5)} &= \alpha \frac{A_{cp}}{Ar + \alpha A_{cp}} \\ &= \frac{1565,1237}{1073,1717 + 1565,1237} = 0,5932 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Frc (4-7)} &= \frac{\alpha A_{cp}}{Ar} \\ &= \frac{1565,1237}{1073,1717} = 1,4584 \end{aligned}$$

Sehingga, Frc = 1,0258

Menghitung Ef

$$\begin{aligned} \epsilon_f &= \epsilon G \left[ 1 + \left( \frac{Ar}{\alpha A_{cp}} \right) \times \frac{1}{1 + \left( \frac{\epsilon G}{1 - \epsilon G} \right) \cdot \frac{1}{Frc}} \right] \\ &= 0,9613 \left[ 1 + \frac{1073,1717}{1565,1237} \right] \times \frac{1}{1 + \left( \frac{0,9613}{1 - 0,9613} \right) \cdot \frac{1}{1,0258}} = 0,9874 \end{aligned}$$

Menghitung F

$$\begin{aligned} F &= \frac{1}{\frac{1}{\epsilon_f} + \frac{1}{\epsilon_s} - 1} \\ &= \frac{1}{\frac{1}{0,9874} + \frac{1}{0,9} - 1} = 0,8898 \end{aligned}$$

Menghitung Tg

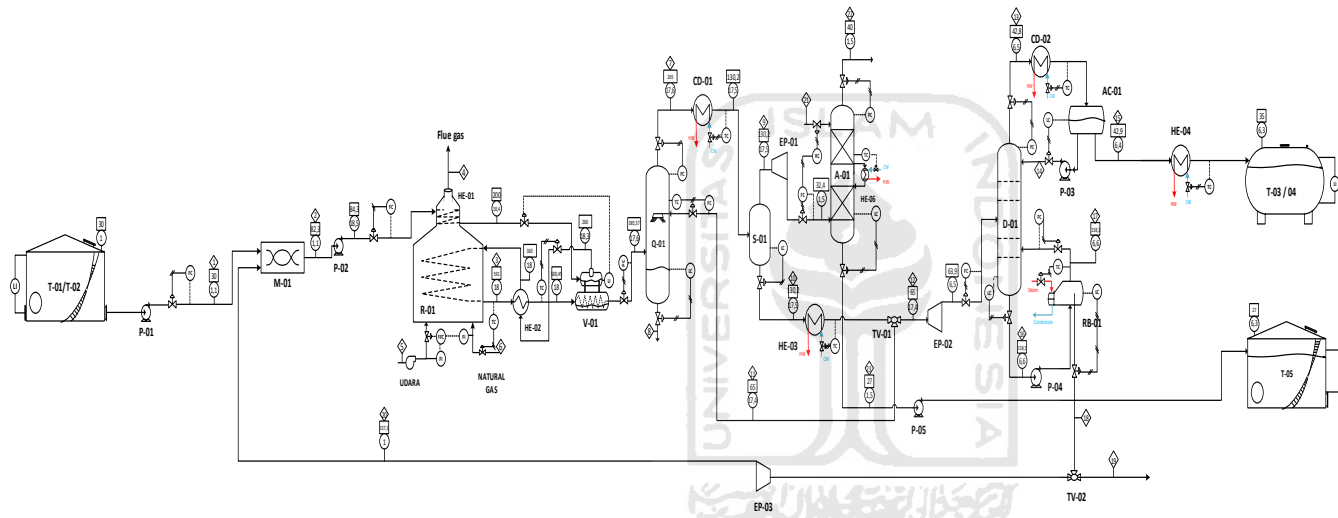
$$\begin{aligned} Q &= 50154949,71 \text{ Btu/hr} \\ \alpha \cdot A_{cp} &= 19,5640 \text{ ft}^2 \\ \frac{\sum Q}{\alpha A_{cp} F} &= \frac{50154949,71}{19,5640 \times 0,8898} = 2881093,551 \\ T_g \text{ terhitung} &= 1860 \text{ }^\circ\text{F} \\ T_g &= 1770 \text{ }^\circ\text{F} = 965 \text{ }^\circ\text{C} \\ T_s &= 1142,6 \text{ }^\circ\text{F} = 617 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$



## LAMPIRAN B



## PRARANCANGAN PABRIK VINYL CHLORIDE MONOMER DENGAN THERMAL CRACKING KAPASITAS 160.000 TON/TAHUN

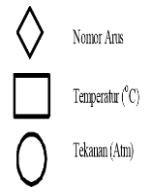


JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2020

PRARANCANGAN PABRIK VINYL CHLORIDE MONOMER DENGAN PROSES THERMAL CRACKING  
KAPASITAS 160.000 TON/TAHUN

Dikerjakan  
1. Iqbal Fathur Rahman (16521050)  
2. Noyan Ilham Pratama (16521106)

- |                   |           |                 |        |
|-------------------|-----------|-----------------|--------|
| Tangki EDC        | T-01/T-02 | Kolom Distilasi | D-01   |
| Tangki VCM        | T-03/T-04 | Condenser       | CD-02  |
| Tangki HCl        | T-05      | Reboiler        | RE-01  |
| Pompa 1           | P-01      | Reflux Drum     | ACC-01 |
| Pompa 2           | P-02      | Ekspander 2     | EXP-02 |
| Pompa Refluks     | P-03      | Absorber        | ABS-01 |
| Pompa Repump      | P-04      | Ekspander 3     | EXP-03 |
| Pompa HCl         | P-05      | Heat Exchanger  | HE-03  |
| Reaktor           | R-01      | Heat Exchanger  | HE-04  |
| Vaporizer         | V-01      | Intercoler      | IN-01  |
| Heat Exchanger    | HE-01     | Mixer           | M-101  |
| Quencher          | Q-01      |                 |        |
| Condenser Parsial | CD-01     |                 |        |
| Separator         | S-01      |                 |        |
| Heat Exchanger    | HE-02     |                 |        |
| Ekspander 1       | EXP-01    |                 |        |



Komponen	Arus (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
EDC	67350,52093	106231,5	43968,7347	0	0	0	61556,3126	160,6152	0	61556,3126	17587,5173	43968,735	43958,6337	444,0272	10,1010	43958,6337	0	43958,634	3011,6908	40347,0029	0	0	0
TCE	7,0107	102,3286	102,328628	0	0	0	143,2601	0,3738	0	143,2601	40,9315	102,3286	102,3286	0,7665	0,0000	102,3286	0	102,3286	7,0107	95,3179	0	0	0
VCM	0	20,53143	20213,9607	0	0	0	28239,5450	73,8403	0	28239,545	8085,584	20213,961	22,0415	0,3527	20191,3152	22,0415	0	22,0415	1,5101	20,5314	0	0	0
HCl	0	0	35641,3521	0	0	0	35641,3521	0	35641	0	0	0	0	0	0	0	35641,35	0	0	0	0	0	35641,3521
C2H2	0	0	8493,34715	0	0	0	8493,3471	0	8494	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	8493,3471	0
H2O	0	0	0	706,343	0	0	0,0000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	83163,16	0	0	0	83103,3818	5940,2255	83163,1564
LNG	0	0	0	0	0	3924	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
O2	0	0	0	0	0	68436,757	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	0	0	0	313,33	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	67357,532	106420,4	108420,4	1020,3	68436,76	3924	134134,4175	234,8293	44135	89399,118	25714,034	64285,084	44083,064	445,1464	20202,0202	44083,0638	118804,509	44083,1	3020,2116	41062,3	83103,38	14434,173	118804,51



