

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah Puji dan Syukur penulis ucapkan ke hadirat Allah ﷻ, karena berkat Rahmat, Karunia dan Hidayah-Nya semua sehingga penulis dapat menyelesaikan Hasil Tugas Akhir ini. Dan tak lupa pula shalawat beserta salam kita limpahkan kepada Nabi Muhammad ﷺ, sebagai pembawa risalah Allah terakhir dan penyempurnaan seluruh risalah-Nya.

Adapun Hasil Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat kurikulum pada Fakultas Teknik, Jurusan Teknik Kimia, Universitas Malikussaleh dengan judul **“Prarancangan Pabrik Perkloroetilen dari Etilendiklorida dan Klorin dengan Proses Klorinasi Kapasitas 100.000 Ton/Tahun”**.

Penulis menyampaikan terima kasih sebesar-besarnya kepada pihak yang telah membantu dalam pelaksanaan penyusunan Proposal Tugas Akhir ini, antara lain:

1. Ayah dan Ibu yang senantiasa memberikan dukungan serta semangat yang tidak ternilai dan tidak terbandingkan, baik secara moril dan material.
2. Bapak Dr. Herman Fithra, ST., MT, IPM, ASEAN.Eng selaku Rektor Universitas Malikussaleh.
3. Bapak Dr. Muhammad, ST., M. Sc selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh.
4. Bapak Dr. Lukman Hakim, ST., M.Eng, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Malikussaleh.
5. Ibu Meriatna, ST., MT, selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Universitas Malikussaleh dan juga sebagai pembahas II.
6. Bapak Ir. Syamsul Bahri, M. Sc, selaku Dosen Pembimbing I, yang banyak membantu penulis dalam penyelesaian Proposal Tugas Akhir ini.
7. Bapak Dr. Zulnazri, S.Si, MT, selaku Dosen Pembimbing II, yang banyak membantu penulis dalam penyelesaian Proposal Tugas Akhir ini.
8. Ibu Novi Sylvia, ST., MT, selaku Dosen Pembahas I.

9. Seluruh Dosen dan Staff Jurusan Teknik Kimia yang sudah banyak membantu penulis dalam penyelesaian Proposal Tugas Akhir ini.
10. Kepada teman-teman seperjuangan seangkatan Teknik Kimia Universitas Malikussaleh yang telah banyak membantu dan memberikan semangat dari awal sampai akhir.

Penulis telah berusaha dalam menyempurnakan Tugas Akhir ini, namun penulis menyadari bahwa penulis tidak mungkin luput dari kesalahan dan kesilapan, untuk itu kritik dan saran yang membangun dari semua pihak sangat penulis harapkan demi kesempurnaan Tugas Akhir ini. Penulis berharap semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Lhokseumawe, 21 November 2022

Penulis

Muhammad Rifki

Zulkifli

Maimun

DAFTAR ISI

	Hal
LEMBAR PENGESAHAN SEMINAR	
KATA PENGANTAR	i
DAFTAR ISI	iii
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR TABEL	ix
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2 Rumusan Masalah.....	2
1.3 Tujuan Perancangan Pabrik	2
1.4 Manfaat Perancangan Pabrik	3
1.5 Batasan Masalah	3
1.6 Kapasitas Perancangan Pabrik.....	3
1.7 Pemilihan Proses.....	7
1.8 Uraian Proses	10
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	
2.1 Asam Nitrat.....	12
2.2 Penggunaan Asam Nitrat	15
2.3 Udara.....	15
2.4 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	18
BAB III NERACA MASSA	
3.1 Neraca Massa	22
3.2 Langkah-langkah Pembuatan Neraca Massa	23
3.3 Hasil Perhitungan Neraca Massa	24

BAB IV NERACA ENERGI

4.1 Neraca Energi	28
4.2 Hasil Perhitungan Neraca Energi	29

BAB V SPESIFIKASI PERALATAN

5.1 Tangki Penyimpanan Amonia (T-101).....	35
5.2 Tangki Penyimpanan Produk (T-302)	35
5.3 Pompa a/b (P-101)	36
5.4 Pompa a/b (P-202)	36
5.5 Pompa a/b (P-203)	37
5.6 Pompa a/b (P-304)	37
5.7 Kompresor (K-101)	38
5.8 Kompresor (K-202)	38
5.9 Heater (H-101).....	39
5.10 Heat Exchanger (HE-101)	39
5.11 <i>Plug Flow Reactor</i> (R-201)	40

BAB VI TUGAS KHUSUS

6.1 Absorber (AB-201)	41
6.2 Menara Distilasi (MD-301)	45

BAB VII UNIT UTILITAS

7.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	52
7.2 Air Pembangkit <i>Steam</i> (BFW).....	54
7.3 Kebutuhan Bahan Bakar	59
7.4 Unit Pengadaan Udara Tekan	60
7.5 Kebutuhan Listrik	60
7.6 Unit Pengolahan Limbah	60

BAB VIII LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

8.1 Tinjauan Umum	64
8.2 Lokasi Pabrik	64
8.3 Tata letak Pabrik (Plant Lay Out)	67
8.4 Tata Letak Peralatan Proses	71

BAB IX ORGANISASI PERUSAHAAN

9.1 Bentuk Perusahaan	73
9.2 Bentuk Badan Usaha	74
9.3 Struktur Organisasi	76
9.4 Tugas dan Wewenang	78
9.5 Manajemen	83
9.6 Sistem Kerja	83
9.7 Status Karyawan dan Sistem Upah	85
9.8 Perincian Jumlah Tenaga Kerja	86
9.9 Kesejahteraan Masyarakat	86
9.10 Pengaturan Gaji Karyawan	87
9.11 Tingkat Pendidikan dan Tenaga Kerja	89

BAB X INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

10.1 Instrumentasi	90
10.2 Keselamatan Kerja Pada Pabrik Asam Nitrat	93

BAB XI ANALISA EKONOMI

11.1 Modal yang Ditanamkan (<i>Capital Investment</i>)	99
11.2 Biaya Produksi (<i>Production Cost</i>)	99
11.3 Analisa Keuntungan dan Kerugian	100

11.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi.....	101
---	-----

BAB XII KESIMPULAN	102
---------------------------------	------------

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN A CONTOH PERHITUNGAN NERACA MASSA

LAMPIRAN B CONTOH PERHITUNGAN NERACA ENERGI

LAMPIRAN C CONTOH PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

LAMPIRAN D CONTOH PERHITUNGAN TUGAS KHUSUS

LAMPIRAN E CONTOH PERHITUNGAN PERALATAN UTILITAS

LAMPIRAN F CONTOH PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Grafik Hubungan Antara Tahun Vs Impor	6
Gambar 1.2	Flowsheet Sederhana Asam Nitrat	11
Gambar 2.1	Asam Nitrat	12
Gambar 3.1	Reaktor PFR.....	25
Gambar 3.2	Absorber Coloumb (AB-201).....	26
Gambar 3.3	Menara Distilasi (MD-301).....	27
Gambar 4.1	Heater	29
Gambar 4.2	<i>Heat Exchanger</i>	30
Gambar 4.3	Reaktor PFR	31
Gambar 4.4	Absorber	31
Gambar 4.5	Distilasi.....	32
Gambar 4.6	Kondensor	33
Gambar 4.7	Reboiler	33
Gambar 6.1	Absorber (AB-201)	41
Gambar 6.2	Skema Komponen Utama Proses Distilasi.....	47
Gambar 8.1	Peta Lokasi Pabrik (Google Maps, 2019)	69
Gambar 8.2	Layout Pabrik Asam Nitrat	70
Gambar A.1	<i>Plug Flow Reaktor</i>	LA-2
Gambar A.2	Masukan Reaktor.....	LA-4
Gambar A.3	Keluaran Reaktor.....	LA-6
Gambar A.4	Absorber Coloumb (AB-201).....	LA-10
Gambar A.5	Menara Distilasi (MD-301).....	LA-16

Gambar B.1 Heater.....	LB-3
Gambar B.2 <i>Heat Exchanger</i>	LB-6
Gambar B.3 Reaktor PFR	LB-9
Gambar B.4 Absorber	LB-15
Gambar B.5 Disitilasi.....	LB-18
Gambar B.6 kondensor.....	LB-21
Gambar B.7 Reboiler	LB-24
Gambar C.1 Tangki Amonia	LC-1
Gambar C.2 Spesifikasi <i>Head</i>	LC-9
Gambar C.3 Pompa	LC-12
Gambar C.4 Heater.....	LC-18
Gambar C.5 Kompresor	LC-22
Gambar C.6 Heat Exchanger.....	LC-23
Gambar C.7 pompa	LC-27
Gambar C.8 Kompresor	LC-33
Gambar C.9 Pompa	LC-34
Gambar C.10 Pompa	LC-41
Gambar C.11 Tangki Produk	LC-47
Gambar C.12 Spesifikasi Head	LC-54
Gambar C.13 Reaktor PFR (R-201).....	LC-58
Gambar D.1 Absorber (201)	LD-1
Gambar D.2 <i>Liquid flow pattern on single pass</i>	LD-10
Gambar D.3 <i>Typical crossflow plate (sieve)</i>	LD-10
Gambar D.4 <i>Torispherical flaged and dished head</i>	LD-13
Gambar D.5 Sistem isolasi menara	LD-20
Gambar D.6 Sketsa skirt menara Absorber.....	LD-32
Gambar D.7 Sketsa <i>anchor bolt chair</i>	LD-34
Gambar D.8 Sketsa penyangga menara Absorber.....	LD-34
Gambar D.9 tipe flange dan dimensinya.....	LD-35
Gambar D.10 Detail ukuran baut	LD-38

Gambar D.11 Detail untuk <i>flange</i> dan <i>bolt</i> pada <i>head</i> menara	LD-40
Gambar D.12 Detail desain <i>manhole</i>	LD-41
Gambar D.13 Menara Distilasi (MD-301)	LD-43
Gambar D.14 <i>Torispherical Flanged And Dished Head</i>	LD-51
Gambar D.15 Sketsa <i>anchor bolt chair</i>	LD-62
Gambar E.1 Sketsa sebagian bar screen, satuan mm (dilihat dari atas)	LE-5
Gambar E.2 <i>Clarifier</i>	LE-8
Gambar E.3 <i>Torispherical head</i>	LE-30

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kapasitas Pabrik Asam Nitrat di Dunia	3
Tabel 1.2 Data Impor Asam Nitrat di Indonesia.	6
Tabel 1.3 Hasil Ekstrapolasi Data Impor Asam Nitrat	7
Tabel 1.4 Perbandingan pada proses pembuatan Asam Nitrat	9
Tabel 2.1 Sifat Fisika Asam Nitrat.....	14
Tabel 2.2 Komposisi Udara Atmosfer yang Belum Terpolusi.....	16
Tabel 2.3 Sifat Fisika Ammonia	18
Tabel 2.4 Sifat Fisika Oksigen	19
Tabel 2.5 Sifat Fisika Nitrogen	20
Tabel 3.1 Perhitungan Neraca Massa Reaktor Plug Flow (PFR-201)	25
Tabel 3.2 Perhitungan Neraca Massa Absorber Coloumb	26
Tabel 3.3 Perhitungan Neraca Massa pada Menara Distilasi (MD-301)	27
Tabel 4.1 Hasil Perhitungan Pada Heater	29
Tabel 4.2 Neraca Energi Total Pada <i>Heat Exchanger</i>	30
Tabel 4.3 Neraca Energi Total Pada Reaktor	31
Tabel 4.4 Neraca Energi Total Pada Absorber.....	32
Tabel 4.5 Neraca Energi Total Pada Distilasi	32
Tabel 4.6 Hasil Perhitungan Pada Kondensor	33
Tabel 4.7 Hasil Perhitungan Pada Reboiler	34
Tabel 6.1 Spesifikasi Menara Absorber (AB-201)	45

Tabel 6.2 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Pabrik Asam Nitrat	50
Tabel 7.1 Kebutuhan Air	53
Tabel 7.2 Kebutuhan untuk <i>steam</i>	55
Tabel 7.3 Kebutuhan Air Pabrik	55
Tabel 7.4 Kualitas Air Sungai Peusangan, Kabupaten Bireun.	56
Tabel 8.1 Perincian Penggunaan Tanah (Lahan).	69
Tabel 9.1 Pembagian Kerja Shift Tiap Regu	85
Tabel 9.2 Perincian Gaji Karyawan	87
Tabel 9.3 Jabatan Karyawan Berdasarkan Tingkat Pendidikan.....	89
Tabel 10.1 Daftar Penggunaan Instrumentasi pada Pra Rancangan Pabrik Asam Nitrat	92
Tabel A.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Poduk.....	LA-1
Tabel A.2 Perhitungan Neraca Massa Reaktor PFR	LA-9
Tabel A.3 Perhitungan Neraca Massa Absorber (AB-201).....	LA-15
Tabel A.4 Perhitungan Neraca Massa Distilasi (MD-301)	LA-20
Tabel B.1 Kapasitas Panas Gas, $C_p (g) = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (J/mol.K)	LB-3
Tabel B.2 Kapasitas Panas Cair, $C_p (l) = A + BT + CT^2 + DT^3$ (J/mol.K) ..	LB-3
Tabel B.3 Perhitungan Panas Masuk pada Heater	LB-4
Tabel B.4 Perhitungan Panas Keluar Pasa Heater	LB-5
Tabel B.5 Neraca Energi Total Pada <i>Heater</i>	LB-6
Tabel B.6 Perhitungan Panas Masuk pada <i>Heat Exchanger</i>	LB-7
Tabel B.7 Perhitungan Panas Keluar pada <i>Heat Exchanger</i>	LB-7
Tabel B.8 Neraca Energi Total Pada <i>Heat Exchanger</i>	LB-8
Tabel B.9 Perhitungan Panas Masuk Pada Reaktor	LB-10
Tabel B.10 Perhitungan Panas Keluar Pada Reaktor	LB-10
Tabel B.11 Neraca Energi Total Pada Reaktor	LB-15
Tabel B.12 Perhitungan Panas Masuk Pada Absorber(F3).....	LB-16
Tabel B.13 Perhitungan Panas Masuk Pada Absorber (F4).....	LB-16

Tabel B.14 Perhitungan Panas Keluar Pada Absorber (F5).....	LB-17
Tabel B.15 Perhitungan Panas Keluar Pada Absorber (F6).....	LB-17
Tabel B.16 Neraca Energi Total Pada Absorbsi	LB-18
Tabel B.17 Perhitungan Panas Masuk Distilasi	LB-19
Tabel B.18 Panas Keluar Distilasi (Ovhd MD-01)	LB-19
Tabel B.19 Panas Keluar Distilasi (Bottom).....	LB-20
Tabel B.20 Neraca Energi Total Pada Distilasi	LB-20
Tabel B.21 Perhitungan Panas Masuk pada Kondensor	LB-21
Tabel B.22 Perhitungan Panas Keluar pada Kondensor	LB-22
Tabel B.23 Neraca Energi Total Pada Kondensor	LB-23
Tabel B.24 Perhitungan Panas Masuk pada Reboiler	LB-24
Tabel B.25 Perhitungan Panas Keluar pada Reboiler	LB-25
Tabel B.26 Perhitungan Panas Keluar Pada Absorber (F5).....	LB-26
Tabel C.1 Densitas Campuran	LC-1
Tabel C.2 Hasil Trial Hs/D terhadap Luas Tangki	LC-3
Tabel C.3 Tekanan Desain Masing-masing <i>Courses</i>	LC-6
Tabel C.4 Ketebalan masing-masing <i>courses</i>	LC-7
Tabel C.5 Panjang <i>shell</i> dari masing-masing <i>course</i>	LC-8
Tabel C.6 pipa <i>commercial steel</i> dengan ukuran	LC-14
Tabel C.7 Ukuran Panjang Equivalent.....	LC-16
Tabel C.8 Data temperatur Heater	LC-19
Tabel C.9 Data Spesifikasi <i>Shell and Tube</i>	LC-21
Tabel C.10 Data temperatur Heat Exchanger	LC-24
Tabel C.11 Data Spesifikasi <i>Shell and Tube</i>	LC-26
Tabel C.12 pipa <i>commercial steel</i> dengan ukuran	LC-29
Tabel C.13 Ukuran Panjang Equivalent.....	LC-30
Tabel C.14 pipa <i>commercial steel</i> dengan ukuran	LC-36
Tabel C.15 Ukuran Panjang Equivalent.....	LC-38
Tabel C.16 pipa <i>commercial steel</i> dengan ukuran	LC-43
Tabel C.17 Ukuran Panjang Equivalent.....	LC-44

Tabel C.18 Densitas Campuran	LC-47
Tabel C.19 Hasil Trial Hs/D terhadap Luas Tangki	LC-49
Tabel C.20 Tekanan Desain Masing-masing <i>Courses</i>	LC-52
Tabel C.21 Ketebalan masing-masing <i>courses</i>	LC-53
Tabel C.22 Panjang <i>shell</i> dari masing-masing <i>course</i>	LC-54
Tabel C.23 Hasil Perhitungan Neraca Massa Reaktor	LC-58
Tabel C.24 Hasil Perhitungan Neraca Energi Reaktor	LC-59
Tabel C.25 Berat Molekul Umpan	LC-59
Tabel D.1 Neraca Massa Absorber (AB-01)	LD-2
Tabel D.2 Berat Molekul Campuran	LD-3
Tabel D.3 Densitas Campuran keluaran bawah (<i>liquid</i>)	LD-4
Tabel D.4 Berat Molekul Campuran	LD-4
Tabel D.5 Densitas Campuran keluaran atas (<i>vapor</i>)	LD-5
Tabel D.6 Spesifikasi Menara Absorber (AB-201)	LD-42
Tabel D.7 Kondisi Operasi pada Menara Distilasi (D-301)	LD-43
Tabel D.8 Viskositas dan Densitas Campuran pada Menara Distilasi (D-301)	LD-43
Tabel D.9 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-301)	LD-44
Tabel D.10 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Pabrik Asam Nitrat	LD-62
Tabel E.1 pipa <i>commercial steel</i> dengan ukuran	LE-1
Tabel E.2 Kebutuhan untuk <i>Steam</i>	LE-3
Tabel E.3 Kebutuhan Air Pabrik	LE-4
Tabel E.4 Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-212)	LE-7
Tabel E.5 Spesifikasi Clarifier (Cl-216)	LE-9
Tabel E.6 Spesifikasi <i>Sand Filter</i> (SF – 218)	LE-14
Tabel E.7 Spesifikasi Tangki Air Filter (TA – 219)	LE-20
Tabel E.8 Spesifikasi Tangki Air Hidran (TP - 403)	LE-21
Tabel E.9 <i>Hot Basin</i> (HB-401)	LE-23
Tabel E.10 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT-240)	LE-26
Tabel E.11 Bak Air pendingin (BA – 241)	LE-27

Tabel E.12 Spesifikasi Kation <i>Exchanger</i> (KA-218)	LE-33
Tabel E.13 Spesifikasi Anion <i>Exchanger</i> (AE-219).....	LE-33
Tabel E.14 Spesifikasi Tangki Air Sanitasi (TA – 228).....	LE-34
Tabel E.15 Spesifikasi Tangki Air Boiler (TB –235).....	LE-35
Tabel E.16 Spesifikasi <i>Deaerator</i> (Da-232).....	LE-40
Tabel E.17 Spesifikasi Tangki Alum (TA-236).....	LE-41
Tabel E.18 Spesifikasi Tangki Klorin (TK-237)	LE-42
Tabel E.19 Spesifikasi Tangki Air Proses (TA-238).....	LE-43
Tabel E.20 Spesifikasi Tangki Alum (TA-236).....	LE-43
Tabel E.21 Spesifikasi Pompa Bak Aerator (PB –215).....	LE-44
Tabel E.22 Spesifikasi Pompa Tangki Alum (PT-312).....	LE-44
Tabel E.23 Spesifikasi Pompa Tangki Klorin (PK– 223)	LE-45
Tabel E.24 Spesifikasi Pompa Clarifier (PC – 215).....	LE-45
Tabel E.25 Spesifikasi Pompa Air Bersih (PA – 220)	LE-46
Tabel E.26 Spesifikasi Pompa Air Pendingin (PA – 240).....	LE-47
Tabel E.27 Spesifikasi Pompa Bak Klorinasi (PB – 244).....	LE-47
Tabel E.28 Spesifikasi Pompa Daerator (PD –231)	LE-48
Tabel E.29 Spesifikasi Pompa Air Proses (PA – 234)	LE-48
Tabel E.30 Spesifikasi Pompa Air pendingin ke peralatan (PA – 243).....	LE-49
Tabel E.31 Kebutuhan Listrik Untuk Kebutuhan Utilitas	LE-50
Tabel F.1 <i>Marshall and Swift Equipment Cost Index</i> pada tahun 2002-2009	LF-1
Tabel F.2 Penaksiran indeks harga dengan <i>Least Square</i>	LF-2
Tabel F.3 Harga Peralatan Proses.....	LF-4
Tabel F.4 Harga Peralatan Utilitas	LF-5
Tabel F.5 Perincian Gaji Karyawan	LF-9
Tabel F.6 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, 90% dan 100%	LF-20
Tabel F.7 Modal Pinjaman Selama Masa kontruksi.....	LF-21
Tabel F.8 8 Modal Sendiri Selama Masa kontruksi	LF-21

Tabel F.9 <i>Cummulative Cash Flow</i> (Rupiah).....	LF-22
Tabel F.10 <i>Trial Laju Bunga</i> (i)	LF-24
Tabel F.11 Biaya FC, VC, SVC dan S	LF-25

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Perkembangan sektor industri di Indonesia, khususnya industri kimia dari tahun ketahun telah mengalami peningkatan baik kualitas maupun kuantitas, sehingga kebutuhan akan bahan baku, bahan pembantu maupun tenaga kerja semakin meningkat. Jika dilihat dari perkembangan industri di Indonesia, maka salah satu sektor industri non migas yang sangat potensial untuk dikembangkan adalah industri kimia, baik hulu maupun hilir. Industri-industri kimia yang sudah ada didalam negeri sebenarnya sudah cukup banyak.

Perkloroetilen adalah salah satu dari sekian banyak zat kimia yang banyak digunakan sebagai bahan baku industry kimia. Pabrik perkloroetilen didirikan dengan tujuan merangsang industri industri yang menggunakan perkloroetilen sebagai bahan baku dan bahan pembantu. Hal ini secara tidak langsung dapat menambah devisa negara dan dapat memanfaatkan potensi yang ada dan didukung

dengan teknologi pembuatan perkloroetilen dengan menggunakan bahan baku berupa etilen diklorida (EDC) dan klorin (Cl₂) yang banyak tersedia di Indonesia.

Melihat dari kebutuhan perkloroetilen pada masa sekarang ini yang semakin meningkat dari tahun ke tahun seiring dengan industri yang memakai produk perkloroetilen, maka dengan berdirinya pabrik ini diharapkan dapat memberi peluang perkembangan industry kimia lainnya. Oleh karena itu pabrik perkloroetilen perlu didirikan di Indonesia dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

1. Dapat menghemat devisa negara, dengan adanya pabrik perkloroetilen di dalam negeri maka impor perkloroetilen dapat dikurangi
2. Dapat memacu berdirinya pabrik-pabrik baru yang menggunakan bahan baku perkloroetilen.
3. Menggunakan bahan baku etilen diklorida yang mudah diperoleh didalam negeri.
4. Membuka lapangan kerja baru dalam rangka turut memberikan lapangan kerja dan pemerataan ekonomi.

1.2 Rumusan masalah

Kebutuhan terhadap pekloroetilen cukup tinggi di indonesia, untuk memenuhi kebutuhan didalam negeri maka dibutuhkan suatu perusahaan yang memproduksi pekloroetilen.

1.3 Tujuan pra rancangan pabrik

Tujuan prarancangan pabrik pekloroetilen dengan proses klorinasi etilen diklorida adalah untuk mengaplikasikan ilmu teknik kimia khususnya di bidang prarancangan, analisa proses dan operasi teknik kimia serta memberikan gambaran kelayakan pendirian pabrik pekloroetilen. Sehingga dengan adanya pabrik pekloroetilen di indonesia diharapkan dapat memenuhi kebutuhan pekloroetilen didalam negeri sehingga menghemat devisa negara yang cukup besar.

1.4 Manfaat prarancangan pabrik

Adapun manfaat pra rancangan pabrik ini adalah agar mahasiswa dapat merealisasikan ilmu yang telah dipelajari pada masa perkuliahan. Dalam hal ini juga diharapkan menjadi acuan bagi mahasiswa yang lainnya untuk mengembangkan pabrik perkloroetilen dengan kapasitas dan hasil yang lebih baik. Manfaat lain yang ingin dicapai adalah terbukanya lapangan kerja dan memacu rakyat untuk meningkatkan produksi dalam negeri yang pada akhirnya meningkatkan kesejahteraan rakyat.

1.5 Batasan Masalah

Didalam penyusunan dan penyelesaian tugas prarancangan Perkloroetilen ini, penyusun membatasi hanya pada Hysys, autodeks P & ID, autodeks 3D plant.

1.6 Penentuan Kapasitas pabrik

Kapasitas rancangan suatu pabrik perlu direncanakan dalam mendirikan pabrik agar dapat mengantisipasi permintaan kebutuhan baik luar maupun dalam negeri. Dalam menentukan kapasitas rancangan perlu dipertimbangkan hal-hal sebagai berikut:

1.6.1 Kapasitas Pabrik yang telah ada

Kapasitas pabrik perkloroetilen yang telah ada di dunia dapat dilihat pada tabel 1.1 sebagai berikut :

Tabel 1.1 Daftar pabrik perkloroetilen yang telah berdiri

Tempat	Kapasitas (ton)
Fort Sasketchewan Alberta, Canada	285.000
Plaquemine Texas, US	275.000
Bayport	360.000

Texas, US	
Port Neches Texas, US	460.000
Dow Cemical Plaquemine, La	40.283,316
PPG Industries Lake Charles, La	200.430,32

(Sumber : ICIS Plants and Projects database, 2022)

1.6.2 Kebutuhan perkloroetilen di Indonesia

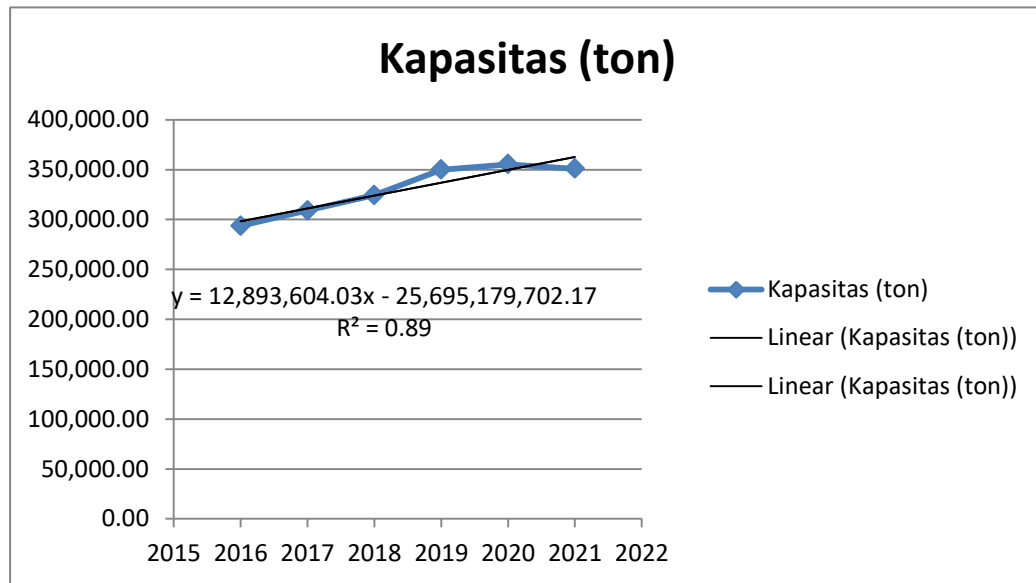
Data impor perkloroetilen di Indonesia dari tahun 2016 sampai tahun 2021 dapat dilihat pada tabel 1.2.

Tabel 1.2. Data impor perkloroetilen di Indonesia

Tahun	Kapasitas (ton)
2016	293.554,13
2017	309.049,32
2018	324.484,16
2019	349.959,23
2020	355.424,25
2021	350.889,26

(Sumber : Badan Pusat Statistik 2022)

Data kebutuhan perkloroetilen dari tahun 2016 sampai dengan 2021 akan terus meningkat. Berdasarkan pada tabel 1.2 dapat dilihat kebutuhan perkloroetilen dari tahun 2022 sampai dengan 2030 dengan cara ekstrapolasi data. Hasil ekstrapolasi kebutuhan perkloroetilen dapat dilihat pada gambar 1.1.



Gambar 1.1 Grafik hubungan antara tahun dan impor

Dari kurva diatas didapatkan persamaan garis lurus $y = 12.893.604,03x - 25.695.179.702,17$ dengan x sebagai fungsi tahun dan nilai $R^2 = 0,89$. Maka dari Persamaan tersebut dapat dihitung kebutuhan perkloroetilen pada tahun 2030 sebagai berikut.

$$y = 12.893.604,03x - 25.695.179.702,17$$

$$y = 12.893.604,03 (2030) - 25.695.179.702,17$$

$$y = 478.836,47 \text{ ton}$$

Tabel 1.3 Hasil ekstrapolasi data impor perkloroetilen

Tahun	Kebutuhan (ton)
2022	375.687,64
2023	388.581,25

2024	401.474,85
2025	414.368,45
2026	427.262,06
2027	440.155,66
2028	453.049,27
2029	465.942,87
2030	478.836,47

Dari tabel 1.3 dapat dilihat dari tahun 2021-2030 perkloroetilen mengalami peningkatan sehingga perlu didirikan pabrik perkloroetilen pada tahun 2030. Dengan data diatas, kebutuhan perkloroetilene di Indonesia pada masa yang akan datang diperkirakan dengan menggunakan metode least square time.

Berdasarkan metode tersebut maka kebutuhan perkloroetilen tahun 2030 adalah sebesar 478.836,47 ton/tahun. maka kapasitas pabrik yang akan dibangun adalah sebesar 100.000 ton/tahun. Sehingga dapat menghemat devisa negara dan kebutuhan dalam negeri tercukupi dengan berdiri pabrik perkloroetilen di dalam negeri maka impor perkloroetilen dapat dikurangi dan selebihnya dapat diekspor.

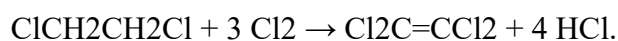
BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Sejarah dan Perkembangan Perkloroetilen

Tetrakloroetilena Tetrakloroetilena pertama kali disintesis oleh Michael Faraday pada 1821 dengan memanaskan heksakloroetana sehingga terurai menjadi

tetrakloroetilena dan klorin. Sekarang tetrakloroetilena dibuat dari etena. Etena diadisi menjadi 1,2-dikloroetana, lalu hasilnya dipanaskan pada 400 °C bersama-sama dengan klorin, dikatalisi oleh kalium klorida dan aluminium klorida, atau karbon teraktivasi, memproduksi tetrakloroetilena. Reaksi ini juga akan memproduksi trikloroetilena sebagai produk samping, yang dapat dipisahkan melintasi distilasi. Persamaan reaksi yang memproduksi tetrakloroetilena merupakan :



Selain itu, tetrakloroetilena juga dibuat dari campuran hidrokarbon-hidrokarbon ringan yang terklorinasi beberapa. Campuran ini merupakan sampah-sampah berbahaya dari beragam bagian kimia, jika tidak direaksikan menjadi senyawa yang lain. Campuran ini dipanaskan bersama klorin yang berlebihan, memproduksi campuran dari tetrakloroetilena, karbon tetraklorida dan hidrogen klorida.

2.2 Perkloroetilen

Perkloroetilen atau juga dikenal dengan nama tetrakloroetilen dengan rumus molekul C_2Cl_4 atau $\text{Cl}_2\text{C}=\text{CCl}_2$ mempunyai berat molekul 165,83. Dalam industry kimia secara luas dikenal dengan nama PER dan PCE. Kemudian pada awal tahun 1925 ditemukan kegunaan perkloroetilen sebagai penggosok logam dan cairan pengering untuk tekstil. Sejak itu perkloroetilen mulai diproduksi secara komersial.

Pada suhu kamar, tetrakloroetilena merupakan cairan yang mudah terbakar. Cairan ini mudah menguap dan memiliki bau yang tajam dan manis. Kebanyakan orang dapat mencium tetrakloroetilena meski dalam konsentrasi 1ppm (0,0001%) dan beberapa orang bahkan dapat menciumnya dalam kadar yang lebih kecil.

Tabel 2.1 Sifat Fisis Perkloroetilen:

Rumus molekul	C ₂ Cl ₄
Berat molekul	165,833 g/mol
Titik didih	121,25°C
Titik beku	-22,35°C
Temperatur kritis	346,85°C
Tekanan kritis	44,3128 atm
Densitas pada 20°C	1,478 g/cm ³
Bentuk	Cair
Warna	Tak berwarna

Tabel 2.2 Sifat kimia Perkloroetilen ;

Rumus molekul	C ₂ Cl ₄
Kemurnian, min	99,8%
Toxicitas	Jika uap perkloroetilen terhisap melebihi batas 200 ppm akan menyebabkan pusing, dan terganggunya system pernafasan. Konsentrasi diatas 1000 ppm akan menyebabkan kematian.

2.3 Etilen Diklorida (EDC)

Etilen diklorida pada suhu ruangan dan tekanan atmosfer berupa cairan tak berwarna, berbau enak sedikit larut dalam air tetapi larut dalam pelarut organik (alkohol, eter, benzene). Etilen diklorida tidak mudah teroksidasi, tidak korosif terhadap logam, mudah menguap, menstabilkan proses hidrolisa pada kondisi normal, tidak mudah terbakar namun mempercepat pembakaran. (Carl. L. Yaws)

Tabel 2.3 Sifat Fisis Etilen Diklorida :

Rumus molekul	C ₂ H ₄ Cl ₂
---------------	---

Berat molekul	98,959 g/mol
Titik didih	83,44°C
Titik Beku	-35,66°C
Temperatur kritis	287,85°C
Tekanan Kritis	52,9977 atm
Densitas pada 20°C	1,253 g/cm ³
Bentuk	Cair
Warna	Tak berwarna

Tabel 2.4 Sifat Kimia Etilen diklorida:

Rumus molekul	C ₂ H ₄ Cl ₂
Kemurnian, min	99,98 %
Toxicitas	Menyebabkan iritasi terhadap kulit dan mata serta menyebabkan kanker

2.4 Klorin

Klorin dan kaporit adalah istilah yang digunakan untuk menyebut zat yang sama. Kaporit adalah bahasa awam dari kalsium hipoklorit yaitu senyawa klorin (Cl₂) yang banyak digunakan sebagai pemutih dan desinfektan. Klorin berwujud gas berwarna kuning-hijau pada suhu kamar. Unsur ini merupakan elemen sangat reaktif.

Tabel 2.5 Sifat kimia klorin :

Rumus molekul	Cl ₂
Kemurnian, min	99,98%
Toxicitas	Menyebabkan iritasi terhadap kulit dan mata serta menyebabkan kanker

Tabel 2.6 Sifat Fisis Klorin :

Rumus molekul	Cl ₂
Berat Molekul	70,905 g/mol
Titik didih	-34,03 °C
Titik beku	-101,03 °C
Temperatur Kritis	144 °C
Tekanan Kritis	76,1016 atm
Densitas pada 20°C	0,573 g/cm ³
Bentuk	Gas
Warna	Hijau kekuningan

Chlorin dapat bereaksi dengan hydrogen sulfite membentuk hydrogen chloride. Reaksi:



Chlorin bereaksi dengan hidrokarbon, memanfaatkan satu atau lebih atom hydrogen dan membentuk hydrogen chloride sebagai hasil samping. Reaksi:



2.5 Asam klorida

Asam adalah molekul anorganik yang melepaskan ion hidrogen (atom hidrogen bermuatan positif) ketika ditambahkan ke air. Molekul-molekul ini cenderung pecah (atau memisah) ketika ditambahkan ke air, dan jumlah ion hidrogen yang dilepaskan selama proses ini akan menentukan keasaman dari larutan.

Asam datang dalam dua tipe dasar: asam lemah dan asam kuat. Asam lemah terdisosiasi parsial, sedangkan asam kuat memisah sepenuhnya dalam air. Salah satu asam kuat yang paling penting adalah asam klorida (HCl).

2.5.1 Sifat sifat HCl

Asam klorida adalah asam kuat, dan terbuat dari atom hidrogen dan klorin. Atom Hidrogen dan klorin berpartisipasi dalam yang berarti bahwa hidrogen akan berbagi sepasang elektron dengan klorin. Ini ikatan kovalen hadir sampai air

ditambahkan ke HCl. Setelah ditambahkan ke dalam air, HCl akan terpisah menjadi ion hidrogen (yang positif dan akan melakat pada molekul air) dan ion klorida (yang negatif).

HCl bening dan tidak berwarna ketika ditambahkan ke air. Namun, asam klorida memiliki bau yang kuat, dan mengandung rasa asam yang khas dari kebanyakan asam. Asam klorida mudah larut dalam air pada semua konsentrasi, dan memiliki titik didih sekitar 110 °C

Asam klorida bersifat korosif, yang berarti akan merusak dan mengikis jaringan biologis bila tersentuh. Selanjutnya, HCl dapat menyebabkan kerusakan besar internal jika terhirup atau tertelan. Untuk alasan ini, disarankan bahwa seseorang yang menangani HCl harus menggunakan sarung tangan, kacamata, dan masker saat bekerja dengan asam ini.

2.6 Kegunaan Produk

Penggunaan utama dari perkloroetilen ini adalah sebagai pelarut dalam industri dry cleaning. Perkloroetilen merupakan salah satu senyawa organik yang sangat luas penggunaannya, antara lain:

1. sebagai bahan penggosok logam (metal degreasing).
2. sebagai cairan pengeringan (dry cleaning liquid) untuk semua jenis tekstil, baik alam maupun sintetis.
3. sebagai pelarut untuk asam benzoat, asam amoniak, asam cinnamic, asam trikloroasetat, karet, cat, tinta dan sabun.
4. sebagai bahan untuk mengekstraksi sulfur dari butiran-butiran oksida yang dipakai dalam purifikasi.

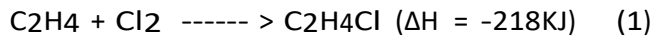
2.7 Pemilihan Proses

Dalam pembuatan etilen diklorida ini ada beberapa macam proses yang digunakan antara lain :

2.7.1 Proses Klorinasi langsung (Direct Chlorination)

Dalam pembuatan etilen diklorida ini ada beberapa macam proses yang digunakan antara lain :

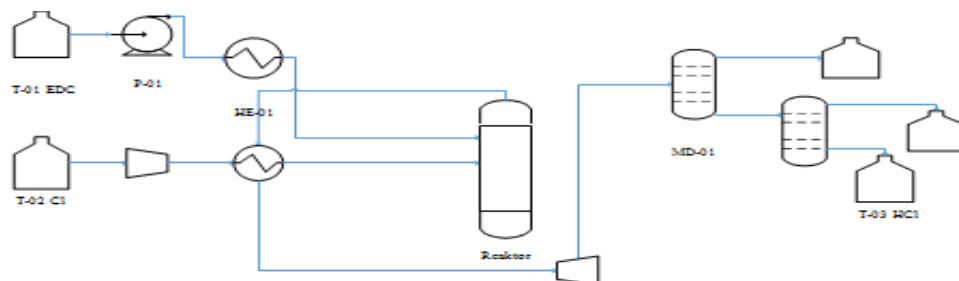
Pada proses klorinasi langsung etilen direaksikan secara adisi dan eksotermis dengan persamaan reaksi:



Produk etilen diklorida mempunyai kemurnian 99,7%. Proses ini dapat direaksikan dalam fase gas dan fase cair. (Kirk Othmer, vol 24, 1996)

2.7.1.1 Fase gas

Etilen dan klorin direaksikan dalam fase gas di reaktor fixbed multitube dengan menggunakan katalis ferro triklorida. Suhu umpan masuk sebesar 15°C dan suhu keluar reaktor 135°C. Reaksi berlangsung pada suhu 89°C dan biasanya dilakukan dalam tekanan atmosfer. Perbandingan etilen dan klorin adalah equimolar dengan yield 90-95% (Groggin, 1985) Setelah keluar reaktor, produk dalam fase gas ini diembunkan. Kemudian produk cair yang berupa etilen diklorida dimurnikan untk memperoleh hasil pada kemurnian tertentu. Proses ini tidak memerlukan penambahan katalis yang terus menerus karena posisi katalis tetap. (Keyes & Faith, 1961)



Gambar 2.1 Flowsheet dasar pembuatan Perkloroetilen dengan proses klorinasi etilen diklorida. (Keyes & Faith, 1961)

1) Unit Penyiapan Bahan Baku

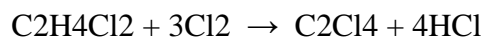
Bahan baku etilen diklorida dengan kemurnian 99,8 % dengan impuritas hydrogen klorida disimpan pada kondisi cair pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C di tangki penyimpanan bahan baku. Dari tangki tersebut, bahan baku dipompa menuju heater untuk diuapkan. Etilen diklorida uap keluar heater dengan temperature 102°C untuk selanjutnya diumpankan kedalam reaktor. Bahan baku gas klorin

dengan kemurnian 99,95 % dengan impuritas nitrogen disimpan pada kondisi cair dengan tekanan 1 atm dan suhu 30°C dikompres menuju heat exchanger untuk dipanaskan. klorin uap keluar heat exchanger dengan temperature 125°C untuk selanjutnya diumpankan kedalam reaktor.

2) Unit Pembentukan Hasil Reaksi

Umpan etilen diklorida dan klorin masuk ke dalam reaktor (R). Reaktor yang digunakan adalah fixed bed beroperasi secara non adiabatic dan non isothermal. Reaksi berjalan pada suhu 200 – 400 °C dan tekanan 1 - 2 atm.

Reaksi yang terjadi:



Reaksi ini bersifat eksotermis dengan konversi etilen diklorida mencapai 95%. Produk reaktor keluar pada suhu 250°C.

3) Unit Pemurnian Awal

Unit pemurnian ini meliputi menara distilasi. Perkloroetilen yang masih tercampur dengan fraksi berat (etilen diklorida) dan fraksi ringan (hydrogen klorida) selanjutnya diumpankan kedalam menara distilasi, guna memisahkan hydrogen klorida sehingga perkloroetilen bebas dari kandungan fraksi ringan. Menara distilasi ini berfungsi untuk memisahkan Hidrogen klorida sebagai produk samping dari bahan lainnya. Hasil bawah berupa perkloroetilen dan fraksi berat kemudian dialirkan ke menara distilasi untuk pemurnian akhir.

4) Unit Pemurnian Akhir

Tujuan unit ini untuk memperoleh produk perkloroetilen dengan spesifikasi yang diinginkan. Hasil pemurnian awal masuk ke menara distilasi. Menara distilasi ini berfungsi untuk memisahkan perkloroetilen sebagai produk utama dari bahan lainnya. Hasil bawah perkloroetilen 97%. kemudian dialirkan ke tangki penyimpanan.

2.7.1.2 Fase cair

Reaksi fase cair adalah proses yang mula-mula dikembangkan secara komersial. Reaksi ini berlangsung dalam reaktor gelembung dengan katalis

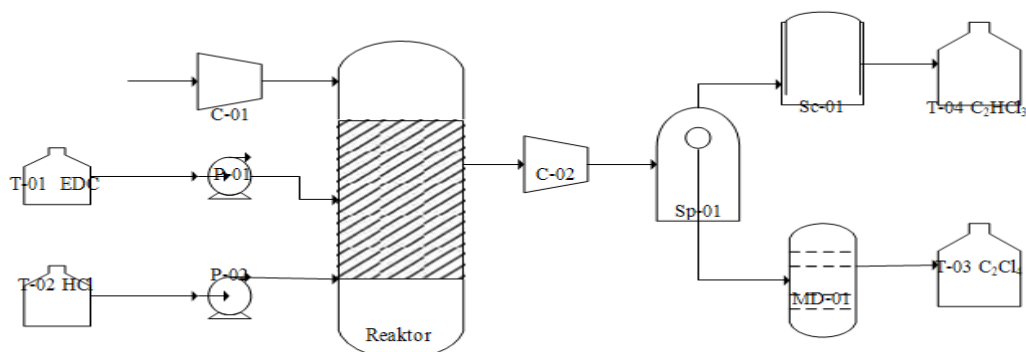
(FeCl₃) ferro triklorida untuk membentuk etilen diklorida. proses berlangsung pada suhu 50-60°C dengan yield 95%. Produk gas hasil atas reaktor diembunkan dalam dua tahap kemudian dipisahkan dalam separator. Produk etilen diklorida cair hasil separator bersama dengan hasil bawah reaktor dicuci dengan NaOH dalam tangki pencuci. selanjutnya etilen diklorida dipisahkan dari fraksi beratnya dalam menara distilasi . proses ini membutuhkan penambahan katalis secara terus menerus (Kirk Othmer, vol 24, 1996).

2.7.2 Proses Oksiklorinasi (Oxychlorination)

Proses ini biasanya digunakan dalam pabrik Vinyl Klorida terpadu dengan merecovery HCl dari hasil cracking Etilen Diklorida menjadi Vinil Klorida. Proses ini berlangsung pada reactor fluidized-bed operasi berlangsung pada temperatur 220-245°C dan tekanan 150-1500 kPa. Sedangkan pada reaktor fixed-bed operasi berlangsung pada suhu 230-300°C dan tekanan pada 150-1400 kPa. Pada proses ini bahan baku C₂H₄, HCl dan O₂ direaksikan bersama untuk membentuk Etilen Diklorida Pada proses ini bahan baku etilen dan HCl dan oksigen direaksikan bersama untuk membentuk Etilen Diklorida menurut reaksi sebagai berikut.



Reaksi yang terjadi sangat eksotermis.(Kirk Othmer, vol 24,1996)



Gambar 2.2 Flowsheet dasar pembuatan perkloroetilen dengan proses oksiklorinasi diklorida. (Austin, 1977)

2.8 Perbandingan Proses

Adapun perbandingan antara Proses Klorinasi langsung fase gas dan fase cair dan oksiklorinasi dapat dilihat pada tabel 2.8.

Tabel 2.8 Perbandingan proses

Parameter	Klorinasi Langsung		Oksiklorinasi
	Fase Gas	Fase Cair	
Bahan Baku	Etilen dan Klorin	Etilen dan Klorin	Etilen, HCl, O ₂
Reaktor	Fix bed multitube	Reaktor Gelembung	Reaktor Fuidizebed
Kondisi Operasi	-	-	-
Suhu	15-135°C	50-60°C	220-245°C
Tekanan	1 atm	1 atm	1,43 - 7,35 atm
Jenis Reaksi	Eksotermis	Endotermis	Eksotermis
Katalis	FeCl ₃	FeCl ₃	CuCl ₂
Kemurnian	99,97%		93-97%

2.8.1 Pemilihan Proses

Dari perbandingan proses-proses tersebut, kami menggunakan proses klorinasi langsung dalam fase gas menggunakan reaktor fix bed. Dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

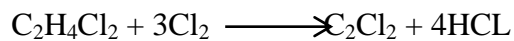
1. Proses lebih mudah dan sederhana dibandingkan dengan proses yang lain
2. Produk yang dihasilkan kemurniannya lebih tinggi
3. Prosesnya lebih cepat

4. Selektivitasnya lebih tinggi

2.9 Uji Ekonomi Awal

Berikut ini merupakan rincian tentang harga bahan baku yang digunakan dan produk yang dihasilkan.

Reaksi :



Analisa ekonomi awal berdasarkan reaksi dapat dilihat pada tabel 2.7.

Tabel 2.7 Analisa ekonomi awal

	Bahan baku		Produk
	Etilendiklorida	Klorin	Perkloroetilen
Berat Molekul g/mol	98,959	70,905	165,833
Harga /kg	10.230	1.561	103.825
Harga /ton	10.230.000	1.561.000	103.825.000
Kebutuhan	1mol x 98,959 = 98,959 g =0,098 kg	3mol x 70,905 = 212,715 g = 0,21 kg	1mol x 165,833 = 165,833 g = 0,16 kg
Harga Total	0,098 x 10.230 = Rp. 1.002,54	0,21 x 1.561 = Rp. 327,81	0,16 x 103.825 = Rp.16.612

(Sumber : Alibaba, 2022)

Produk Perkloroetilen = 100.000 ton/tahun

Produksi Perkloroetilen dalam kg/jam

$$= \frac{100.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 12.626,26 \text{ kg/jam}$$

Harga Perkloroetilen

$$= 12.626,26 \text{ kg/jam} \times \text{Rp.16.612}$$

$$= \text{Rp.}209.747.431,12$$

Harga Etilendiklorida

$$= 12.626,26 \text{ kg/jam} \times \text{Rp.}1.002,54$$

$$= \text{Rp.}12.658.330,70$$

Harga Klorin

$$= 12.626,26 \text{ kg/jam} \times \text{Rp.}327,81$$

$$= \text{Rp.}533.104,29$$

Maka keuntungan yang didapat adalah :

$$= \text{Rp.}209.747.431,12 - \text{Rp.}12.658.330,70 - \text{Rp.}533.104,29$$

$$= \text{Rp.}196.555.996,13$$

Dilihat dari total harga bahan baku dengan keuntungan yang besar maka pabrik ini layak untuk didirikan.

2.9.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Adapun spesifikasi bahan baku dan produk sebagai berikut:

1. Spesifikasi Etilen Diklorida

Fase : Gas

Rumus molekul : $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$

Kemurnian : min 99,98 %

Bahaya : menyebabkan iritasi terhadap kulit dan mata serta menyebabkan kanker.

2. Spesifikasi Klorin

Fase : Gas

Rumus Molekul : HCl

Kemurnian : min 98%

Bahaya : Beracun jika terhirup, dapat mengiritasi mata, sistem pernafasan dan kulit berbahaya bagi lingkungan dan beracun bagi organisme perairan.

3. Spesifikasi Asam Klorida

Fase : cair
Warna : tidak berwarna sampai dengan kuning pucat
Kemurnian : 37% berat
Titik didih : 108,58 °C
Tekanan uap : 16 kPa (20 °C)
Kelarutan : larut dalam air dingin, air panas, dietil eter
Kondisi : Bahan yang tidak kompatibel, sangat reaktif
Ketidakstabilan : terhadap logam, reaktif dengan agen oksidasi, bahan organik, alkali, air
Korosivitas : Sangat korosif terhadap aluminium, tembaga stainless steel.
Bahaya : Dapat menyebabkan iritasi dan terbakar, bahaya jika tertelan, hindari uap dan asapnya, gunakan dalam ventilasi cukup, hindari kontak dengan mata, kulit atau pakaian, cuci tangan dengan bersih setelah dipegang, simpan rapat-rapat. cairan dapat menyebabkan iritasi parah pada saluran pernafasan, yang ditandai dengan batuk, tersedak atau sesak nafas. Paling parah dapat menyebabkan kematian.

4. Spesifikasi Perkloroetilen

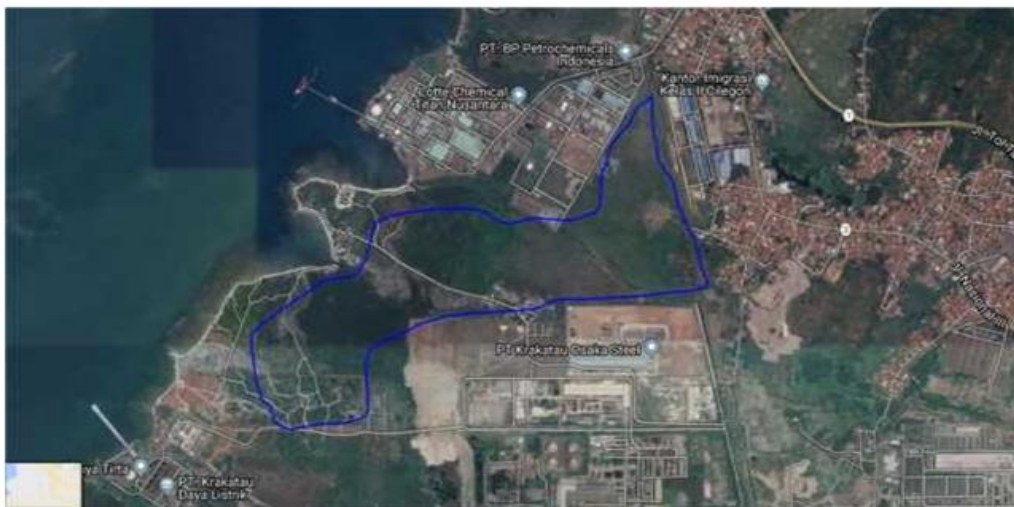
Fase : Cair
Rumus molekul : C_2Cl_4
Kemurnian : min 99,8 %
Bahaya : jika uap perkloroetilen terhisap melebihi batas 200

ppm akan menyebabkan pusing, dan terganggunya system pernapasan. Konsentrasi diatas 1000 ppm akan menyebabkan kematian.

2.10 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan dan kelangsungan dari industri, baik pada masa sekarang maupun pada masa yang akan datang, karena hal ini berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan yang tepat mengenai lokasi pabrik harus memberikan suatu perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi yaitu pertimbangan dalam mempelajari sikap dan sifat masyarakat disekitar lokasi pabrik.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka pabrik Perkloroetilen ini direncanakan berlokasi di daerah Wilayah Cilengon Provinsi Banten .



Gambar 2.3 Lokasi Pabrik

BAB III

NERACA MASSA

Penentuan kapasitas peralatan pabrik serta kebutuhan energi suatu pabrik, diperlukan perhitungan terhadap neraca massa yang masuk dan keluar dari suatu peralatan. Neraca ini sangat diperlukan dalam penentuan spesifikasi setiap peralatan proses. Demikian juga ukuran peralatan ditentukan oleh jumlah massa yang harus ditangani.

3.1 Neraca Massa

Neraca massa merupakan penerapan dari pada prinsip kekekalan massa pada satuan proses. Hukum kekekalan massa menyatakan bahwa "massa tidak dapat diciptakan dan tidak dapat dimusnahkan tetapi dapat dirubah dari satu bentuk ke bentuk yang lain". Perubahan dapat terjadi bila terjadi perubahan energi, tetapi dalam reaksi kimia perubahan massa kecil sekali sehingga prinsip kekekalan massa dapat diberlakukan. Hukum kekekalan massa tidak berlaku pada reaksi-reaksi fusi dan fisi dimana perubahan massa jauh lebih besar dari pada reaksi kimia biasa.

3.2 Persamaan Neraca Massa

Dalam penentuan neraca massa dari suatu sistem atau peralatan diperlukan adanya batasan-batasan dari sistem yang ditinjau. Perhitungan neraca massa pada sistem kontinyu dianggap dalam keadaan tunak (steady state). Aliran proses yang mempunyai lebih dari satu komponen, perhitungan neraca massanya dilakukan pada masing-masing komponen disamping perhitungan neraca massa total. Untuk proses steady state dan tidak terjadi reaksi kimia maka akumulasi adalah nol. Sehingga persamaan neraca massanya dapat dituliskan : Massa masuk = Massa keluar Perhitungan neraca massa untuk pabrik

Perkloroetilen ini dilakukan dengan metode alur mundur, yaitu pertama dilakukan dengan mengambil basis perjam kemudian hasil perhitungan tersebut dikonversikan sesuai kapasitas 18 pabrik. Adapun hasil perhitungan neraca massa dari prarancangan pabrik Perkloroetilen dengan ketentuan sebagai berikut :
Kapasitas produksi tiap tahun = 100.000 ton/tahun
Jumlah hari kerja dalam satu tahun = 330 hari
Jumlah jam kerja dalam satu hari = 24 jam
Kapasitas pabrik tiap jam
Kapasitas produksi = $x \times x = 12.626,2626 \text{ kg/jam}$
3.2.1 Reaktor PFR (PFR - 01) Raktor PFR berfungsi untuk mereaksikan Etilenklorida dan Klorin sehingga menghasilkan Perkloroetilen.
 $C_2H_4Cl_2 + 3Cl_2 \rightarrow C_2Cl_4 + 4HCl$
Gambar 3.1

Reaktor PFR Tabel 3.1 Perbandingan Jumlah Massa Masuk Dan Keluar
 Komposisi Neraca Massa Masuk (kg/jam) Neraca massa keluar (kg/jam) Aliran
 F3 Aliran F6 Aliran F7 C₂H₄Cl₂ 7931,3471 - 396,562408 Cl₂ - 16196,2847 -
 C₂Cl₄ - - 12626,2626 HCl - - 11119,4992 N₂ 15,8945 8,10219 8,10219 Total
 7947,24158 16204,3869 24151,6285 24151,6285 19 3.2.2 Distilasi 01 Distilasi
 berfungsi untuk memisahkan produk samping HCl dengan produk utama
 perkloroetilen. Gambar 3.2 Distilasi 01 Tabel 3.2 Perbandingan Jumlah Massa
 Masuk Dan Keluar Komponen Neraca massa masuk (kg/jam) Neraca keluar
 (kg/jam) F10 F11 F12 C₂H₄Cl₂ 396,562408 - 396,562408 C₂Cl₄ 12626,2626 -
 12626,2626 HCl 11119,4992 11103,604 15,8945 N₂ 8,10219 8,10219 - Jumlah
 24151,6285 11111,7062 13039,9223 Total 24151,6285 24151,6285 3.2.3 Distilasi
 02 Distilasi 02 berfungsi untuk memisahkan produk utama perkloroetilen dengan
 bahan baku sisa sehingga menghasilkan produk yang murni. Gambar 3.3 Distilasi
 02 20 Tabel 3.3 Perbandingan Jumlah Massa Masuk Dan Keluar Komponen
 Neraca massa masuk (kg/jam) Neraca keluar (kg/jam) F12 F13 F14 C₂H₄Cl₂
 396,562408 394,3561 3,4091 C₂Cl₄ 12626,2626 3,4091 12622.8535 HCl 15,8945
 15,8945 - Jumlah 13039,9223 413,6597 12626,2626 Total 13039,9223
 13039,9223 3.2.4 Tangki Produk Perkloroetilen Gambar 3.4 Tangki Perkloroetilen
 Tabel 3.4 Perbandingan Jumlah Massa Masuk Dan Keluar Komponen Neraca
 massa masuk (kg/jam) Neraca keluar (kg/jam) F14 Fperkloroetilen C₂H₄Cl₂
 3,4091 3,4091 C₂Cl₄ 12622.8535 12622.8535 Total 12626,2626 12626,2626

BAB IV

NERACA ENERGI

4.1 Neraca Energi

Perumusan dari neraca energi suatu sistem mirip dengan perumusan neraca massa. Namun, terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu suatu sistem dapat berupa sistem tertutup namun tidak terisolasi (tidak dapat terjadi perpindahan massa namun dapat terjadi perpindahan panas) dan hanya terdapat satu neraca energi untuk suatu sistem (tidak seperti neraca massa yang memungkinkan adanya beberapa neraca komponen).

Menurut Hukum Termodinamika I yang mencakup prinsip kekekalan energi dinyatakan bahwa energi tidak dapat diciptakan dan tidak dapat dimusnahkan, tetapi dapat diubah menjadi bentuk lain. Neraca energi merupakan persamaan matematis yang menyatakan hubungan antara panas masuk dengan panas keluar dari suatu sistem. Konsepnya sama dengan neraca massa, yaitu : $E = E_i - E_o$(4.1)

Dimana: E = Akumulasi panas E_i = Panas masuk E_o = Panas keluar
 Persamaan energi pada proses-proses industri biasanya dapat disederhanakan untuk proses-proses tanpa terakumulasi, sehingga persamaan 3.3 di atas menjadi lebih sederhana, yaitu (Himmelblue,1982) : $E_i = E_o$(4.2)

Jumlah panas masuk dan jumlah panas keluar pada suatu peralatan dapat dihitung dengan persamaan: $Q = m \cdot C_p \cdot \Delta t$(4.3) 22 Dimana: Q =

Jumlah panas yang dihasilkan (kJ/jam) m = Massa (kg/jam) C_p = Panas spesifik (kJ/kmol.K) Δt = Perubahan temperatur (K) (Reklaitis, 1983)
 4.2 Hasil Perhitungan Neraca Energi Perhitungan neraca energi dilakukan untuk keadaan proses sudah mencapai keadaan steady state. Laju alir panas dihitung untuk setiap 1 jam.
 4.2.1 Heater -01 Gambar 4.1 Heater-01 Tabel 4.1 Hasil Perhitungan Pada Heater 01
 Komponen Masuk (kJ/jam) Keluar (kJ/jam) ΔH_1 48043,31496 - ΔH_2 - 555583,798 Q 518878,9279 - Q_{loss} - 11338,44485 Total 566922,24286

566922,24286 4.2.2 Cooler 01 Gambar 4.2 Cooler-01 23 Tabel 4.2 Hasil Perhitungan Pada cooler 01 Komponen Masuk (kJ/jam) Keluar (kJ/jam) ΔH_3 3895691,7272 - ΔH_4 - 481577,2 Q --3404286,4210 - Q_{loss} - 9828,1061 Total 491405,3061 491405,3061 4.2.3 Heater 02 Gambar 4.3 Heat Exchanger-01 Tabel 4.3 Hasil Perhitungan Pada Heat Exchanger 01 Komponen Masuk (kJ/jam) Keluar (kJ/jam) ΔH_5 636234,2575 - ΔH_6 - 814602,5 Q 194992,7833 - Q_{loss} - 16624,5408 Total 831227,0408 831227,0408 4.2.4 Plug Flow Reactor -01 (PFR-01) Gambar 4.5 Plug Flow Reactor-01 24 Tabel 4.5 Hasil Perhitungan Pada Reaktor-01 Komponen Masuk (kJ/jam) Keluar (kJ/jam) ΔH_7 1.370.186,298 0,000 ΔH_8 0,000 6.718.520,88 ΔH_9 0,000 1.453.228,85 Q 6.968.333,84 0,000 Q_{loss} 0,000 166.770,403 Total 8.338.520,14 8.338.520,14 4.2.5 Distilasi-01(MD-01) Gambar 4.6 Distilasi-01 Tabel 4.6 Hasil Perhitungan Pada Distilasi-01 Komponen Masuk (kJ/jam) Keluar (kJ/jam) ΔH_9 -33.282.155,8 - ΔH_{10} - -3.528.549,22 ΔH_{11} - -34.310.991,5 Q_{serap} - 4.557.384,9 Total -33.282.155,8 -33.282.155,8 25 4.2.6 Distilasi-01(MD-02) Gambar 4.7 Distilasi-02 Tabel B.4.7 Hasil Perhitungan Pada Distilasi-02 Komponen Masuk (kJ/jam) Keluar (kJ/jam) ΔH_{12} -3.528.549,22 - ΔH_{13} - -601.728,739 ΔH_{14} - -2.892.300,72 Q_{serap} - 34.519,76 Total - 3.528.549,22 -3.528.549,22

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

Peralatan-peralatan yang digunakan sebagai alat proses (manufacturing) pada prarancangan pabrik Perchloroethylene ini direncanakan dengan ukuran dan kapasitas yang sesuai dengan kebutuhan. Pemberian kode pada masing-masing alat berdasarkan literatur dan disesuaikan dengan nama alat dan ukuran. Kode dengan huruf menunjukkan kode peralatan dan kode angka masing-masing menunjukkan unit proses pada angka pertama, urutan alat pada angka kedua dan ketiga.

5.1 Tangki Penyimpanan

Etilen Klorida Fungsi : Menyimpan bahan baku berupa etilen diklorida
Bahan konstruksi : Carbon steel SA-285 Grade C Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup ellipsoidal Jumlah : 1 unit Kondisi operasi Tekanan : 1 atm
Temperatur : 30 oC Laju alir massa : 7.963,1361 kg/jam Densitas : 1.229 kg/m³
Kebutuhan perancangan : 30 hari Faktor kelonggaran : 20 % Waktu operasi : 24 jam
Dimensi pada T-001 adalah 1. Diameter : 16,8149 m Tinggi : 21.0186 m 2. Volume : a. Volume Ellipsoidal : 4.665,14075 m³ b. Volume Silinder : 5.598,1689 m³ 27

5.2 Tangki Penyimpanan Gas Klorin

Fungsi : Menyimpan bahan baku Cairan Klorin Bahan konstruksi : Carbon steel SA-285 Grade C Bentuk : Silinder horizontal bejana tekan dan tutup ellipsoidal Jumlah : 1 unit Kondisi operasi Tekanan : 2 atm Temperatur : -16,18 oC
Laju alir massa : 16.212,4891 kg/jam Densitas : 2.884 kg/m³ Kebutuhan perancangan : 30 hari Faktor kelonggaran : 20 % Waktu operasi : 24 jam
Dimensi pada T-001 adalah 1. Diameter : 16,0374 m Tinggi : 20,0468 m 2. Volume : a. Volume Ellipsoidal : 4.047,50076 m³ b. Volume Silinder : 4.857,00091 m³

5.3 Tangki Penyimpanan Produk samping HCl

Fungsi : Menyimpan produk samping berupa HCl Bahan konstruksi : Carbon steel SA-285 Grade C Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup ellipsoidal Jumlah : 1 unit Kondisi operasi Tekanan : 1 atm Temperatur : 30

oC Laju alir massa : 11103,604 kg/jam Densitas : 1210 kg/m³ Kebutuhan perancangan : 30 hari 28 Faktor kelonggaran : 20 % Waktu operasi : 24 jam Dimensi pada T-003 adalah 1. Diameter : 18,8832 m 2. Tinggi : 23,6041 m 3. Volume : a. Volume Ellipsoidal : 6.607,10321 m³ b. Volume Silinder : 7.928,52385 m³

5.4 Tangki Penyimpanan Produk Perkloroetilen

Fungsi : Menyimpan produk berupa Perkloroetilen Bahan konstruksi : Carbon steel SA-285 Grade C Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup ellipsoidal Jumlah : 1 unit Kondisi operasi Tekanan : 1 atm Temperatur : 121,1 oC Laju alir massa : 12.626,2626 kg/jam Densitas : 1452 kg/m³ Kebutuhan perancangan : 30 hari Faktor kelonggaran : 20 % Waktu operasi : 24 jam Dimensi pada T-004 adalah 1. Diameter : 18,5475 m 2. Tinggi : 23,1844 m 3. Volume : a. Volume Ellipsoidal : 6.260,9566 m³ b. Volume Silinder : 7.513,14799 m³ 29

5.5 Pompa (P-001)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan baku etilen diklorida dari tangki penyimpanan ke Heater 01 Tipe : Centrifugal Pump Bahan : Commercial Steel Laju alir massa : 7963,1361 kg/jam Densitas (ρ) : 1229 kg/m³ Viskositas (μ) : 0,6931 cP Daya : 30,334 hp

5.6 Kompresor (K-100)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan baku Klorin dari tangki penyimpanan ke Heat Exchanger 101. Tipe : Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower Bahan konstruksi : komersial Stell Laju alir (G) : 16.212,4891 Densitas (ρ) : 2.884 Daya : 564,0585 hp

5.7 Heater 01

Fungsi : Untuk menaikkan suhu bahan baku etilen diklorida dari 30oC menjadi 102 oC Tipe : Double Pipe Jumlah : 1 unit LMTD : 241,004 0 F Surface Area : 234,4984 ft² Data tube: OD tube : 3/4 in BWG : 18 Panjang : 15 ft Pitch : 15/16 in 30 Jumlah tube : 80 tube Jumlah pass : 1 Data shell: Diameter shell : 15,25 in Banyak Baffle : 14

5.8 Cooler 01

Fungsi : untuk menurunkan suhu keluaran reaktor dari 239,5 0C menjadi 50 0C Tipe : 1-2 Shell and Tubes Exchanger Jumlah : 1 unit LMTD : 83,1725 Surface Area : 1.090,5156 Ft² Data tube: OD tube : 1 in BWG : 18 Panjang : 15 ft Pitch : in, Triangular Jumlah tube : 118 tube Jumlah pass : 2 Data shell: Diameter shell : 21,25 in Banyak Baffle : 14

BAB VI

PERENCANAAN TUGAS KHUSUS

6.1 Heat Exchanger (Maimun / 170140121)

Heat Exchanger adalah alat penukar kalor yang berfungsi untuk mengubah temperatur dan fasa suatu jenis fluida. Proses tersebut terjadi dengan memanfaatkan proses perpindahan kalor dari fluida bersuhu tinggi menuju fluida bersuhu rendah. Sebagai alat untuk penukaran panas dari fluida dengan temperatur tinggi ke fluida dengan temperatur rendah, suatu heat exchanger diharapkan mempunyai efektivitas yang tinggi. Secara teoritis kenaikan kecepatan aliran akan menaikkan efektivitas. Namun, hal ini membuat waktu kontak menjadi singkat.

Dari hasil penelitian didapat bahwa efektivitas naik seiring dengan kenaikan kecepatan hingga suatu harga tertentu dan kemudian akan turun. Efektivitas Shell and Tube Heat Exchanger lebih tinggi jika udara panas mengalir dengan kecepatan tinggi (disisi tube) dan udara dingin mengalir dengan kecepatan rendah (di sisi shell). Dalam dunia industri peran dari heat exchanger sangat penting. Misal dalam industri pembangkit tenaga listrik, heat exchanger berperan dalam peningkatan efisiensi sistem. Contohnya adalah ekonomizer, yaitu alat penukar kalor yang berfungsi memanaskan feed water sebelum masuk ke boiler menggunakan panas dari exhaust gas (gas buang). Selain itu heat exchanger juga merupakan komponen utama dalam system mesin pendingin, yaitu berupa evaporator dan condenser.

Kemampuan untuk menerima panas suatu heat exchanger dipengaruhi oleh 3 hal, yaitu: 1. Koefisien overall perpindahan panas (U), 2. Luas bidang yang tegak lurus terhadap arah perpindahan panas, 3. Selisih temperatur rata-rata logaritmik (ΔT_{LMTD}). 6.1.1 Shell and Tube Heat Exchanger Shell and Tube Heat Exchanger merupakan salah satu jenis heat exchanger. Jika aliran yang terjadi sangat besar, maka digunakan shell and tube 32 heat exchanger, dimana exchanger ini adalah yang biasa digunakan dalam proses industri. Exchanger ini

memiliki aliran yang kontinyu. Banyak tube yang dipasang secara parallel dan didalam tube-tube ini fluida mengalir. Tube-tube ini disusun secara parallel berdekatan satu sama lain didalam sebuah shell dan fluida yang lain mengalir di luar tube-tube, tetapi masih dalam shell. Ada dua sisi utama dalam design STHE, Shell Side dan Tube Side. Berdasarkan konstruksinya, STHE dapat dibagi atas beberapa tipe, masing masing tipe diberi kode berdasarkan kombinasi tipe Front Head, Shell, dan Rear Head. Setelah mengetahui karakteristik dari masing masing tipe shell and tube heat exchanger, selanjutnya design didasarkan atas keperluannya. Design yang kompleks biasanya menimbulkan biaya yang lebih mahal dan perawatan yang lebih sulit sehingga biasanya hanya digunakan untuk keperluan yang tidak memungkinkan penggunaan yang lebih simpel. Secara garis besarnya ada dua Tahap Detail Design untuk Shell and Tube Heat Exchanger, Tahap pertama adalah Thermal Design dan selanjutnya diteruskan dengan Mechanical Design. Output atau hasil yang diperoleh pada Thermal design akan menjadi data input untuk Mechanical design.

Dari semua tipe Heat Exchanger, shell & tube Heat Exchanger yang paling baik digunakan. Hal tersebut dapat dikarenakan:

1. STHE memberikan luas permukaan perpindahan panas yang besar dengan volume yang kecil,
2. Memiliki range luas perpindahan panas yang lebar mulai kurang dari 1 meter kuadrat hingga seribuan meter kuadrat dan bahkan lebih,
3. Memiliki rancangan mechanical yang baik, mampu dioperasikan pada tekanan tinggi,
4. Dapat dirancang dengan menggunakan berbagai jenis material,
5. Mudah dibersihkan baik dengan chemical maupun mechanical cleaning,
6. Memiliki prosedur thermal dan mechanical design yang baik,
7. Mudah melakukan penggantian untuk komponen atau bagian-bagian yang cukup mudah rusak seperti gasket dan tube, 33 Sistem shell & tube heat exchanger besar kecilnya perpindahan panas dalam Heat Exchanger dipengaruhi oleh:

1. Luas permukaan perpindahan panasnya,

2. Proses konduksi (tergantung konduktifitas termal bahan materialnya),
3. Proses konveksinya (tergantung koefisien konveksi , dimana $h = k.Nu/d$),
4. Nu = bilangan Nu shell (tergantung banyak parameter tergantung rumusnya siapa yang dipakai), untuk rumus sederhananya Nu tergantung Bilangan Reynold (Re) dan Bilangan Prandtl (Pr) fluidanya dan konstantanya,
5. Tergantung kecepatan aliran fluida (u), diameter saluran (d), dan kekentalan fluidanya.

6.1.2 Pemilihan Fluida Yang Dilewatkan Pada Shell dan Tube

Beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan aliran fluida dalam shell side dan tube side untuk shell and tube exchanger adalah kemampuan untuk dibersihkan, korosi, tekanan, temperatur dan viskositas.

1. Kemampuan untuk dibersihkan (Cleanability)

Jika dibandingkan cara membersihkan Tube dan Shell, maka pembersihan sisi shell jauh lebih sulit. Untuk itu fluida yang bersih biasanya dialirkan disebelah shell dan fluida yang kotor melalui Tube.

2. Korosi

Masalah korosi atau kebersihan sangat dipengaruhi oleh penggunaan dari paduan logam. Paduan logam tersebut mahal, oleh karena itu fluida dialirkan melalui Tube untuk menghemat biaya yang terjadi karena kerusakan shell. Jika terjadi kebocoran pada Tube, heat exchanger masih dapat difungsikan kembali. Hal ini disebabkan karena Tube mempunyai ketahanan terhadap korosif, relative murah dan kekuatan dari small diameter Tube melebihi shell.

3. Tekanan

Shell yang bertekanan tinggi dan diameter yang besar akan memerlukan dinding yang tebal, hal ini akan memakan biaya yang tidak murah atau mahal. Untuk mengatasi hal itu apabila fluida bertekanan tinggi lebih baik dialirkan melalui Tube. 34

4. Temperatur

Biasanya lebih ekonomis meletakkan fluida dengan temperatur lebih tinggi pada Tube side, karena panasnya ditransfer seluruhnya kearah permukaan luar Tube atau kearah shell sehingga akan diserap sepenuhnya oleh fluida yang

mengalir di shell. Jika fluida dengan temperatur lebih tinggi dialirkan pada shell side, maka transfer panas tidak hanya dilakukan ke arah Tube, tapi ada kemungkinan transfer panas juga terjadi ke arah luar shell (ke lingkungan).

5. Viskositas

Fluida yang viscous atau yang mempunyai low transfer rate dilewatkan melalui shell karena dapat menggunakan baffle. Koefisien heat transfer yang lebih tinggi dapat diperoleh dengan menempatkan fluida yang lebih viscous pada shell side sebagai hasil dari peningkatan turbulensi akibat aliran cross flow (terutama karena pengaruh baffles). Biasanya fluida dengan viskositas > 2 cSt dialirkan di shell side untuk mengurangi luas permukaan perpindahan panas yang diminta. Koefisien perpindahan panas yang lebih tinggi terdapat pada shell side, karena aliran turbulen akan terjadi melintang melalui sisi luar tube dan baffle.

6.1.3 Bagian– bagian Shell and Tube Heat Exchanger

Secara keseluruhan komponen utama penyusun shell and tube heat exchanger adalah shell, head stationer, head bagian belakang dan baffle.

1. Shell, biasanya berbentuk silinder yang berisi tube bundle sekaligus sebagai wadah mengalirnya zat.
2. Head stationer merupakan salah satu bagian ujung dari penukar panas. Pada bagian ini terdapat saluran masuk fluida yang mengalir ke dalam tube.
3. Head bagian belakang terletak di ujung lain dari alat penukar panas
4. Baffle (sekat) yang digunakan untuk membelokkan atau membagi aliran dari fluida dalam alat penukar panas. Untuk menentukan sekat diperlukan pertimbangan teknis dan operasional.

6.1.4 Keuntungan shell & tube exchanger

Keuntungan dari shell & tube exchanger adalah sebagai berikut: 35

1. Memiliki permukaan perpindahan panas persatuan volume yang lebih besar,
2. Mempunyai susunan mekanik yang baik dengan bentuk yang cukup baik untuk operasi bertekanan,
3. Tersedia dalam berbagai bahan konstruksi,
4. Prosedur pengoperasian lebih mudah,
5. Metode perancangan yang lebih baik telah tersedia,

6. Pembersihan dapat dilakukan dengan mudah. Adapun rangkuman spesifikasi Heat Exchanger yang digunakan pada prarancangan pabrik Perchloroethylene dapat dilihat pada tabel 6.1

Tabel 6.1 Spesifikasi Shell dan Tube Heat Exchanger Pabrik Perchloroethylene
Shell Side Tube Side IDs = 15,25 in = 1,27 ft Number and Length = 138, 15'0"
ODs = 15,507 in = 1,292 ft IDt = ½ in = 0,0958 ft Baffle Space = 12,962 in = 1,08 ft ODt, BWG, Pitch = ¾ in, 18 BWG, 15/16 in triangular pitch Passes = 1
Passes = 2

6.2 Reaktor Fixed Bed Multitube (Muhammad Rifki /150140111) Reaktor adalah suatu alat proses yang merupakan tempat terjadinya suatu reaksi berlangsung, baik itu reaksi kimia atau nuklir dan bukan secara fisika. Reaktor kimia adalah segala tempat terjadinya reaksi kimia, baik dalam ukuran kecil seperti tabung reaksi sampai ukuran yang besar seperti reaktor skala industri. Salah satu reaktor yang mekanismenya cukup sederhana dibandingkan dengan reaktor-reaktor yang digunakan pada industri kimia adalah reaktor alir pipa. Reaktor tipe ini termasuk jenis reaktor kimia khusus, yaitu fixed bed reactor yang mana terdiri dari lebih satu pipa yang berisi tumpukan katalis dan dioperasikan secara vertikal. Biasanya digunakan untuk reaktan berfase gas, dan perlu diketahui, reaksi kimia tersebut terjadi sepanjang pipa, jadi semakin panjang pipa maka konversinya juga semakin tinggi. Reaktor ini memiliki karakteristik dalam mekanisme reaksi. Pada umumnya karakteristik reaktor alir pipa pada kondisi ideal yaitu: 1. Dapat digunakan untuk mereaksikan dua macam gas sekaligus, 2. kapasitas produksi cukup tinggi, 3. Pemakaian tidak terbatas pada kondisi reaksi tertentu (eksoterm dan endoterm) sehingga pemakaian lebih fleksibel, 4. Aliran fluida mendekati plug flow, sehingga dapat diperoleh hasil konversi yang tinggi, 5. Pressure drop rendah.

6.2.1. Prinsip Kerja Alat Reaktor fixed bed multitube merupakan reaktor dimana fluida bereaksi dengan cara melewati tube (tabung) dengan kecepatan tinggi. Reaktor fixed bed multitube pada hakekatnya hampir sama dengan pipa dan relatif cukup mudah dalam perancangannya. Reaktor ini biasanya dilengkapi dengan selaput membran untuk menambah yield produk pada reaktor. Produk secara selektif ditarik dari reaktor sehingga

keseimbangan dalam reaktor secara kontinu bergeser membentuk lebih banyak produk. Dalam reaktor fixed bed multitube, satu atau lebih reaktan dipompakan kedalam suatu pipa. Biasanya reaksi yang digunakan pada reaktor ini adalah reaksi fasa gas. Beberapa hal penting dalam reaktor alir pipa adalah : 1. Perhitungan dalam reaktor fixed bed multitube mengasumsikan tidak terjadi pencampuran (mixing) dan reaktan bergerak secara aksial bukan radial, 2. Katalisator dapat dimasukkan melalui titik yang berbeda dari titik masukan dimana katalisator ini diharapkan dapat mengoptimal kan reaksi dan terjadi penghematan, 3. Umumnya reaktor fixed bed multitube memiliki konversi yang lebih besar dibandingkan dengan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dalam volume yang sama. Artinya, dengan waktu tinggal yang sama reaktor alir pipa memberikan hasil yang lebih besar dibandingkan RATB. 37 Reaktor (R-401) pada prarancangan ini berfungsi untuk mereaksikan antara benzena dan dodekena. Tipe alat yang digunakan yaitu reaktor fixed bed multitube. Adapun langkah dalam perancangan reaktor yaitu : 1. Menentukan kondisi operasi, 2. Neraca massa, 3. Menghitung densitas, laju alir volumetrik dan kinetika reaksi, 4. Menghitung volume reaktor, 5. Menghitung dimensi reaktor (diameter reaktor, tinggi reaktor, lebar reaktor, tebal shell, tebal head, tinggi head, tinggi reaktor keseluruhan).

6.2.2 Pemilihan Jenis Reaktor

Pemilihan jenis reaktor dipengaruhi oleh faktor-faktor sebagai berikut: 1. Reaksi yang berlangsung adalah fase gas dan gas dengan katalis padat yaitu Ferro triklorida, 2. Kapasitas produksi yaitu 100.000 ton/tahun, 3. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor, 4. Kemampuan reaktor untuk menyediakan luas permukaan yang cukup untuk perpindahan panas.

A. Menentukan Jenis Reaktor Reaktor yang dipilih adalah reaktor fixed bed multitube alasan memilih jenis reaktor ini adalah sebagai berikut : 1) Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fase gas, 2) Reaksi berjalan secara kontinyu, 3) Jenis reaksinya adalah eksoterm karena dalam proses ini melepaskan panas.

B. Menentukan Bahan Konstruksi Reaktor Bahan konstruksi yang digunakan adalah Stainless steel SA-167 Grade 11 type 316 (Brownell & Young, 1959) dengan pertimbangan sebagai berikut: 1. Tahan terhadap korosi, faktor korosi (C) = 0,0125 in/tahun = 0,0032 m/tahun, 2.

Mempunyai allowable stress yang cukup tinggi, 13,750 psi, 38 3. Bisa digunakan sampai temperatur 343,3oC, 4. Tipe pengelasan : Double Welded Bult Joint (E = 0,80). Adapun rangkuman spesifikasi reaktor yang digunakan pada prarancangan pabrik Perchloroethilene dari etilen diklorida dan klorin dapat dilihat pada Table 6.2

Tabel 6.2 Spesifikasi Pada Reaktor Prarancangan Pabrik Perchloroethilene

Fungsi Tempat berlangsungnya reaksi antara Etilen diklorida dan klorin menjadi Perchloroethilene menggunakan katalis Ferro diklorida Kode R-01 Alasan Pemilihan

- Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi fase gas dan gas
- Reaksi berjalan secara kontinyu
- Jenis reaksinya adalah eksoterm

Jenis Reaktor Fixed Bed Multitube Kondisi operasi Temperatur Tekanan : 125 : 2 atm Dimensi

Diameter dalam pipa (IDt) Diameter luar pipa (ODt) Jumlah tube Jenis pitch Clearance Diameter dalam shell (ODs) Diameter luar shell (IDs) Tinggi shell Tipe head Tebal head Jarak baffle Jumlah baffle Waktu tinggal reaktor Jumlah :

3,826 in = 0,3188 ft : 4,19 in = 0,3491 ft : 148 buah : Triangular pitch : 1,0475 in = 0,0873 ft : 32,9724 in = 2,7477 ft : 33,75 in = 2,8125 ft : 15 ft : Elliptical flaned and dished head : 0,4631 in : 9,8916 in = 0,8243 ft : 9 buah : 6,4066 menit : 1 buah

39 **Tabel 6.2 Spesifikasi Pada Reaktor Prarancangan Pabrik Perchloroethilene (sambungan)** Rancangan Alat Bahan konstruksi Posisi Alat : Stainless Steel SA-283 grade C (Brownell & Young, 1959) : Vertikal Katalis Jenis Bentuk Diameter katalis Bulk : Ferro Triklorida : Padat, Kristal : 0,629 in = 0,016 m : 2898 kg/m³

6.3 Menara Distilasi (Zulkifli /170140116) Distilasi adalah suatu proses pemisahan suatu campuran bahan kimia berdasarkan perbedaan titik didih. Dalam distilasi, campuran zat dididihkan sehingga menguap, dan uap ini kemudian didinginkan kembali ke dalam bentuk cairan. Zat yang memiliki titik didih lebih rendah akan menguap lebih dulu. Metode ini merupakan termasuk unit operasi kimia jenis perpindahan massa. Penerapan proses ini didasarkan pada teori bahwa pada suatu larutan, masing-masing komponen akan menguap pada titik didihnya. Model ideal distilasi didasarkan pada Hukum Raoult dan Hukum Dalton (Van Winkle, 1967). Sebuah sistem distilasi umumnya mengandung beberapa komponen utama yaitu:

- Sebuah Shell vertikal dimana pemisahan komponen liquid terjadi, terdapat pada bagian dalam kolom (internal column)

seperti tray atau plate dan packing yang digunakan untuk meningkatkan derajat pemisahan komponen, 2. Sebuah Reboiler untuk menyediakan penguapan yang cukup pada proses distilasi, 3. Kondenser untuk mendinginkan dan mengkondensasikan uap yang keluar dari atas kolom, 4. Reflux drum untuk menampung uap yang terkondensasi dari top kolom sehingga liquid (reflux) dapat di recycle kembali ke kolom. 40 Untuk melihat bagaimana komponen dan proses distilasi dapat dilihat pada Gambar 6.1

Gambar 6.1 Proses Distilasi Sederhana

Fungsi kolom distilasi pada prarancangan pabrik Perchloroethylene yaitu untuk memisahkan Perchloroethylene dan etilen diklorida serta HCl Jenis kolom distilasi yang digunakan yaitu plate tower (kolom distilasi dengan sieve tray). Adapun tujuan perancangan alat kolom distilasi adalah: a. Menentukan tipe kolom distilasi, b. Menentukan bahan konstruksi untuk kolom distilasi, c. Menghitung jumlah plate aktual dan lokasi umpan masuk, d. Menghitung dimensi kolom distilasi yang meliputi diameter kolom, tebal shell kolom, tebal head kolom, dan tinggi kolom.

6.3.1 Pengoperasian Distilasi Campuran liquid yang akan diproses dikenal sebagai feed dan diumpankan pada bagian tengah kolom pada sebuah tray yang dikenal sebagai feed tray. Feed tray dibagi menjadi kolom atas (enriching or rectification) dan kolom bottom (stripping). Feed mengalir ke bawah kolom dikumpulkan pada bagian bawah reboiler. Panas di suplai ke reboiler untuk menghasilkan uap. Sumber panas dapat berasal dari fluida, tetapi kebanyakan juga digunakan steam. Pada penguapan, sumber panas di dapat dari aliran keluar dari kolom lain. Uap terbentuk pada reboiler diumpankan kembali pada bagian bottom. Liquid dikeluarkan dari reboiler dikenal sebagai produk bottom. 41 Aliran uap bergerak ke atas kolom, didinginkan oleh kondensor. Liquid yang dikondensasi ditampung pada vessel yang dikenal sebagai reflux drum. Sebagian liquid di recycle kembali ke top yang dikenal reflux. Liquid yang terkondensasi dikeluarkan dari sistem dikenal sebagai destilat atau produk top.

6.3.2 Penentuan Bahan Konstruksi Dipilih bahan konstruksi jenis Stainless steel SA-167 Grade 11 type 316 (Brownell & Young, 1959), dengan pertimbangan :

1. Mempunyai allowable stress yang besar
2. Cocok digunakan pada sistem kreogenik
3. Struktur kuat
4. Tahan terhadap korosifitas tinggi

6.3.3 Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan kolom distilasi ini dipilih jenis tray dengan pertimbangan : 1. Diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m), 2. Tidak korosif, 3. Produk yang akan dipisahkan tidak mudah membentuk buih (Walas, 1990). Sedangkan jenis tray yang digunakan adalah sieve tray dengan pertimbangan: 1. Pressure drop rendah dan efisiensi tinggi (Ludwig, 1980). 2. Kapasitas tinggi yaitu sebesar 100.000 ton/tahun 3. Biaya perawatan murah 4. Efek korosi pada tray rendah

6.3.4 Perancangan Kolom Distilasi Tahapan perancangan kolom distilasi adalah sebagai berikut :

- Perancangan kolom distilasi
 - Jumlah plate yang dibutuhkan
 - Ukuran diameter kolom
 - Jarak antara tray (tray spacing)
 - Konstruksi detail tray
- Perancangan nozzle
- Perancangan manhole

Adapun rangkuman spesifikasi distilasi yang digunakan pada prarancangan pabrik Perchloroethylene dari etilen diklorida dan klorin dapat dilihat pada Tabel 6.3.

Tabel 6.3 Spesifikasi Distilasi Pada Prarancangan Perchloroethylene Fungsi Memisahkan bahan baku sisa dari produk Perchloroethylene Kode MD-02 Jenis Sieve Tray Kondisi operasi

Kolom Bagian Atas:	Suhu	Tekanan	Kolom Bagian Bawah:	Suhu	Tekanan
	45,10 oC	1 Atm		121,1 oC	1 Atm
Dimensi Tray spacing	Diameter menara, Dc	Tinggi weir	Diameter tray (Dc)	Tray thickness	Panjang weir
Tinggi Total Menara	2 ft	5 ft	0,164 ft	4,9 ft	0,0164 ft
	3,85 ft	10 ft	79,1551 ft	Rancangan Alat	Bahan konstruksi
				Carbon Steel SA-283	Grade C

BAB VII

UNIT UTILITAS

Unit yang merupakan sarana penunjang kelancaran suatu proses produksi dalam suatu pabrik yaitu unit utilitas. Unit utilitas yang terdapat pada pabrik Perchloroethylen adalah sebagai berikut : 1. Kebutuhan uap (steam) 2. Kebutuhan air 3. Kebutuhan bahan kimia 4. Kebutuhan listrik 5. Kebutuhan bahan bakar 6. Unit pengolahan limbah

7.1 Kebutuhan Uap (steam)

Unit ini berfungsi menyediakan steam yang akan digunakan sebagai media pemanas. Kebutuhan steam yang digunakan pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 7.1. Tabel 7.1 Kebutuhan Steam pada Pabrik Perchloroethylen Nama Alat Kebutuhan Steam () Heater 01 540.458,5597 Reboiler MD-01 11.542,5854 Reboiler MD-02 202.906,9598 Total 754.908,1049 Total kebutuhan steam adalah 754.908,1049 . Tambahan untuk kebocoran dan lain-lain diambil dari faktor keamanan sebesar 20%, maka: Jumlah steam yang dibutuhkan = 20% 754.908,1049 = 150.981,621 Jadi, total steam yang dibutuhkan = 905.889,7259

43 7.2 Kebutuhan Air

Air merupakan peran penting dalam proses produksi, baik untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan domestik. Kebutuhan air pada pabrik Perchloroethylen adalah sebagai berikut : 7.2.1 Air Sanitasi atau Domestik Air yang digunakan untuk keperluan konsumsi dan sanitasi merupakan air tawar. Air konsumsi dan sanitasi harus memenuhi beberapa syarat, yaitu : 1. Syarat Fisik : a. Warna nya jernih b. pH netral c. Di bawah suhu udara d. Tidak berbusa e. Kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO₂ f. Tidak berbau g. Tidak berasa 2. Syarat Kimia a. Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg b. Tidak mengandung zat-zat kimia beracun. 3. Syarat Mikrobiologis a. Tidak mangandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat air. (Said dan Wahjono, 1999) 7.2.2 Perhitungan kebutuhan air sanitasi atau domestik : 1. Air untuk perumahan Perumahan karyawan pabrik sebanyak 60 rumah, masing-masing dihuni sekitar 5 orang dan kebutuhan air untuk perumahan diperkirakan

sebesar 100 lt/orang/hari. Maka kebutuhan air untuk perumahan = $100 \times 60 = 12.000 = 369,665 = 814,9718$ 4.2. Kebutuhan air perkantoran Kebutuhan air domestik untuk tiap orang adalah 40–100 ltr/hari (Metcalf, 1991). Diambil 70 liter/hari = $2,9167 \rho \text{ ir p d } 30 \text{ oC} = 15956,41026$ 3 Jumlah karyawan = 302 orang total air domestik = $2,9167 \text{ l} \times 302 \text{ orang} = 880,8464 \times 0,99568 \text{ i r} = 877,0411 = 1933,8757$ 3. Kebutuhan air laboratorium Kebutuhan air untuk laboratorium adalah 1000 – 1800 ltr/hari (Metcalf dan Eddy, 1991), Maka diambil 1200 ltr/hari = $49,784 \text{ kg/jam} = 109,7549514 \text{ lb/jam}$. 4. Kebutuhan air kantin dan tempat ibadah Kebutuhan air untuk kantin dan rumah ibadah adalah 40 – 120 liter/hari (Metcalf dan Eddy, 1991). diambil 120 liter/hari = $5 \rho \text{ ir p d } 30 \text{ oC} = 15956,41026$ 3 Pengunjung rata – rata = 150 orang total kebutuhan airnya = $5 \times 150 \text{ orang} = 750 \times 0,99568 \text{ i r} = 746,76 = 1646,324271$ 5. Kebutuhan air poliklinik Kebutuhan air untuk poliklinik adalah 400 – 600 ltr/hari (Metcalf dan Eddy, 1991), maka diambil 500 ltr/hari = $24,7433 \text{ kg/jam} = 54,54964828 \text{ lb/jam}$. 45 6. Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran diambil $500 \text{ kg/jam} = 1102,5 \text{ lbm/jam}$ Total kebutuhan air domestik $W_{\text{Domestik}} = (814,9718 + 1933,8757 + 1646,3242 + 109,7549514 + 54,54964828 + 1102,5) \text{ lb/jam} = 5.661,97632 \text{ lb/jam}$ 7.2.3 Air Proses Faktor digunakan air sebagai media pendingin untuk air proses adalah: a. Air dapat diperoleh dalam jumlah besar b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya Kebutuhan air pendingin pada pabrik Perchloroethylen dapat dilihat pada Tabel 7.2 berikut ini. Tabel 7.2 Kebutuhan Air Pendingin pada Pabrik Perchloroethylen

Nama Alat	Jumlah Air ()
Cooler 01	52.910,94
Kondensor MD-01	19.387.851,07
Pendingin Reaktor (PFR-01)	3.004.147,488
Kondensor MD 02	1.263.077,053
Total	23.707.986,56

Air pendingin bekas digunakan kembali setelah didinginkan dalam menara pendingin air. Dengan menganggap terjadi kehilangan air selama proses sirkulasi, maka air tambahan yang diperlukan adalah jumlah air yang hilang karena penguapan, drift loss, dan blowdown (Perry, 1997). Air diasumsikan mengalami kebocoran atau pengurangan sebesar 20%, maka: $W_c = 20\% \times 23.707.986,56 = 4.741.597,311$ Air yang hilang karena penguapan dapat dihitung dengan persamaan: $W_e = 0,00085 W_c (T_1 - T_2)$ (Pers. 12-10, Perry,

1997) 46 Di mana : W_c = jumlah air pendingin yang diperlukan T_1 = temperatur air masuk cooling tower = $50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$ T_2 = temperatur air keluar cooling tower = $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$ Maka : $W_e = 0,00085 \cdot 4.741.597,311 \cdot (122 - 86)^\circ\text{F} = 145.092,8777$

Air yang hilang karena drift loss biasanya 0,1 – 0,2 % dari air pendingin yang masuk ke menara air (Perry, 1997). Ditetapkan drift loss 0,2 %, maka: $W_d = 0,002 \times 4.741.597,311 = 9.483,194622$ Air yang hilang karena blowdown bergantung pada jumlah siklus sirkulasi air pendingin, biasanya antara 3-5 siklus (Perry, 1997). Ditetapkan 5 siklus, maka: $W_b = W_c / S - 1 = 4.741.597,311 / 5 - 1 = 1.185.399,328$ Sehingga total air tambahan = $W_e + W_d + W_b = (145.092,8777 + 9.483,1946 + 1.185.399,328) = 1.339.975,4$ Total air proses $W_{\text{proses}} = 1.339.975,4 + 4.741.597,311 + 23.707.986,56 = 29.789.559,27$ Total seluruh kebutuhan air $W_{\text{total}} = W_{\text{proses}} + W_{\text{Domestik}} = (29.789.559,27 + 5.661,97632)$ lb/jam = 29.795.221,2 lb/jam

47 Sumber air untuk pabrik Perchloroethylen dari etilen diklorida dan klorin fase gas dengan kapasitas 100.000 ton/tahun ini adalah dari Sungai Kota Cilegon, Provinsi Banten Dimana kualitas air Sungai Cilegon dapat dilihat pada tabel 7.3 berikut : Tabel 7.3 Kualitas Air Sungai Cilegon, Provinsi Banten Parameter Satuan Kadar (1) (2) (3) Suhu COD BOD Nitrat ($\text{NO}_3\text{-N}$) Nitrit ($\text{NO}_2\text{-N}$) Fosfat (PO_4) Ammonia ($\text{NH}_3\text{-N}$) Deterjen Bakteriologi pH oksigen Terlarut (DO) Total Disolved Solid (TDS) Konduktivitas Chlorida (Cl) Sulfat (SO_4) Iron (Fe) Mangan (Mn) Tembaga (Cu) Hardness (as CaCO_3) Kalsium Magnesium (Mg) 0C Mg/L Mg/L Mg/L Mg/L Mg/L Mg/L Mg/L Jumlah sel/100 ml Mg/L Mg/L S/m Mg/L Mg/L Mg/L Mg/L Mg/L Mg/L Mg/L Mg/L 27-28 0C 1,2 0,55 0,55 - - - - 50 7,0 7,0 250 55,0 8,7 16 1,142 0,154 0,113 87 43 28

Sumber : Laporan Wasdal Pencemaran Air & Laut

48 7.3 Pengolahan Air Kebutuhan air dalam suatu pabrik diperoleh dari sumber air di sekitar pabrik yaitu dari air sungai yang diolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan Pengolahan air melalui beberapa tahapan : a. Penghisapan Tahap ini menggunakan penghisap yang dilengkapi pompa vakum untuk mengalirkan air dari sungai ke stasiun pemompa air. b. Penyaringan (Screening) Tahap ini menggunakan Coarse and Fine Screen yang berfungsi untuk menyaring kotoran berukuran besar yang terpompa. c. Pengendapan

(Sedimentasi) Pengendapan dilakukan secara gravitasi dengan menggunakan settling pit untuk mengendapkan partikel-partikel yang tersuspensi dalam air. d. Koagulasi dan Flokulasi (Klarifikasi) Koagulasi adalah penambahan coagulant aids lalu dilakukan pengadukan dengan cepat sehingga terjadi penggumpalan partikel-partikel koloid yang tidak stabil dan suspended solid yang halus. Flokulasi adalah pengadukan lambat untuk menggumpalkan partikel yang tidak stabil dan membentuk flok -flok kecil menjadi flok besar sehingga dapat mengendap secara cepat. Prosesnya sebagai berikut : Air dari proses pengendapan dialirkan ke bak penampungan kedua. Pada bak ini ditambahkan bahan-bahan kimia (koagulan) sehingga akan terbentuk gumpalan sambil diinjeksikan larutan alum, $Al_2(SO_4)_3$ dan larutan abu Na_2CO_3 . Larutan $Al_2(SO_4)_3$ berfungsi sebagai koagulan utama dan larutan Na_2CO_3 sebagai koagulan tambahan yang berfungsi sebagai bahan pembantu untuk mempercepat pengendapan dan penetralan pH. Pada bak clarifier, akan terjadi proses koagulasi dan flokulasi. Tahap ini bertujuan menyingkirkan Suspended Solid (SS) dan koloid (Degremont, 1991). Koagulan yang biasa dipakai adalah koagulan trivalent. 49 e. Sand Filter Air yang keluar dari clarifier masih mengandung partikel halus yang dapat dipisahkan dengan penyaringan. Filter yang digunakan adalah jenis sand filter dengan menggunakan pasir kasar dan halus. Lalu air yang telah disaring ditampung ke dalam dua buah tangki, yaitu filtered water storage tank, berfungsi untuk menampung air yang digunakan untuk keperluan sehari-hari di pabrik dan di perkantoran. Untuk air proses masih diperlukan pengolahan lebih lanjut, yaitu proses softener dan deaerasi. Untuk air domestik, laboratorium, kantin dan tempat ibadah serta poloklinik dilakukan klorinasi, yaitu mereaksikan air dengan klor untuk membunuh kuman-kuman di dalam air. Klor yang digunakan biasanya berupa kaporit, $Ca(ClO)_2$. Khusus untuk air minum, setelah dilakukan proses klorinasi diteruskan ke penyaring air (water treatment system) sehingga air yang keluar merupakan air sehat dan memenuhi syarat-syarat air minum. Air yang digunakan sebagai air umpan boiler atau boiler feed water (BFW) harus diproses lebih lanjut, diantaranya : 1. Unit Demineralisasi Air Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} ,

Al^{3+} , HCO_3^- , SO_4 , Cl dan lain-lain, dengan bantuan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (boiler feed water). Demineralisasi diperlukan karena air umpan ketel memerlukan syarat-syarat sebagai berikut : 1. Tidak menimbulkan kerak pada ketel maupun pada tube alat penukar panas jika steam digunakan sebagai pemanas. Kerak akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi bahkan bisa menyebabkan tidak beroperasi sama sekali. 2. Bebas dari semua gas-gas yang mengakibatkan terjadinya korosi terutama gas O_2 dan gas CO_2 . Air dari filtered water storage tank diumpankan ke carbon filter yang berfungsi untuk menghilangkan gas klorin, warna, bau serta zat-zat organik lainnya. Air yang keluar dari carbon filter diharapkan mempunyai pH sekitar 7,0- 7,5. Selanjutnya air tersebut diumpankan ke dalam cation exchanger yang berfungsi menukar ion-ion positif atau kation (Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Mn^{2+} , Al^{3+}) yang ada di dalam air umpan. Alat ini sering disebut softener yang mengandung resin jenis Strong Acid Cation Resin (SACR) dimana kation-kation dalam umpan akan ditukar dengan ion H^+ yang ada pada SACR. Akibat tertukarnya ion H^+ dari resin kation-kation yang ada dalam air umpan, maka air keluaran cation exchanger mempunyai pH rendah (3,7) dan Free Mineral Acid (FMA) yaitu CaCO_3 sekitar 12 ppm. FMA merupakan salah satu parameter untuk mengukur tingkat kejenuhan resin (exhausted resin). Pada operasi normal FMA stabil sekitar 12 ppm, apabila FMA turun berarti resin telah jenuh sehingga perlu diregenerasi. Air keluaran cation exchanger kemudian diumpankan ke dalam anion exchanger yang berfungsi sebagai alat penukar anion-anion (HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- , NO_3^- dan CO_3^{2-}) yang terdapat di dalam air umpan. Di dalam anion exchanger mengandung resin jenis Strong Base Anion Resin (SBAR) dimana anion-anion dalam air umpan ditukar dengan ion OH^- yang berasal dari SBAR. Dengan menukar anion-anion dari umpan tersebut, maka ion H^+ dari asam-asam yang terkandung di dalam umpan exchanger menjadi bebas kemudian berikatan dengan OH^- yang lepas dari resin mengakibatkan terjadinya netralisasi sehingga pH air keluar, anion exchanger kembali normal dan ada penambahan konsentrasi OH^- sehingga pH akan cenderung basa. Batasan yang diizinkan pH (8,8 – 9,1)

kandungan $\text{Na}^+ = 0,08 - 2,5 \text{ ppm}$ dan $0,01 \text{ ppm}$. Kandungan silika pada air keluaran anion exchanger merupakan kriteria sebagai titik tolak bahwa resin telah jenuh (12 ppm). Resin diregenerasi menggunakan larutan $\text{NaOH} 4\%$. Air keluaran unit cation dan anion exchanger ditampung dalam demineralizer water storage sebagai penyimpan sementara sebelum diproses lebih lanjut di unit deaerator.

a. Penukar Kation (Cation Exchanger) Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran Ca , Mg dan kation lain yang larut dalam air dengan kation dari resin. Resin yang digunakan bertipe gel dengan merek IRR-122 (Lorch, 1981). Perhitungan Kesadahan Kation Air Sungai Cilegon mengandung kation Fe^{2+} , Mn^{2+} , Ca^{2+} , Mg^{2+} , Zn^{2+} , Cu^{2+} , Ni^{2+} , dan Cd^{2+} masing-masing $0,156 \text{ ppm}$, $0,128 \text{ ppm}$, 98 ppm , 136 ppm , $0,104 \text{ ppm}$, $0,0032 \text{ ppm}$, $0,001 \text{ ppm}$ dan $0,004 \text{ ppm}$. $1 \text{ gr/gal} = 17,1 \text{ ppm}$ Total kesadahan kation = $0,156 + 0,128 + 98 + 136 + 0,104 + 0,005 + 0,001 = 243,398 \text{ ppm} / 17,1 = 13,708 \text{ r}$ Kebutuhan steam = $905.889,7259 = 251,636$ Jumlah air yang diolah = jumlah steam / densitas = $(251,636 / 62,161 \text{ }^3) = 4,0481 \text{ }^3 = 109.018,404$ Kesadahan air = $0,014 \times 109.018,404 = 1.526,257656 = 3.364,822$ Perhitungan ukuran Cation Exchanger Jumlah air yang diolah = $109.018,404 = 1.816,9734 \text{ i}$ Volume resin yang diperlukan : Total kesadahan air = $3.364,822 \text{ }^2$ Dari Tabel 12.2, The Nalco Water Handbook (1988) diperoleh: Kapasitas resin = $20 \text{ }^3 = 44,092 \text{ }^3$ Kebutuhan regenerant = $6 \text{ lb H}_2\text{SO}_4/\text{ft}^3$ resin Kebutuhan resin = total kesadahan air / kapasitas resin Jadi, kebutuhan resin = $3.364,822 / 44,092 \text{ }^3 = 76,3136 \text{ }^3$ Tinggi resin = kebututhan resin / luas resin Tinggi resin = $76,3136 \text{ }^3 / 3,14 = 24,3037 \text{ ft}$ Sehingga volume resin yang dibutuhkan = $24,3037 \text{ ft} \times 3,14 \text{ ft}^2 = 76,3136 \text{ ft}^3$ Waktu regenerasi = (volume resin x kapastas resin) / total kesadahan air Waktu regenerasi = $(76,3136 \text{ ft}^3 \times 44,092 \text{ }^3) / 3.364,822 = 1 \text{ jam} = 60 \text{ menit}$

b. Penukar Anion (Anion Exchanger) Penukar anion berfungsi untuk menukar anion yang terdapat dalam air dengan ion hidrglikol dari resin. Resin yang digunakan bermerek IRA-410 (Lorch,1981). Perhitungan Kesadahan Anion Air Sungai Cilegon mengandung Anion Cl^- , SO_4^{2-} , CO_3^{2-} , H_3PO_4 , dan NO_3^- , NO_2^- dan CN^- masing-masing $1,86 \text{ ppm}$, $10,6 \text{ ppm}$, 148 ppm , $0,49 \text{ ppm}$,

0,76 ppm, 0,011 ppm dan 0,004 ppm. Total kesadahan anion = $1,86 + 10,6 + 148 + 0,49 + 0,76 + 0,011 + 0,004 = 161,725$ ppm / $17,1 = 9,4576$ r

53 Kebutuhan steam = $905.889,7259 = 251,636$ Jumlah air yang diolah = jumlah steam / densitas = $(251,636 / 62,161 \text{ }^3) = 4,0481 \text{ }^3 = 109.018,404$ Kesadahan air = $0,009 \times$ jumlah air yang di olah Kesadahan air = $0,009 \times 109.018,404 = 981,1656 = 2.163,0998$ Perhitungan ukuran Anion Exchanger Jumlah air yang diolah = $109.018,404 = 1.816,9734$ i Volume resin yang diperlukan : Total kesadahan air = $2.163,0998$ Dari Tabel 12.2, The Nalco Water Handbook (1988) diperoleh: Kapasitas resin = $12 \text{ }^3 = 26,455 \text{ }^3$ Kebutuhan regenerant = $5 \text{ lb H}_2\text{SO}_4/\text{ft}^3$ resin Kebutuhan resin = total kesadahan air / kapasitas resin Jadi, kebutuhan resin = $2.163,0998 / 26,455 \text{ }^3 = 81,7656 \text{ }^3$ Tinggi resin = kebututhan resin / luas resin 54 Tinggi resin = $81,7656 \text{ }^3 / 3,14 = 26,0398 \text{ ft}$ Sehingga volume resin yang dibutuhkan = $26,0398 \text{ ft} \times 3,14 \text{ ft}^2 = 81,7656 \text{ ft}^3$ Waktu regenerasi = $(\text{volume resin} \times \text{kapastat resin}) / \text{total kesadahan air}$ Waktu regenerasi = $(81,7656 \text{ ft}^3 \times 26,455 \text{ }^3) / 2.163,0998 = 1 \text{ jam} = 60 \text{ menit}$ Kebutuhan regenerant NaOH = total kesadahan air x (regenerant/kapastat resin) = $2.163,0998 \times (5 \text{ }^3 / 26,455 \text{ }^3) = 11.444,9742$

2. Unit Polisher Hampir sebagian hasil kondensasi steam (80%) yang digunakan pada alat- alat proses dan pembangkit tenaga dikembalikan untuk digunakan kembali sebagai air umpan boiler (condensate return system). Kondensat ini biasanya akan membawa produk-produk korosi sepanjang perpipaan. Hal ini dimungkinkan karena masih terdapatnya kontaminan-kontaminan yang terdapat dalam steam kondensat maupun kemungkinan adanya kebocoran di dalam sistem air pendingin. Kontaminan dalam steam kondensat menyebabkan korosi meningkat maka kondensat ini perlu diolah sebelum digunakan sebagai umpan boiler di unit polisher untuk mengurangi atau mengambil ion-ion produk yang terbawa ke dalam kondensat. Produk korosi sebagian besar berupa ion-ion besi (Fe) dan tembaga (Cu) maka yang digunakan untuk menukar ion-ion Fe dan Cu hardness (Ca, Mg) yang terlarut. Apabila resin telah jenuh maka diregenerasi menggunakan NaCl. Proses regenerasi resin polisher mempunyai pengaruh yang sangat penting terhadap kualitas air yang akan diolah khususnya adanya siklus sodium. Air yang keluar dari unit polisher

selanjutnya dikirim bersama air dari unit demineralisasi untuk diolah di unit deaerator (Nurhalimah, 2017). 55

3. Unit Dearator Deaerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (ion exchanger) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Pada deaerator ini, air dipanaskan hingga 90°C supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O₂ dan CO dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut dapat menyebabkan korosi. Pemanasan digunakan dengan menggunakan koil pemanas di dalam Deaerator.

7.4 Kebutuhan Bahan Kimia

a. Alum Sulfat (Al₂(SO₄)₃) Berfungsi untuk membentuk gumpalan dari partikel yang tersuspensi dalam air. Bila alum dikontakkan dengan air maka akan terjadi hidrolisa yang menghasilkan alumunium hidroksida (Al₂(SO₄)₃) dan asam sulfat. Reaksi yang terjadi adalah:

$$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O} + 6 \text{H}_2\text{O} \diamond 2\text{Al}(\text{OH})_3 + 3\text{H}_2\text{SO}_4 + 18\text{H}_2\text{O}$$

b. Kaustik Soda (NaOH) Berfungsi untuk menetralkan asam akibat reaksi pada proses sebelumnya, Konsentrasi caustik soda yang ditambahkan bergantung pada keasaman larutan. pH diharapkan antara 6-8. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$$\text{H}_2\text{SO}_4 + \text{NaOH} \diamond \text{Na}_2\text{SO}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$$

c. Asam sulfat (H₂SO₄) Berfungsi untuk menyerap atau mengikat ion-ion negatif yang terdapat dalam air yang keluar dari demineraliser. Reaksi yang terjadi adalah:

$$\text{H}_2\text{SO}_4 + 2\text{R} = \text{N} - \text{OH} \diamond (\text{R} = \text{N})_2\text{SO}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$$

d. Kaporit (Ca(Cl)₂) Berfungsi untuk mensterilkan air dengan membunuh kuman, bakteri dan virus alam air. Reaksi yang terjadi adalah:

$$(\text{Ca}(\text{Cl})_2) + 2\text{H}_2\text{O} \diamond \text{Ca}(\text{OH})_2 + 2\text{HCL} + 2\text{O}_2$$

Tabel 7.4 Kebutuhan Bahan Kimia Pada Unit Utilitas Alumina sulfat Al₂(SO₄)₃ 0,012 0,00000333 56 Asam sulfat (H₂SO₄) 0,007 0,00000194 Kaporit (Ca(Cl)₂) 0,0000622 0,0000000172 Kaustik Soda (NaOH) 0,020 0,00000555

Sumber : Laporan Wasdal Pencemaran Air & Laut

1. Harga Bahan Baku Utilitas

a. Alum, Al₂(SO₄)₃ Kebutuhan = 17.748 kg/jam = 140.564,16 kg/tahun Harga/kg = Rp 4.803,- (www.matche.com) Harga kg per tahun = Rp 675.129.660,-

b. Asam Sulfat (H₂SO₄) Kebutuhan = 10.353 kg/jam = 81995.82 kg/tahun Harga/kg = Rp 4,500,- (www.matche.com) Harga kg per tahun = Rp 368.980.920,-

c. NaOH Kebutuhan = 29,580 kg/jam = 234.273,6 kg/tahun Harga/kg = Rp 3,100,- (www.matche.com) Harga kg per tahun = Rp

726,248,160,- d. Kaporit ($\text{Ca}(\text{Cl})_2$) Kebutuhan = 0.092 kg/jam = 728,64 kg/tahun
 Harga/kg = Rp 4,610,- (www.matche.com) Harga kg per tahun = Rp 3,359.030,-
 57 Kebutuhan Listrik Pada prarancangan pabrik Perchloroethylen ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari PT. PLN dan generator sebagai cadangan. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik dengan pertimbangan: 1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar 2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator. 3. Generator AC yang digunakan jenis generator AC, yang mempunyai keuntungan : a. Tenaga listrik stabil b. Daya kerja lebih besar c. Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit Kebutuhan listrik untuk unit proses, utilitas dan penunjang dapat dilihat pada Tabel 7.5, Tabel 7.6 dan Tabel 7.7 berikut :

Tabel 7.5 Kebutuhan Listrik pada Unit Proses Nama Alat Kebutuhan Daya Listrik (Hp) Pompa (P-01) 42,2018 Pompa (P-02) 16,5625 Pompa (P-03) 92,1006 Total 150,8649

Tabel 7.6 Kebutuhan Listrik pada Utilitas Nama Alat Kebutuhan Daya Listrik (Hp) Pompa Air Sungai (PU-01) 662,2991 Pompa Bak Pengendapan (PU-02) 662,2991 Pompa Clarifier (PU-03) 662,2991 Pompa Sand Filter (PU-04) 662,2991 Pompa Menara Air (PU-05) 662,2991 Pompa Kation Exchanger (PU-06) 662,2991 Pompa Anion Exchanger (PU-07) 662,2991 58 Pompa Deaerator (PU-08) 0,011 Pompa WTC (PU-09) 11,2621 Pompa Tangki Air Domestik (PU-010) 662,2991 Total 5.309,6659

Tabel 7.7 Kebutuhan Listrik pada Unit Penunjang Nama Unit Penunjang Kebutuhan Daya Listrik (Hp) Ruang kontrol dan laboratorium 30 Penerangan dan Kantor 30 Bengkel 40 Perumahan 100 Pengolahan Limbah 21 Total 221

Total kebutuhan listrik adalah : = 5681,5308 Hp = 4236,71679 kW Digunakan generator dengan efisiensi 80% maka : = $4.236,71679 \text{ kW} / 0,8 = 5.295,8959 \text{ kW}$ Ditetapkan input generator 8000 kW sehingga : = $(8000 - 5.295,8959) \text{ kW} \times 0,8 = 2.163,28328 \text{ kW}$ Maka masih ada sisa 2.163,28328 kW yang dapat digunakan untuk keperluan lainnya.

7.5 Kebutuhan Bahan Bakar Bahan bakar yang digunakan untuk ketel uap dan pembangkit tenaga listrik (generator) adalah minyak solar karena minyak solar efisien dan mempunyai nilai bakar yang tinggi. Keperluan Bahan Bakar Generator Nilai bahan bakar solar = 19.860 Btu/lbm (Perry,1999) Densitas bahan

bakar solar = 0,89 = 1,962 59 Daya output generator = 1.880,505 kW Daya generator dihasilkan = $(1.880,505 \text{ kW} \times 0,9478 \times 3600) = 6.416.433,971$ Jumlah bahan bakar = $(6.416.433,971 / 19.860) = 323,083$ Kebutuhan solar = $(323,083) / (1,962) = 164,670$ Keperluan Bahan Bakar Boiler Uap yang dihasilkan ketel uap = 1.135,8 Kalor laten saturated steam (932°F) = 3.478,4 (Geankoplis, 1978) Panas yang dibutuhkan ketel : = $(1.135,8 \times 3.478,4) = 3.950.766,72$ Efisiensi ketel uap (85%) = 0,85 Panas yang harus disuplai = $(3.950.766,72 / 0,85) = 4.647.960,84706$ Jumlah bahan bakar = $(4.647.960,84706 / 9.088,3) = 511,4225 = 1.127,4936$ Kebutuhan solar = $1.127,4936 / 0,89 = 1.266,8468$ 60 Jadi total kebutuhan solar = $164,670 + 1.266,8468 = 1.431,51676$ Spesifikasi Boiler Tipe : Water tube boiler Jumlah : 1 buah Heating surface : 270.177,929 ft² 7.6 Unit

Pengolahan Limbah Limbah dari suatu pabrik harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer, karena limbah tersebut mengandung bermacam-macam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus memgolah limbahnya sebelum di buang ke alam. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah. Berdasarkan peraturan pemerintah nomor 82 tahun 2001 tentang pengelolaan kualitas air dan pengendalian pencemaran air menerangkan bahwa pengelolaan kualitas air dilakukan untuk menjamin kualitas air yang diinginkan sesuai peruntukannya agar tetap dalam kondisi alamiahnya. Selain itu, pengendalian pencemaran air dilakukan untuk menjamin kualitas air agar sesuai dengan baku mutu air melalui upaya pencegahan dan penanggulangan pencemaran air serta pemulihan kualitas air. Limbah yang dihasilkan dari pabrik Perchloroethylen adalah : a. Limbah cair Limbah cair yang dihasilkan oleh pabrik Perchloroethylen antara lain adalah limbah buangan sanitasi dan air limbah proses, air berminyak dari alat-alat proses dan air sisa proses.

1. Air buangan sanitasi dan limbah proses Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet di kawasan pabrik dan air limbah proses dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan desinfektan Ca- hypochlorite.
2. Air berminyak dari mesin proses Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain. Pemisahan

dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak di bagian atas dialirkan ke penampung minyak dan pengolahannya dengan pembakaran di dalam tungku pembakar, sedangkan air di bagian bawah dialirkan ke penampungan akhir kemudian dibuang.

3. Air sisa proses Limbah air sisa proses merupakan limbah cair yang dihasilkan dari kegiatan proses produksi, seperti air sisa regenerasi. Air sisa regenerasi dari unit penukar ion dan unit demineralisasi dinetralkan dalam kolam penetralan. Penetralan dilakukan dengan menggunakan larutan H_2SO_4 jika pH air buangnya lebih dari 7,0 dan dengan menggunakan larutan $NaOH$ jika pHnya kurang dari 7,0. Air yang netral dialirkan ke kolam penampungan akhir bersama-sama dengan aliran air dari pengolahan yang lain dan blow down dari cooling tower.

b. Limbah Padat Limbah padat yang dihasilkan adalah katalis yang sudah habis massa aktifnya. Penanganannya adalah dengan mengemas katalis non aktif tersebut sedemikian rupa sehingga terhindar dari kebocoran dan kemudian dibuang pada tempat pembuangan akhir bahan – bahan berbahaya.

c. Limbah Gas Limbah gas buangan dari proses dikeluarkan dari purging bahan baku yang berfase gas. Hal ini tidak memerlukan penanganan khusus karena tidak berbahaya.

62 Diperkirakan untuk sistem pengolahan limbah Diperkirakan jumlah air buangan pabrik :

1. Pencucian peralatan pabrik = 60
2. Limbah domestik dan kantor diperkirakan air buangan tiap orang : - Domestik = 15 - Kantor = 30

Jumlah karyawan = 255 orang Jadi, jumlah limbah domestik dan kantor = $255 (15 + 30) (1 \text{ hari}/24 \text{ jam}) = 467,500$

3. Laboratorium 15 Total air buangan pabrik = $60 + 467,500 + 15 = 542,500$

7.7 Spesifikasi Peralatan Utilitas

7.7.1 Tangki Clarifier (H-210) Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena Penambahan alum dan soda abu. Tipe : External Solid Recirculation Clarifier Bahan konstruksi : Stainless steel SA-240 grade S Jumlah : 3 unit Kapasitas air : $187.398,76757 \text{ ft}^3$ Diameter : 155,5 ft Tinggi : 233,25 ft Kedalaman air : 9,842 ft

7.7.2 Pompa Air Sungai (L-211) Fungsi : Memompa air dari sungai ke bak penampungan air Jenis : Pompa sentrifugal Jumlah : 3 Unit (1 standby) Bahan konstruksi : Commercial steel Laju volumetrik : 52,0565 m^3/s Daya motor : 662,2991 Hp

7.7.3 Bak Sedimentasi (F-212) Fungsi : Menampung air sungai untuk mengendapkan partikel partikel yang besar tanpa bantuan bahan kimia

Jumlah : 2 Unit (1 standby) Jenis : Bak dengan permukaan bentuk persegi Bahan konstruksi : Beton kedap air Volume : 52,0506 ft³ Panjang : 165,149 ft Lebar : 82,925 ft Tinggi : 82,575 ft 7.7.4 Pompa Sedimentasi (L-213) Fungsi : Memompa air dari bak pengendapan air ke clarifier Jenis : Pompa sentrifugal Jumlah : 3 Unit (2 standby) Bahan konstruksi : Commercial steel Laju volumetrik : 52,0506 3 Daya motor : 662,2991 Hp 7.7.5 Skimmer (F-214) Fungsi : Membersihkan kotoran-kotoran yang terapung di dalam air sungai. 64 Jumlah : 2 Unit (1 standby) Jenis : Bak dengan permukaan bentuk persegi Bahan konstruksi : Beton kedap air Volume : 52,0506 ft³ Panjang : 165,149 ft Lebar : 82,925 ft Tinggi : 82,575 ft 7.7.6 Pompa Skimmer (L-215) Fungsi : Memompa air dari bak skimmer ke clarifier Jenis : Pompa sentrifugal Jumlah : 3 Unit (2 standby) Bahan konstruksi : Commercial steel Laju volumetrik : 52,0506 3 Daya motor : 662,2991 Hp 7.7.7 Bak Air Clarifier (F-216) Fungsi : Tempat menampung air sementara setelah bebas dari lumpur dan kotoran lainnya. Jumlah : 2 Unit (1 standby) Jenis : Bak dengan permukaan bentuk persegi Bahan konstruksi : Beton kedap air Volume : 52,0506 ft³ Panjang : 165,149 ft Lebar : 82,925 ft Tinggi : 82,575 ft 7.7.8 Pompa Clarifier (L-217) Fungsi : Memompa air dari clarifier air ke sand filter Jenis : Pompa sentrifugal 65 Jumlah : 3 Unit (standby) Bahan konstruksi : Commercial steel Laju volumetrik : 3235,884219 3 Daya motor : 662,2991 Hp 7.7.9 Sand Filter (H-218) Fungsi : Tempat menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari clarifier Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar Bahan konstruksi : Stainless steel SA-240 Grade S Jumlah : 3 unit Kapasitas : 46.850,85177 ft³ Diameter : 39,0795 ft Tinggi : 52,106 ft Tebal tangki : 0,366 in 7.7.10 Bak Air Bersih (F-219) Fungsi : Tempat menampung air sementara untuk didistribusikan ke unit lain. Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar Bahan konstruksi : Stainless steel SA-240 Grade S Jumlah : 3 unit Kapasitas : 1.124.420,44256 ft³ Diameter : 110,16 ft Tinggi : 165,24 ft Tebal tangki : 0,77726 in 7.7.11 Penukar Kation (Cation Exchanger) (D-220A) Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler). Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah ellipsoidal. 66 Jumlah : 1 unit Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade S

Volume resin : 46.850,85177 ft³ Silinder - Diameter : 36,2782 ft - Tinggi : 54,47 ft - Tebal : 0,3489 in Tutup - Diameter : 36,2782 ft - Tinggi : 9,06955 ft 7.7.12 Penukar Anion (Anion Exchanger) (D-221B) Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler). Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah ellipsoidal. Jumlah : 1 unit Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade S Volume resin : 20,775 ft³ Silinder - Diameter : 36,2782 ft - Tinggi : 54,47 ft - Tebal : 0,33489 in Tutup - Diameter : 36,2782 ft - Tinggi : 9,06955 ft 7.7.13 Pompa Air Bersih (L-221) Fungsi : Memompa air dari menara air ke kation exchanger Jenis : Pompa sentrifugal Jumlah : 2 Unit (standby) Bahan konstruksi : Commercial steel 67 Laju volumetrik : 52,0565 3 Daya motor : 662,2991 Hp 7.7.14 Bak Air Lunak (F-222) Fungsi : Tempat menampung air sementara untuk didistribusikan ke unit lain. Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar Bahan konstruksi : Stainless steel SA-240 Grade S Jumlah : 3 unit Kapasitas : 1.124.420,44256 ft³ Diameter : 110,16 ft Tinggi : 165,24 ft Tebal tangki : 0,77726 in 7.7.15 Pompa ke Bak Klorinasi (L-223) Fungsi : Memompa air dari bak air bersih ke bak klorinasi Jenis : Pompa sentrifugal Jumlah : 2 Unit (standby) Bahan konstruksi : Commercial steel Laju volumetrik : 52,0565 3 Daya motor : 662,2991 Hp 7.7.16 Bak Klorinasi (F-224) Fungsi : Tempat membuat larutan klorin untuk proses klorinasi air domestik. Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar Bahan konstruksi : Stainless steel SA-240 Grade S Jumlah : 2 unit Kapasitas : 71575534,79 ft³ 68 Diameter : 1,838 ft Tinggi : 2,757 ft Tebal tangki : 0,138 in Jenis pengaduk : Flat six blade turbin impeller Jumlah baffle : 4 buah Daya motor : 68,748 10-9 Hp 7.7.17 Pompa ke Bak Air Sanitasi (L-225) Fungsi : Memompa air dari tangki air ke bak air sanitasi Jenis : Pompa sentrifugal Jumlah : 2 Unit (1 standby) Bahan konstruksi : Commercial steel Laju volumetrik : 52,0514 3 Daya motor : 662,2991 Hp 7.7.18 Bak Air Sanitasi (F-226) Fungsi : Menampung air dari menara air untuk keperluan air domestik Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar Bahan konstruksi : Stainless Steel SA-240 Grade S Jumlah : 3 unit Kapasitas : 134.917.297,3536462 ft³ Diameter : 516,1342 ft Tinggi : 1032,2684 ft Tebal tangki : 6,14 in 7.7.19 Boiler (Q-230) Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses Jenis : Ketel pipa air (water

tube boiler) Jumlah : 1 unit 69 Bahan konstruksi : Stainless Steel tipe 304 Laju volumetrik : 15,32604 3

7.7.20 Pompa Deaerator (L-231) Fungsi : Memompa air dari bak air lunak ke deaerator Jenis : Pompa sentrifugal Jumlah : 2 Unit (1 standby) Bahan konstruksi : Commercial steel Laju volumetrik : 0,005076 3 Daya motor : 0,011 Hp

7.7.21 Deaerator (D-232) Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel (boiler). Bentuk : Silinder horizontal dengan alas dan tutup ellipsoidal. Bahan konstruksi : Carbon steel SA-240 Grade S Jumlah : 2 unit Kapasitas : 13155,7729 ft³ Silinder - Diameter : 23,7562 ft - Tinggi : 35,6344 ft - Tebal : 0,2716 in Tutup - Diameter : 23,756 ft - Tinggi : 5,939054 ft

7.7.22 Pompa Air Boiler (L-233) Fungsi : Memompa air dari deaerator ke boiler 70 Jenis : Pompa sentrifugal Jumlah : 2 Unit (1 standby) Bahan konstruksi : Commercial steel Laju volumetrik : 0,005076 3 Daya motor : 0,011 Hp

7.7.23 Pompa Air Proses (L-234) Fungsi : Memompa air dari deaerator ke boiler Jenis : Pompa sentrifugal Jumlah : 2 Unit (1 standby) Bahan konstruksi : Commercial steel Laju volumetrik : 0,005076 3 Daya motor : 0,011 Hp

7.7.24 Menara Pendingin Air (Cooling Tower) (P-240) Fungsi : Menurunkan temperatur air pendingin bekas dari temperatur 120°F menjadi 85°F. Jenis : Mechanical draft cooling tower Bahan konstruksi : Stainless Steel SA-240, Grade S Jumlah : 2 unit Luas : 7,5369 ft²

7.7.25 Pompa Air Pendingin (L-241) Fungsi : Memompa air dari tangki air ke bak air pendingin Jenis : Pompa sentrifugal Jumlah : 2 Unit (1 standby) Bahan konstruksi : Commercial steel Laju volumetrik : 52,0514 3 Daya motor : 662,2991 Hp

7.7.26 Bak Air Pendingin (F-242) Fungsi : Menampung air dari menara air pendingin untuk keperluan peralatan. Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar Bahan konstruksi : Stainless Steel SA-240 Grade S Jumlah : 3 unit Kapasitas : 134.917.297,3536462 ft³ Diameter : 516,1342 ft Tinggi : 1032,2684 ft Tebal tangki : 6,14 in

7.7.27 Pompa Air Pendingin ke Peralatan (L-243) Fungsi : Memompa air dari bak air pendingin ke peralatan Jenis : Pompa sentrifugal Jumlah : 2 Unit (1 standby) Bahan konstruksi : Commercial steel Laju volumetrik : 2,5189 3 Daya motor : 11,2621 Hp

BAB VIII

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

Tata letak peralatan dan fasilitas dalam suatu rancangan pabrik merupakan syarat penting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik yang meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan dan kelistrikan. Hal ini secara khusus akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tempat sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum pendirian pabrik.

8.1 Lokasi Pabrik Letak geografi suatu pabrik memberikan pengaruh yang besar terhadap suksesnya usaha suatu industri. Oleh karena itu, penentuan lokasi pabrik harus didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan baik secara teknis maupun ekonomi, antara lain meliputi: distribusi bahan baku dan produk, pemasaran, tenaga kerja, transportasi, utilitas. Berikut adalah lokasi pabrik dengan pelabuhan yaitu pada gambar 8.1 Gambar 8.1 Lokasi Pabrik kota Cilegon, Provinsi Banten,

73 Dasar pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik ini adalah:

- Bahan Baku** Bahan baku Etilen diklorida dapat diperoleh dari PT. Asahimas Chemical Indonesia, Cilegon. Provinsi Banten. Sedangkan, klorin diperoleh dari PT. Klorin Inti Jakarta Pusat.
- Sumber Air** Pada umumnya industri kimia memerlukan air dalam jumlah yang banyak untuk kebutuhan proses produksi. Kebutuhan air yang banyak akan sangat tidak ekonomis dan tidak efisien jika pabrik harus mengambil sumber air dari PDAM sehingga pabrik ini direncanakan akan mengambil air dari sungai maupun laut terdekat.
- Tenaga Listrik dan Bahan Bakar** Ketersediaan tenaga listrik dan bahan bakar juga sangat mempengaruhi kelangsungan pabrik yang akan didirikan. Pemilihan lokasi pabrik yang dekat dengan sumber bahan bakar akan menghemat biaya pabrik. Oleh karena itu perlu dipertimbangkan kemungkinan pengadaan tenaga listrik dengan kapasitas daya yang besar agar dapat memenuhi kebutuhan bahan bakar untuk generator. Sumber tenaga listrik

pabrik ini direncanakan disuplai dari unit utilitas dan sebagai cadangannya diperoleh dari generator pembangkit tenaga listrik untuk digunakan pada saat suplai listrik dari kedua sumber diatas terhenti. Selain itu untuk membantu memenuhi kebutuhan listrik juga diperoleh dari PLN. Kebutuhan bahan bakarnya diperoleh dari unit pemasaran PT. Pertamina. d. Pemasaran Pendirian pabrik ini diharapkan akan menambah devisa negara dan menarik investor asing untuk menanamkan modalnya. Orientasi pemasaran ditujukan pada pemenuhan kebutuhan Perchloroetilen dalam negeri dan untuk ekspor. Dimana kebutuhan Perchloroetilen akan ditujukan pada industri yang banyak membutuhkannya sebagai bahan pelarut dalam industri dry cleaning, bahan 74 penggosok logam, sebagai pelarut untuk asam benzoate, asam amoniak, asam cinnamic, karet, cat, tinta, dan sabun. e. Iklim Pemilihan lokasi pabrik juga sebaiknya mempertimbangkan kondisi iklim dan alam daerah setempat, seperti angin, kondisi tanah, cuaca, kelembaban udara, gempa bumi, banjir dan sebagainya. Hal ini akan berhubungan langsung dengan konstruksi dan perawatan peralatan yang akan mempengaruhi biaya perbaikan. Kota Cilegon mempunyai iklim tropis dengan suhu rata-rata 22°C-33°C, curah hujan maksimum terjadi pada bulan Desember-Februari dan minimum pada bulan Juli-September. f. Transportasi Transportasi diperlukan dalam menunjang pemasaran maupun penyediaan bahan baku. Ada beberapa hal yang harus diperhatikan untuk transportasi, misalnya jalan raya harus dapat dilalui oleh transportasi darat seperti mobil dan truk serta transportasi laut. Pabrik ini memiliki sarana perhubungan yang memadai untuk keperluan pabrik dengan adanya jalan nasional dan jalan kabupaten/kota. g. Tenaga Kerja Tenaga kerja dapat diperoleh dari masyarakat sekitar pabrik. Hal ini bertujuan untuk membantu pemerintah daerah setempat dalam mengurangi angka pengangguran. Pengambilan tenaga kerja dari masyarakat sekitar juga membantu meningkatkan taraf hidup mereka serta taraf hidup masyarakat daerah setempat. Daerah sekitar kawasan tersebut merupakan daerah kawasan industri sehingga akan menjadi salah satu tempat tujuan pencarian kerja. h. Peraturan Perundang-Undangan Peraturan perundang-undangan yang telah ditetapkan oleh daerah harus memperhatikan beberapa hal, antara lain adanya daerah industri

(pengelompokkan industri), bangunan, jalan, dan buangan pabrik. i. Harga tanah dan bangunan Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas, biaya harga tanah dan bangunan untuk pendirian pabrik relatif terjangkau. 75 j. Masyarakat di sekitar pabrik Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik pembuatan Perchloroetilen dari etilen diklorida dan klorin ini karena akan menyediakan lapangan kerja bagi mereka. Selain itu pendirian pabrik ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya.

8.2 Tata letak pabrik (Plant Lay Out)

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan, dan gerakan material proses dari bahan baku menjadi produk. Tata letak suatu pabrik memainkan peranan penting dalam menentukan biaya konstruksi, biaya produksi, serta efisiensi keselamatan kerja. Oleh karena itu tata letak pabrik harus disusun secara cermat untuk menghindari kesulitan di kemudian hari. Beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan pada penyusunan tata letak pabrik pembuatan Perchloroetilen dari ini adalah:

1. Urutan proses produksi dan kemudahan/aksesibilitas operasi, jika Perchloroetilen perlu diolah lebih lanjut maka pada unit berikutnya disusun berurutan sehingga sistem perpipaan dan penyusunan letak pompa lebih sederhana.
2. Penambahan/perluasan lokasi untuk pabrik Perchloroetilen ini yang akan dikembangkan pada masa yang akan datang.
3. Distribusi ekonomis pada bahan baku maupun bahan pelengkap, pengadaan air, steam, tenaga listrik dan bahan bakar, bengkel serta peralatan pendukung lainnya.
4. Adanya pemeliharaan dan perbaikan peralatan secara berkala membuat usia peralatan semakin lama.
5. Keamanan (safety) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
- 76 6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
7. Masalah pembuangan limbah cair.
8. Service area, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.
9. Letak tempat, misalnya di suatu lokasi yang agak tinggi, bila digunakan untuk menempatkan tangki penyimpan katalis maka cairan dalam tangki tersebut dapat dialirkan

ketempat yang lebih rendah tanpa menggunakan pompa. 10. Fasilitas jalan, gudang, dan kantor sebaiknya ditempatkan dekat jalan, tujuannya untuk memperlancar arus lalu lintas. 11. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi. Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti: a) Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan hasil produksi, sehingga mengurangi biaya material handling. b) Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di blowdown. c) Mengurangi ongkos produksi. d) Meningkatkan keselamatan kerja. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

77 Gambar 8.2 Tata letak pabrik Perchloroetilen 82

8.3 Perincian Luas Tanah

Luas areal yang diperlukan untuk lokasi pabrik pembuatan Perchloroetilen dari ethylene diclorida dan chlorin diperkirakan sebagai berikut: Tabel 8.1 Perincian Luas Tanah

No	Nama Bangunan	Luas (m ²)	Jumlah (Rp)
1.	Pos keamanan	180	Rp 216.000.000
2.	Area bahan baku	1000	Rp 1.200.000.000
3.	Parkir Kantor	300	Rp 360.000.000
4.	Taman	300	Rp 360.000.000
5.	Perumahan Karyawan	5000	Rp 6.000.000.000
6.	Ruang kontrol	500	Rp 600.000.000
7.	Area Proses	10000	Rp 12.000.000.000
8.	Area produk	500	Rp 600.000.000
9.	Perkantoran	500	Rp 600.000.000
10.	Laboratorium	400	Rp 480.000.000
11.	Poliklinik	300	Rp 360.000.000
12.	Kantin	100	Rp 120.000.000
13.	Tempat ibadah	500	Rp 600.000.000
14.	Gudang peralatan	100	Rp 120.000.000
15.	Bengkel	200	Rp 240.000.000
16.	Unit pemadam kebakaran	150	Rp 180.000.000
17.	Unit pengolahan air	1000	Rp 1.200.000.000
18.	Perpustakaan	100	Rp 120.000.000
19.	Unit pembangkit listrik	350	Rp 420.000.000
20.	Unit Pengolahan limbah	80	Rp 96.000.000
21.	Area perluasan	3000	Rp 3.600.000.000
22.	Jalan	8000	Rp 9.600.000.000
23.	Area antar bangunan	800	Rp 960.000.000
Total			33.360 Rp 40.032.000.000

Maka total luas tanah yang dibutuhkan untuk membangun pabrik pembuatan Perchloroetilen dari adalah 33.360 m².

8.4 Tata Letak peralatan proses

Hal-hal yang perlu di perhatikan dalam penentuan tata letak peralatan pabrik pembuatan Perchloroetilen dari etilene diklorida dan klorin ini adalah: 1.

Aliran bahan baku dan produk Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi. 2. Aliran udara Aliran udara dan ventilasi di sekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan–bahan kimia yang berbahaya. 3. Pencahayaan Penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat–tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus. 4. Lalu lintas manusia Dalam perencanaan tata letak peralatan proses perlu memperhatikan ruang gerak agar dapat mencapai seluruh alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan peralatan alat dapat segera teratasi. 5. Jarak antar alat proses Untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lain. 6. Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing–masing sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian. 84 7. Diusahakan agar dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan. Tata letak peralatan proses ini secara garis besar berorientasi pada keselamatan dan kenyamanan pekerja sehingga dapat meningkatkan produktifitas kerja. Tata letak peralatan proses di dasarkan pada areal persiapan bahan baku, tahap rekasi, tahap penanganan poduk utama dan tahap penanganan produk samping.

BAB IX

ORGANISASI PERUSAHAAN

9.1 Definisi

Dalam suatu perusahaan masalah organisasi dan manajemen merupakan salah satu faktor penting yang harus diperhatikan karena akan menentukan kelangsungan dan keberhasilan suatu perusahaan. Manajemen dapat didefinisikan sebagai proses atau cara yang sistematis untuk melakukan perencanaan, pengorganisasian, kepemimpinan, dan pengendalian upaya anggota organisasi dan penggunaan semua sumber daya organisasi untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan. Manajemen meliputi semua tugas dan fungsi yang berhubungan dari pembentukan perusahaan sampai kebijaksanaan penting dalam hal pengambilan keputusan yang tepat. Sedangkan organisasi merupakan alat dari manajemen untuk mencapai tujuan perusahaan. Organisasi tanpa manajemen dapat menyebabkan kekacauan (Manullang, 1987). Masalah organisasi dan manajemen merupakan salah satu faktor yang penting diperhatikan dalam suatu perusahaan karena akan menentukan kelangsungan hidup dan keberhasilan suatu perusahaan.

9.2 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Perchloroethylene ini adalah Persero Terbatas (PT). Persero terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham, dimana tiap sekutu turut mengambil bagian satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau perseroan terbatas tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetor modal ke perusahaan yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebut dalam tiap saham. Pabrik Perchloroethylene yang akan didirikan mempunyai: 1. Bentuk

Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT) 2. Lapangan Usaha : Industri Perchloroethylene 3. Lokasi Perusahaan : Cilegon, Provinsi Banten 86 Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa faktor, antara lain: 1. Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham dipasar modal atau perjanjian tertutup dan meminta pinjaman dari pihak yang berkepentingan seperti badan usaha atau perseorangan. 2. Tanggung jawab pemegang saham bersifat terbatas, artinya kelancaran produksi hanya akan ditangani oleh direksi beserta karyawan sehingga gangguan dari luar dapat diatasi. 3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya, dan karyawan perusahaan . 4. Mudah mendapatkan kredit bank dengan jaminan perusahaan yang sudah ada. 5. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris. 6. Efisiensi dari manajemen 7. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup ahli dan berpengalaman. 8. Lapangan usaha lebih luas 9. Suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya. 10. Mudah bergerak dipasar modal

9.3 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena dengan berhubungan dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan demi tercapainya kerjasama yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain (Yani dan Widjaja, 2003):

1. Pendelegasi wewenang
2. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
3. Pembagian tugas kerja yang jelas
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
5. Sistem kontrol atas kerja yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut, maka dipilih organisasi kerja berdasarkan sistem Line and Staff. Pada sistem ini, garis wewenang lebih sederhana, praktis dan tegas. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan

hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Untuk kelancaran produksi, perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas demi tercapai tujuan perusahaan. Ada dua orang berpengaruh dalam menjalankan organisasi kerja berdasarkan sistem garis dan staff ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau lini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staff, yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Dewan komisaris mewakili para pemegang saham (pemilik perusahaan) dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya. Tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang direktur utama yang dibantu oleh direktur produksi dan direktur keuangan umum. Direktur produksi membawahi bidang produksi dan teknik, sedangkan direktur keuangan dan umum membawahi bidang pemasaran, keuangan, dan bagian umum. Kedua direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan bertanggung jawab, masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing- 88 masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh seorang kepala regu dimana setiap regu akan bertanggung jawab kepada pengawas setiap seksi (Yani dan Widjaja, 2003). Manfaat adanya struktur organisasi adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan, membagi, dan membatasi pelaksanaan tugas dari tanggung jawab setiap orang yang terlibat di dalamnya.
2. Penempatan tenaga kerja yang tepat
3. Pengawasan, evaluasi dan pengembangan perusahaan serta manajemen perusahaan serta manajemen perusahaan yang lebih efisien
4. Penyusunan program pengembangan manajemen
5. Menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada
6. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

9.4 Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab

Uraian tugas, wewenang, dan tanggung jawab dari setiap fungsionaris pada pabrik Perchloroethylene diuraikan dibawah ini.

9.4.1 Rapat

Umum Pemegang Saham (RUPS) Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis dan staff adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS ini dilaksanakan minimal satu kali dalam setahun. Bila ada sesuatu permasalahan besar dalam perusahaan maka RUPS dapat dilaksanakan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS ini dihadiri oleh pemilik saham, dewan komisaris, dan direktur perusahaan. Tugas dan wewenang RUPS adalah: 1. Menentukan kebijakan tertinggi perusahaan 2. Menerbitkan akte perusahaan dan anggaran dasar perusahaan 3. Menentukan misi dan garis besar haluan perusahaan 4. Mengangkat dewan komisaris dan dewan direksi 89 5. Menyetujui dan mengesahkan rancangan anggaran pendapatan belanja (RAPB) dan laporan tahunan yang dibuat oleh dewan direksi 6. Memutuskan besarnya deviden yang akan dibayarkan kepada pemegang saham 7. Memutuskan besarnya gaji dewan komisaris dan dewan direksi

9.4.2 Dewan Komisaris Dewan komisaris adalah pemegang saham yang bertugas menentukan garis besar kebijakan perusahaan, melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh kegiatan, pelaksanaan tugas direktur utama, dan meminta pertanggung jawaban direktur utama secara berkala. Tugas dan wewenang dewan komisaris adalah: 1. Melaksanakan pembinaan dan pengawasan produk terhadap kondisi perusahaan dengan berpegang saham pada anggaran dasar PT dan RAPB yang telah disahkan pada RUPS. 2. Memeriksa pembukuan perusahaan. 3. Memberi petunjuk dan nasehat kepada direksi, menegur serta memberhentikan sementara sampai ada keputusan RUPS yang selambatlambatnya harus dilakukan satu bulan setelah pemberhentian sementara. 4. Komisaris bertanggung jawab terhadap RUPS dan juga dapat terlibat dalam pengurusan perseroan terbatas. 9.4.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi yang diangkat oleh dewan komisaris. Tugas dan wewenang direktur utama adalah: 1. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien. 2. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijakan RUPS 3. Memelihara kekayaan perseroan terbatas 90 4. Mewakili perusahaan mengadakan perjanjian-perjanjian, merencanakan, dan mengawasi pelaksanaan tugas personalia yang bekerja pada perusahaan. 5. Menetapkan besarnya deviden perusahaan 6.

Mengangkat dan memberhentikan karyawan. Dalam melaksanakan tugasnya, direktur utama dibantu oleh 4 orang manager, yaitu: 1. Manager Administrasi/umum 2. Manager Pemasaran 3. Manager Keuangan 4. Manager Teknik dan Produksi

1. Manajer Administrasi dan Umum Adapun tugas dan wewenang Manajer dan Umum adalah : a. Mengawasi dan bertanggung jawab dalam hal administrasi perusahaan b. Mengawasi dan bertanggung jawab untuk hal umum dalam perusahaan Manajer administrasi dan umum ini dibantu oleh kepala bagian administrasi dan kepala bagian umum. Kemudian kepala bagian administrasi dibantu oleh kepala seksi administrasi dan kepala seksi personalia. Kepala bagian umum dibantu oleh kepala seksi umum, kepala seksi humas dan diklat, kepala seksi kesehatan serta kepala seksi keamanan.

2. Manajer Pemasaran Manajer pemasaran bertanggung jawab atas seluruh koordinasi dan pengawasan komersial perusahaan. Tugas dan wewenang manajer pemasaran adalah: a. Membantu dan bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala kegiatan yang menyangkut pemasaran produksi, kebijakan harga, dan distribusi produk yang dihasilkan perusahaan. b. Mengkoordinasi, memimpin dan mengawasi bagian pemasaran yang mencakup pergudangan, pembelian bahan baku, distribusi dan seterusnya. 91 c. Manajer pemasaran ini dibantu oleh kepala seksi yang meliputi: a. Kepala seksi penjualan dan pengadaan b. Kepala seksi distribusi dan promosi

3. Manajer Keuangan Manajer keuangan bertanggung jawab atas seluruh pengaturan segala urusan yang berhubungan dengan keuangan perusahaan serta kesejahteraan karyawan. Manajer keuangan dibantu oleh satu orang kepala bagian dan kepala bagian dibantu oleh: a. Kepala seksi akuntansi b. Kepala seksi keuangan

4. Manajer Teknik dan Produksi Manajer teknik dan produksi adalah bagian yang membantu direktur utama untuk menangani permasalahan keteknikan dan proses produksi. Tugas dan wewenang manajer teknik dan produksi adalah: a. Menjalankan seluruh program dan kebijakan yang telah digariskan oleh dewan komisaris b. Mengadakan pengawasan dan penelitian untuk melaksanakan program kerja bagian teknik dan produksi c. Membantu dan bertanggung jawab kepada direktur utama atas segala sesuatu yang menyangkut tugasnya d. Mengkoordinasi dan mengarahkan kegiatan bagian teknik dan

produksi, rekayasa, dan keselamatan kerja Dalam menjalankan tugasnya manajer teknik dan produksi dibantu oleh 2 orang kepala bagian, yaitu: 1. Kepala Bagian Teknik Tugas dan wewenangnya adalah bertanggung jawab atas bidang keteknikan agar proses produksi berjalan lancar. Kepala bagian teknik ini dibantu oleh beberapa kepala seksi yaitu: a. Kepala seksi laboratorium b. Kepala seksi pengendalian kualitas 92 c. Kepala seksi pengendalian lingkungan 2. Kepala Bagian Produksi Tugas dan wewenangnya adalah pengaturan dan wewenang jalannya proses dari bahan baku sampai produk serta sarana yang berhubungan dengan proses. Kepala bagian produksi dibantu oleh: a. Kepala seksi proses b. Kepala seksi instrumentasi c. Kepala seksi mesin d. Kepala seksi listrik e. Kepala seksi utilitas

9.4.4 Staff Ahli Staff ahli bertugas memberikan masukan berupa saran, nasehat, dan pandangan terhadap segala aspek operasional perusahaan. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi : 1. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan. 2. Memberi masukan-masukan dalam perencanaan dan pengembangan perusahaan. 3. Memberi saran-saran dalam bidang hukum

9.4.5 Sekretaris Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menangani surat menyurat dalam perusahaan, menangani kearsipan, dan pekerjaan lainnya untuk membantu direktur utama dalam menangani masalah administrasi perusahaan.

9.5 Manajemen Perusahaan Manajemen perusahaan merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan. 93 Manajemen produksi meliputi manajemen perancangan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi mengusahakan perolehan kualitas produk sesuai target dalam jangka waktu tertentu. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya diikuti dengan kegiatan perencanaan dengan pengendalian agar penyimpanan produksi dapat dihindari. Perencanaan sangat erat dikaitkan dengan pengendalian dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional sehingga penyimpanan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikembalikan pada arah yang sesuai.

9.5.1 Perencanaan Produksi Dalam

menyusun perencanaan produksi secara garis besar ada direktur keuangan dan umum. Hal yang dipertimbangkan yaitu faktor internal dan faktor eksternal. Faktor internal adalah kemampuan pabrik sedangkan faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan. Dipengaruhi oleh keadaan dan kemampuan mesin yaitu jam kerja efektif dan beban yang diterima.

1. Kemampuan Pasar 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 dari kemampuan pabrik. Ada tiga alternatif yang dapat diambil :
 - a. Rencana Produksi sesuai kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan pertimbangan untung dan rugi.
 - b. Rencanan produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
 - c. Mencari daerah pemasaran baru.
2. Kemampuan Pabrik Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, yaitu sebagai berikut :
 - 94 a. Bahan Baku Dengan Pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas, maka akan mencapai jaminan produk yang diinginkan.
 - b. Tenaga Kerja Kurang trampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian, sehingga diperlukan pelatihan agar kemampuan kerja ketrampilannya meningkat dan sesuai dengan yang diinginkan.
 - c. Peralatan Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja efektif dan kemampuan peralatan. Jam kerja peralatan efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan peralatan adalah kemampuan peralatan dalam memproduksi.

9.5.2 Pengendalian Produksi

Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan, perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk dengan mutu sesuai dengan standar dan jumlah produk sesuai dengan rencana dalam jangka waktu sesuai.

1. Pengendalian Kualitas Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kerusakan alat, dan penyimpangan operasi. Hal-hal tersebut dapat diketahui dari monitor atau hasil analisa laboratorium.
2. Pengendalian Kuantitas Penyimpangan kuantitas

- II II II - III III 9.7 Perincian Jumlah Tenaga Kerja Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada prarancangan Pabrik Perkloroetilen, proses yang dilakukan terbagi dalam 4 tahap yaitu persiapan bahan baku, tahap reaksi (reaktor), tahap pemisahan (distilasi) dan tahap penanganan produk. Kapasitas Produksi : 100.000 Ton/tahun Basis Perhitungan : 1 Jam Satuan Operasi : kg/jam Waktu Operasi : 24 jam Waktu kerja pertahun : 330 hari Kapasitas Produksi : 12626,2626 kg/jam : 273,9726 ton/hari Jumlah Karyawan tiap Proses: $M = 20,6 \cdot P_{0,25} = 20,6 \cdot 273,9726_{0,25} = 84$ orang jam/hari tahapan proses 97 Karena jumlah proses keseluruhan dibagi menjadi 4 tahapan, maka: Jumlah Karyawan Proses = 4×84 orang jam/hari tahapan proses = 336 orang jam/hari Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam/hari, maka: Jumlah karyawan proses tiap shift = 42 orang/shift Karena satu hari terdapat 4 shift kerja, maka: Jumlah karyawan proses = $42 \text{ orang} \times 4 = 168$ orang Asumsi karyawan shift lainnya = 44 orang Asumsi karyawan non-shift = 90 orang Jadi, Total Jumlah Karyawan = 302 orang Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif, dapat dilihat pada Tabel 9.2.

Tabel 9.2 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

No.	Jabatan	Jumlah
1	Dewan Komisaris	2
2	Direktur utama	1
3	Manager Produksi dan teknik	4
4	Manager Keuangan dan umum	1
5	Manager Pemasaran	1
6	Staf ahli	2
7	Sekretaris	5
8	Kepala Bagian Produksi	1
9	Kepala Bagian Libang	1
10	Kepala Bagian Teknik	1
11	Kepala Bagian Keuangan dan umum	1
12	Kepala Bagian Administrasi	1
13	Kepala Seksi Proses	1
14	Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1
15	Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian mutu	1
16	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	1
17	Kepala Seksi Peralatan	1
18	Kepala Seksi Utilitas	1
19	Kepala Seksi Tata Usaha	1
20	Kepala Seksi Keuangan	1
21	Kepala Seksi Pembelian	1
22	Kepala Seksi Personalia	1
23	Kepala Seksi Humas	1
24	Kepala Seksi K3	1
25	Kepala Seksi Pemasaran	1
26	Karyawan Proses	126
27	Karyawan Listrik Dan Intrumentasi	25
28	Karyawan Laboratorium	12
29	Karyawan Penelitian	5
30	Karyawan K3	10
31	Karyawan Peralatan	8
32	Karyawan Keuangan	5
33	Karyawan Utilitas	28
34	Karyawan Pembelian	2
35	Karyawan Tata Usaha	3
36	Karyawan Personalia	2
37	Karyawan Humas	3
38		

Karyawan Pemasaran 3 39 Karyawan Keamanan 16 40 Dokter 1 41 Perawat 2 42 Sopir 8 43 Cleaning Service 12 Total 302 9.8 Kesejahteraan Masyarakat

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada parakaryawan, antara lain: 1. Tunjangan a. Adapun tunjangan karyawan terbagi 3 yaitu sebagai berikut : b. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan. 99 c. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan. d. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang berkerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja. 2. Pakaian Kerja Diberikan kepada setiap karyawan setiap tahun sejumlah empat pasang. 3. Cuti Cuti atau libur kerja yang akan diberikan kepada setiap karyawan dapat dibagi menjadi beberapa bagian yaitu sebagai berikut : a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun. b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang hendak menderita sakit berdasarkan keterangan dokter. c. Cuti hamil diberikan kepada karyawan yang hendak melahirkan, masa cuti berlaku selama 2 bulan sebelum melahirkan samapai 1 bulan sesudah melahirkan. 4. Pengobatan a. Perusahaan peduli dengan kesehatan dan keselamatan kerja setiap karyawan perusahaan sehingga diberikan biaya pengobatan yang dibagi menjadi: b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang undang. c. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja, diatur berdasarkan kebijakan perusahaan. 9.9 Pengaturan Gaji Karyawan Penggajian karyawan pada suatu perusahaan didasarkan pada beberapa kriteria yaitu: 1. Jabatan 100 2. Tingkat pendidikan 3. Pengalaman kerja, keahlian, dan lama bekerja 4. Tingkat resiko dan keselamatan kerja Adapun perincian gaji karyawan yang direncanakan pada pabrik Perchloroethylene dapat dilihat pada Tabel 9.3 dibawah ini: Tabel 9.3 Perincian Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji per Bulan	Jumlah (orang)	Total Gaji
1	Dewan Komisaris	Rp70.000.000	2	Rp140.000.000
2	Direktur utama	Rp60.000.000	1	Rp60.000.000
3	Manager Produksi dan teknik	Rp50.000.000	3	Rp150.000.000
4	Manager Keuangan dan umum	Rp50.000.000	1	Rp50.000.000
5	Manager Pemasaran	Rp50.000.000	1	Rp50.000.000
6	Staf ahli	Rp25.000.000	6	Rp150.000.000

Rp50.000.000 7 Sekretaris Rp15.000.000 5 Rp75.000.000 8 Kepala Bagian
 Produksi Rp25.000.000 1 Rp25.000.000 9 Kepala Bagian Libang Rp25.000.000 1
 Rp25.000.000 10 Kepala Bagian Teknik Rp25.000.000 1 Rp25.000.000 11
 Kepala Bagian Keuangan dan umum Rp25.000.000 1 Rp25.000.000 12 Kepala
 Bagian Administrasi Rp25.000.000 1 Rp25.000.000 13 Kepala Seksi Proses
 Rp10.000.000 1 Rp10.000.000 14 Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi
 Rp10.000.000 1 Rp10.000.000 15 Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian
 mutu Rp10.000.000 1 Rp10.000.000 16 Kepala Seksi Penelitian dan
 Pengembangan Rp10.000.000 1 Rp10.000.000 17 Kepala Seksi Peralatan
 Rp10.000.000 1 Rp10.000.000 101 18 Kepala Seksi Utilitas Rp10.000.000 1
 Rp10.000.000 19 Kepala Seksi Tata Usaha Rp10.000.000 1 Rp10.000.000 20
 Kepala Seksi Keuangan Rp10.000.000 1 Rp10.000.000 21 Kepala Seksi
 Pembelian Rp10.000.000 1 Rp10.000.000 22 Kepala Seksi Personalia
 Rp10.000.000 1 Rp10.000.000 21 Kepala Seksi Humas Rp10.000.000 1
 Rp10.000.000 24 Kepala Seksi K3 Rp10.000.000 1 Rp10.000.000 25 Kepala
 Seksi Pemasaran Rp10.000.000 1 Rp10.000.000 26 Karyawan Proses
 Rp6.000.000 126 Rp756.000.000 27 Karyawan Listrik Dan Intrumentasi
 Rp6.000.000 25 Rp150.000.000 28 Karyawan Laboratorium Rp6.000.000 12
 Rp72.000.000 29 Karyawan Penelitian Rp6.000.000 5 Rp30.000.000 30
 Karyawan K3 Rp6.000.000 10 Rp60.000.000 31 Karyawan Peralatan
 Rp6.000.000 8 Rp48.000.000 32 Karyawan Keuangan Rp6.000.000 5
 Rp30.000.000 33 Karyawan Utilitas Rp6.000.000 28 Rp72.000.000 34 Karyawan
 Pembelian Rp6.000.000 2 Rp12.000.000 35 Karyawan Tata Usaha Rp6.000.000 3
 Rp18.000.000 36 Karyawan Personalia Rp6.000.000 2 Rp12.000.000 37
 Karyawan Humas Rp6.000.000 3 Rp18.000.000 38 Karyawan Pemasaran
 Rp6.000.000 3 Rp18.000.000 39 Karyawan Keamanan Rp4.660.000 16
 Rp74.560.000 40 Dokter Rp8.000.000 1 Rp8.000.000 102 41 Perawat
 Rp5.000.000 2 Rp10.000.000 42 Sopir Rp4.660.000 8 Rp37.280.000 43 Cleaning
 Service Rp4.660.000 12 Rp55.920.000 Total 302 Rp2.307.760.000 9.10 Tingkat
 Pendidikan dan Tenaga Kerja Peningkatkan efisiensi kerja dilakukan dengan
 penempatan tenaga kerja berdasarkan tingkat pendidikan, disiplin ilmu, dan

pengalaman. Hubungan tingkat pendidikan terhadap jabatan karyawan dapat diperlihatkan pada Tabel 9.4. Tabel 9.4 Jabatan Karyawan Berdasarkan Tingkat Pendidikan No. Jabatan Pendidikan 1 Dewan Komisaris S-2/S3 2 Direktur Utama S-2/S3 3 Direktur S-1/S-2 4 Staff Ahli S-1/S-2 5 Kepala Bagian S-1/S-2 6 Kepala Seksi S-1 7 Kepala Shift S-1/D3 8 Karyawan S-1/D3 9 Sekretaris S1 10 Security, Sopir, Cleaning Service SMA 103 STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

BAB X

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Instrumentasi dalam suatu pabrik adalah sebagai pengontrol jalannya proses sehingga dapat dikendalikan untuk menghasilkan efisiensi yang tinggi dan mutu yang optimum. Keadaan ini harus diimbangi dengan pemeliharaan dan keselamatan kerja yang merupakan kondisi yang harus dimiliki sedemikian rupa sehingga kemungkinan kecelakaan dapat dicegah pada pengoperasian pabrik. Instrumentasi biasanya dihubungkan dengan alat-alat kontrol sedangkan keselamatan kerja dihubungkan dengan peralatan dan karyawan.

10.1 Instrumentasi

Instrumentasi adalah peralatan yang dipakai di dalam suatu proses kendali untuk mengatur jalannya suatu proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Alat-alat instrumentasi dipasang pada setiap peralatan proses dengan tujuan agar para engineer dapat memantau dan mengendalikan kondisi di lapangan. Dengan adanya instrumentasi ini pula, para engineer dapat segera melakukan tindakan apabila terjadi kejanggalkan dalam proses. Namun pada dasarnya, tujuan pengendalian tersebut adalah agar kondisi proses di pabrik mencapai tingkat kesalahan (error) yang paling minimum sehingga produk dapat dihasilkan secara optimal. Fungsi instrumentasi adalah sebagai pengendali, penunjuk, pencatat, dan pemberi tanda bahaya. Peralatan instrumentasi biasanya bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses tergantung pada pertimbangan ekonomi dan sistem peralatan itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrumen juga harus ditentukan apakah alat-alat tersebut dipasang diatas papan instrumen dekat peralatan proses dan dikendalikan secara manual atau disatukan dalam suatu ruang pengendali yang dikendalikan secara otomatis. Variabel-variabel proses yang biasanya dikontrol/diukur oleh

instrumen adalah: 1. Variabel utama, seperti temperatur, tekanan, laju alir, dan level cairan. 103 2. Variabel tambahan, seperti densitas, viskositas, panas spesifik, konduktivitas, pH, kelembapan, titik embun, komposisi kimia, dan variabel lainnya. Pada dasarnya sistem pengendalian terdiri dari : 1. Sensing Element / Elemen Perasa (Primary Element) Elemen yang merasakan (menunjukkan) adanya perubahan dari harga variabel yang diukur. 2. Elemen pengukur (measuring element) Elemen pengukur adalah suatu elemen yang sensitif terhadap adanya perubahan temperatur, tekanan, laju aliran, maupun tinggi fluida. Perubahan ini merupakan sinyal dari proses dan disampaikan oleh elemen pengukur ke elemen pengendali. 3. Elemen pengendali (controlling element) Elemen pengontrol yang menerima sinyal kemudian akan segera mengatur perubahan-perubahan proses tersebut sama dengan nilai set point (nilai yang diinginkan). Dengan demikian elemen ini dapat segera memperkecil ataupun meniadakan penyimpangan yang terjadi. 4. Elemen pengendali akhir (final control element) Elemen ini merupakan elemen yang akan mengubah masukan yang keluar dari elemen pengendali ke dalam proses sehingga variabel yang diukur tetap berada dalam batas yang diinginkan dan merupakan hasil yang dikehendaki. Pengendalian peralatan instrumentasi dapat dilakukan secara otomatis dan semi otomatis. Pengendalian secara otomatis adalah pengendalian yang dilakukan dengan mengatur instrumen pada kondisi tertentu, bila terjadi penyimpangan variabel yang dikendalikan maka instrumen akan bekerja sendiri untuk mengembalikan variabel pada kondisi semula, instrumen ini bekerja sebagai controller. Pengendalian secara semi otomatis adalah pengendalian yang mencatat perubahan-perubahan yang terjadi pada variabel yang dikendalikan. Untuk mengubah variabel-variabel ke nilai yang diinginkan dilakukan usaha secara manual instrumen ini bekerja sebagai pencatat (indicator). Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam instrumen-instrumen adalah : 1. Range yang diperlukan untuk pengukuran 104 2. Level instrumentasi 3. Ketelitian yang dibutuhkan 4. Bahan konstruksinya 5. Pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses

10.1.1 Pengelompokan Sistem Kontrol Secara umum sistem pengontrolan dapat dikelompokkan sebagai berikut : a. Manual dan otomatis

Pengontrolan secara manual adalah pengontrolan yang dilakukan oleh manusia yang bertindak sebagai operator, sedangkan pengontrolan secara otomatis adalah pengontrolan yang dilakukan oleh peralatan yang bekerja secara otomatis.

b. Feed-back dan feed-forward Feed-back control system adalah sistem pengontrolan di mana besaran keluaran memberikan efek terhadap besaran masukan sehingga besaran yang dikontrol dapat dibandingkan terhadap harga yang diinginkan melalui alat pencatatan (indikator atau recorder). Sedangkan feed-forward control system adalah sistem kontrol dimana keluaran tidak memberi efek terhadap besaran masukan, sehingga variabel yang dikontrol tidak dapat dibandingkan terhadap harga yang diinginkan.

c. Analog dan digital

d. Menurut sumber penggerak, yaitu elektris, pneumatis dan mekanis.

10.1.2 Elemen-elemen Sistem Kontrol

Setiap sistem kontrol terdiri dari unit yang membentuknya yang disebut elemen sistem yang selanjutnya elemen-elemen ini terdiri dari komponen-komponen diantaranya :

- a. Set point.
- b. Variable controller.
- c. Manipulated variable.
- d. Controller.
- e. System.
- f. Feedback element
- g. Forward gain.

10.1.3 Instrumentasi Alat pada Prarancangan Pabrik Perchloroethylen

Jenis-jenis instrumentasi yang digunakan adalah sebagai berikut :

- a. Variabel temperatur Temperature Controller (TC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian. Temperature Indicator Controller (TI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat.
- b. Variabel tinggi permukaan cairan Level Controller (LC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian. Level Indicator Controller (LI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat.
- c. Variabel tekanan Pressure Controller (PC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian. Pressure Indicator Controller (PI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat.
- d. Variabel aliran cairan Flow Controller (FC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila

terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian. Flow Indicator Controller (FI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju aliran atau cairan suatu alat. Instrumentasi yang digunakan pada alat-alat proses dapat dilihat pada tabel 10.1 sebagai berikut : 106

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jenis Instrumen
1	R-001 / R-002	Reaktor	Temperature Controller (TC)
2	P-001 / P-002 / P-003	Pompa	Pressure Controller (PC)
3	HE-001 / HE-002 / HE-003 / HE-004	Heater	Temperature Controller (TC)
6	MD-001	Distilasi	Flow Controller (FC)
7	T-001 / T-002 / T-003 / T-004	Tangki Penyimpanan	Pressure Controller (PC)
			Level Controller (LC)

10.2 Keselamatan Kerja Keselamatan kerja merupakan bagian dari kelangsungan produksi pabrik, oleh karena itu aspek ini harus diperhatikan secara serius dan terpadu. Untuk maksud tersebut perlu diperhatikan cara pengendalian keselamatan kerja dan keamanan pabrik pada saat perancangan dan saat pabrik beroperasi. Salah satu faktor yang penting sebagai usaha menjamin keselamatan kerja adalah dengan menumbuhkan dan meningkatkan kesadaran karyawan akan pentingnya usaha untuk menjamin keselamatan kerja. Usaha-usaha yang dapat dilakukan antara lain (Peters dan Timmerhaus, 2004) :

1. Meningkatkan spesialisasi ketrampilan karyawan dalam menggunakan peralatan secara benar sesuai tugas dan wewenangnya serta mengetahui cara cara mengatasi kecelakaan kerja.
2. Melakukan pelatihan secara berkala bagi karyawan. Pelatihan yang dimaksud dapat meliputi Pelatihan untuk menciptakan kualitas Sumber Daya Manusia (SDM) yang tinggi dan bertanggung-jawab, misalnya melalui pelatihan kepemimpinan dan pelatihan pembinaan kepribadian. Studi banding (workshop) antar bidang kerja, sehingga karyawan diharapkan memiliki rasa kepedulian terhadap sesama karyawan.
3. Membuat peraturan tata cara dengan pengawasan yang baik dan memberi sanksi bagi karyawan yang tidak disiplin. Sebagai pedoman pokok dalam usaha penanggulangan masalah kerja, Pemerintah Republik Indonesia telah mengeluarkan Undang-Undang Keselamatan Kerja pada tanggal 12 Januari 1970. Semakin tinggi tingkat keselamatan kerja dari suatu pabrik maka makin meningkat pula aktivitas kerja

para karyawan. Hal ini disebabkan oleh keselamatan kerja yang sudah terjamin dan suasana kerja yang menyenangkan. Hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam perancangan pabrik untuk menjamin adanya keselamatan kerja adalah sebagai berikut: 1. Penanganan dan pengangkutan bahan menggunakan manusia harus seminimal mungkin. 2. Adanya penerangan yang cukup dan sistem pertukaran udara yang baik. 3. Jarak antar mesin-mesin dan peralatan lain cukup luas. 4. Setiap ruang gerak harus aman, bersih dan tidak licin. 5. Setiap mesin dan peralatan lainnya harus dilengkapi alat pencegah kebakaran. 6. Tanda-tanda pengaman harus dipasang pada setiap tempat yang berbahaya. 7. Penyediaan fasilitas pengungsian bila terjadi kebakaran.

10.3 Keselamatan Kerja pada Pabrik Perchloroethylen

Dalam rancangan pabrik Perchloroethylen, usaha-usaha pencegahan terhadap bahaya-bahaya yang mungkin terjadi dilakukan sebagai berikut :

1. Penanganan dan pengangkutan bahan menggunakan manusia harus seminimal mungkin.
2. Adanya penerangan yang cukup dan sistem pertukaran udara yang baik.
3. Jarak antar mesin-mesin dan peralatan lain cukup luas.
4. Setiap ruang gerak harus aman, bersih dan tidak licin.
5. Setiap mesin dan peralatan lainnya harus dilengkapi alat pencegah kebakaran.
6. Tanda-tanda pengaman harus dipasang pada setiap tempat yang berbahaya.
7. Penyediaan fasilitas pengungsian bila terjadi kebakaran.

10.3.1 Pencegahan terhadap Kebakaran dan Peledakan

Proses produksi Perchloroethylen, menggunakan reaktor yang beroperasi pada suhu 150°C dengan kondisi reaksi eksoterm, sehingga untuk mempertahankan temperatur reaksi dibutuhkan air pendingin. Bahaya yang kemungkinan timbul adalah kebakaran atau peledakan yang berasal dari reaktor. Dari uraian di atas maka perlu dilakukan upaya pencegahan dan penanganan terhadap kebakaran dan ledakan sebagai berikut :

1. Untuk mengetahui adanya bahaya kebakaran maka sistem alarm dipasang pada tempat yang strategis dan penting seperti laboratorium dan ruang proses.
2. Pada peralatan pabrik yang berupa tangki dibuat main hole dan hand hole yang cukup untuk pemeriksaan.
3. Sistem perlengkapan energi seperti saluran air pendingin dibedakan warnanya dan letaknya tidak mengganggu gerakan karyawan.
4. Mobil pemadam kebakaran yang ditempatkan di fire station setiap saat dalam keadaan

siaga. 5. Penyediaan racun api yang selalu siap dengan pompa hidran untuk jarak tertentu. Sesuai dengan peraturan yang tertulis dalam Peraturan Tenaga Kerja No. Per/02/Men/1983 tentang instalasi alarm kebakaran otomatis, yaitu : 1. Detektor kebakaran, merupakan alat yang berfungsi untuk mendeteksi secara dini adanya suatu kebakaran awal. Alat ini terbagi atas : a. Smoke detector adalah detector yang bekerja berdasarkan terjadinya akumulasi asap dalam jumlah tertentu. b. Gas detector adalah detector yang bekerja berdasarkan kenaikan konsentrasi gas yang timbul akibat kebakaran ataupun gas-gas lain yang mudah terbakar. c. Alarm kebakaran, merupakan komponen dari sistem deteksi dan alarm kebakaran yang memberikan isyarat adanya suatu kebakaran. Alarm ini berupa: Alarm kebakaran yang memberi tanda atau isyarat berupa bunyi khusus (audible alarm). Alarm kebakaran yang memberi tanda atau isyarat yang tertangkap oleh pandangan mata secara jelas (visible alarm).

109 2. Panel indikator kebakaran Panel indikator kebakaran adalah suatu komponen dari sistem deteksi dan alarm kebakaran yang berfungsi mengendalikan kerja sistem dan terletak di ruang operator.

10.3.2 Peralatan Perlindungan Diri Upaya peningkatan keselamatan kerja bagi karyawan pada pabrik ini adalah dengan menyediakan fasilitas sesuai bidang kerjanya. Fasilitas yang diberikan adalah melengkapi karyawan dengan peralatan perlindungan diri sebagai berikut: 1. Helm 2. Pakaian dan perlengkapan pelindung 3. Sepatu pengaman 4. Pelindung mata 5. Masker udara 6. Sarung tangan 7. Earplug (pelindung telinga)

10.3.3 Keselamatan Kerja terhadap Listrik Upaya peningkatan keselamatan kerja terhadap listrik adalah sebagai berikut: 1. Setiap instalasi dan alat-alat listrik harus diamankan dengan pemakaian sekering atau pemutus arus listrik otomatis lainnya. 2. Sistem perkabelan listrik harus dirancang secara terpadu dengan tata letak pabrik untuk menjaga keselamatan dan kemudahan jika harus dilakukan 3. Penempatan dan pemasangan motor-motor listrik tidak boleh mengganggu lalu lintas pekerja. 4. Memasang papan tanda larangan yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi. 5. Isolasi kawat hantaran listrik harus disesuaikan dengan keperluan. 110 6. Setiap peralatan yang menjulang tinggi harus dilengkapi dengan alat penangkal petir yang dibumikan. 7. Kabel-kabel listrik yang letaknya berdekatan dengan alat-alat yang bekerja

pada suhu tinggi harus diisolasi secara khusus. 10.3.4 Pencegahan terhadap Gangguan Kesehatan Upaya peninjauan kesehatan karyawan dalam lapangan kerja adalah 1. Setiap karyawan diwajibkan untuk memakai pakaian kerja selama berada di dalam lokasi pabrik. 2. Dalam menangani bahan-bahan kimia yang berbahaya seperti dodekena, benzena, karyawan diharuskan memakai sarung tangan karet serta penutup hidung dan mulut. 3. Bahan-bahan kimia yang selama pembuatan, pengolahan, pengangkutan, penyimpanan, dan penggunaannya dapat menimbulkan ledakan, kebakaran, korosi, maupun gangguan terhadap kesehatan harus ditangani secara cermat. 4. Poliklinik yang memadai disediakan di lokasi pabrik. 10.3.5 Pencegahan terhadap Bahaya Mekanis Upaya pencegahan kecelakaan terhadap bahaya mekanis adalah 1. Alat-alat dipasang dengan penahan yang cukup berat untuk mencegah kemungkinan terguling atau terjatuh seperti reaktor, dan kolom distilasi. 2. Sistem ruang gerak karyawan dibuat cukup lebar dan tidak menghambat kegiatan karyawan. 3. Jalur perpipaan sebaiknya berada di atas permukaan tanah atau diletakkan pada atap lantai pertama kalau di dalam gedung atau setinggi 4,5 meter bila diluar gedung agar tidak menghalangi kendaraan yang lewat. 4. Letak alat diatur sedemikian rupa sehingga para operator dapat bekerja dengan tenang dan tidak akan menyulitkan apabila ada perbaikan atau pembongkaran. 5. Pada alat-alat yang bergerak atau berputar harus diberikan tutup pelindung untuk menghindari terjadinya kecelakaan kerja seperti mixer. 111 Untuk mencapai keselamatan kerja yang tinggi, maka ditambahkan nilai-nilai disiplin bagi para karyawan yaitu (Peters dan Timmerhaus, 2004) : 1. Setiap karyawan bertugas sesuai dengan pedoman-pedoman yang diberikan. 2. Setiap peraturan dan ketentuan yang ada harus dipatuhi. 3. Setiap karyawan dibekali keterampilan untuk mengatasi kecelakaan dengan menggunakan peralatan yang ada. 4. Setiap kejadian yang merugikan harus segera dilaporkan pada atasan. 5. Setiap karyawan harus saling mengingatkan perbuatan yang dapat menimbulkan bahaya. 6. Melakukan pemeriksaan terhadap setiap pengendali secara priodik oleh petugas maintenance.

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Kelayakan suatu pabrik selain mempertimbangkan faktor teknis juga harus ditinjau dari segi ekonomis, apakah menguntungkan atau tidak. Untuk hal tersebut perlu dilakukan perhitungan atau analisa ekonomi terhadap pabrik tersebut. Faktor-faktor yang harus diperhatikan adalah laju pengembalian modal dan titik impas produksi (Break Event Point).

11.1 Modal yang Ditanamkan (Capital Investment)

Capital investment adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik dan menjalankan pada masa start-up sampai diyakini pabrik berjalan dengan normal. Capital investment terdiri dari biaya untuk mendirikan pabrik (Fixed Capital Investment) dan biaya untuk menjalankan pabrik dalam waktu tertentu (Working Capital Investment). Perhitungan capital investment yang diperlukan dalam proses persiapan pabrik ini dilakukan dengan menggunakan studi pendekatan yaitu metode study estimate, dimana capital investment dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik. Berdasarkan pada perhitungan pada lampiran F, diperoleh Total Capital Investment yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik Perchloroetilen sebesar Rp 373.063.064.675,- Sumber modal yang direncanakan dari modal pinjaman 40% dan modal sendiri 60%. 11.2 Biaya Produksi (Production Cost) Biaya produksi yaitu biaya yang diperlukan untuk mengoperasikan pabrik. Biaya produksi dapat dibagi menjadi dua bagian yaitu Manufacturing Cost dan General Expense. Manufacturing Cost yaitu biaya yang berhubungan dengan produksi langsung, biaya tetap dan biaya overhead. General expense yaitu biaya yang dikeluarkan untuk keperluan administrasi, distribusi, dan penjualan produk, penelitian dan pembiayaan lainnya. 113 11.3 Analisa Keuntungan dan Kerugian Analisa keuntungan (profitabilitas) dapat dilakukan

dengan metode Cash Flow. Analisa laba dan rugi meliputi : a. Laba kotor dan laba bersih b. Laju pengembalian modal (Internal Rate Of Return) c. Waktu pengembalian modal (Pay Out Time) d. Titik impas (Break Event Point) Pada perhitungan analisa laba dan rugi ini dilakukan beberapa asumsi dan ketentuan yang mendekati keadaan real. 1. Usia pabrik diperkirakan 20 tahun. Kapasitas produksi masing-masing adalah: Tahun ke-1 = 80% Tahun ke-2 = 90% Tahun ke-3 hingga ke-18 = 100% Tahun ke-19 = 90% Tahun ke-20 = 80% 2. Bunga pinjaman sebesar 13 % per tahun (Bank Indonesia, 2019) 3. Inflasi sebesar 5,76% (Bank Indonesia, 2019) 4. Masa konstruksi pabrik dan bangunan 2 tahun 5. Pajak penghasilan 25% per tahun (PP No. 7 Tahun 1983 tentang Pajak Penghasilan)

11.3.1 Laba Kotor dan Laba Bersih Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total ongkos produksi. Laba yang diperoleh sebelum dikurangi pajak penghasilan disebut laba kotor, sedangkan laba yang diperoleh setelah dikurangi pajak penghasilan disebut laba bersih. 11.3.2 Internal Rate Of Return (IRR) Internal Rate Of Return adalah perbandingan antara laba yang diperoleh tiap tahun terhadap modal yang ditanamkan. Internal Rate of return (IRR) dapat digunakan untuk mengetahui apakah pabrik layak didirikan atau tidak. 114 Apabila IRR yang diperoleh lebih besar dari laju bunga uang yang didepositokan di bank, yaitu sebesar 13% maka pabrik dikatakan layak didirikan ditinjau dari segi ekonomis. Berdasarkan pada perhitungan pada lampiran F, bahwa pada pabrik Perchloroetilen ini di peroleh IRR lebih besar dari laju bunga uang yang didpositkan IRR yang didapat dari perhitungan sebesar 38,25%. 11.3.3 Pay Out Time (POT) Pay out time adalah lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dipinjamkan untuk mendirikan pabrik. Untuk pabrik Etilene oxide yang direncanakan ini diperoleh POT selama 4,6 tahun, untuk industri kimia dengan resiko rendah max acceptable POT 5 Tahun (Aries & Newton, 1955). 11.3.4 Break Event Point (BEP) Break Event Point adalah titik dimana hasil penjualan sama dengan biaya yang dikeluarkan untuk produksi. Berdasarkan pada hasil perhitungan yang terdapat pada lampiran F dapat diketahui BEP-nya sebesar 37%. Dari batasan literatur yang didapat untuk pabrik kimia di Indonesia BEP dikatakan layak karena masih didalam batasan. Menurut

Aries & Newton rentan BEP untuk industri pabrik kimia 30% – 60%. Hasil perhitungan analisa ekonomi untuk IRR, POT dan BEP dapat dilihat pada Tabel 11.1. Tabel 11.1 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi No Keterangan Perhitungan Batasan 1 IRR 38,25% >Persen bunga pinjaman 2 POT sesudah pajak 4,6 tahun Max Acceptabel 5 tahun (Aries & Newton, 1955) 3 Break Event Point 37% 30 – 60% (Aries & Newton, 1955) 115 11.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Hasil perhitungan analisa ekonomi berdasarkan pada lampiran F adalah sebagai berikut : Fixed Capital Investement = Rp 317.103.604.974,- Working Capital Investement = Rp 55.959.459.7019,- Total Capital Investment = Rp 373.063.064.675,- Total biaya Produksi = Rp 634.207.209.947,- Depresiasi 20 Tahun = Rp. 2.284.859.781.062 Depresiasi Pertahun = Rp 31.710.360.497 Harga Jual Produk = Rp 5.702.077.766.216 Laba Sebelum Pajak = Rp 1.143.884.843.342,- Laba Sesudah Pajak = Rp 857.913.632.506 Perhitungan analisa ekonomi yang lebih jelas dapat dilihat pada lampiran F.

BAB XII

KESIMPULAN

Hasil analisa perhitungan pada Pra Rancangan Pabrik Perchloroetilen dari etilen diklorida dan Klorin dengan kapasitas 100.000 ton/tahun diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu:

1. Kapasitas produksi Perchloroetilen 100.000 ton/tahun menggunakan etilen diklorida sebanyak 7.947,24158 kg/jam, dan klorin sebanyak 16.204,3869 kg/jam.
2. Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT). Bentuk organisasi yang direncanakan adalah garis dan staf dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 302 orang.
3. Lokasi pabrik direncanakan di Cilegon , karena berbagai pertimbangan antara lain kemudahan mendapatkan bahan baku, daerah pemasaran, sarana transportasi yang mudah dan cepat.
4. Luas tanah yang dibutuhkan adalah 33.360 m² .
5. Analisa ekonomi:
 - a) Fixed Capital Investment = Rp 317.103.604.974,-
 - b) Working Capital Investment= Rp 55.959.459.7019,-
 - c) Total Capital Investment = Rp 373.063.064.675,-
 - d) Total biaya Produksi = Rp 634.207.209.947,-
 - e) Depresiasi 20 Tahun = Rp. 2.284.859.781.062
 - f) Depresiasi Pertahun = Rp 31.710.360.497
 - g) Harga Jual Produk = Rp 5.702.077.766.216
 - h) Laba Sebelum Pajak = Rp 1.143.884.843.342,-
 - i) Laba Sesudah Pajak = Rp 857.913.632.506

Berdasarkan data-data diatas dapat disimpulkan Pabrik Perchloroetilen dari etilen diklorida dan Klorin layak untuk dirancang dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun.

DAFTAR PUSTAKA

- Banchero, B. 1955. *Chemical Engineering Series*. Mc Graw Hill in *Chemical Engineering*. New York.
- Bartholomew, C. H., & Farrauto, R. J. 2006. *Fundamentals of Industrial Catalytic Process*, 2nd ed. Hoboken, New Jersey: John Willey and Sons Inc.
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Willey and Sons Ibc.
- Coulson, J.M., and J.H. Ricardson. 1983. *Chemical Engineering*. New York: Pergamon Press
- Coulson, J.M., and J.H. Ricardson. 1993. *Chemical Engineering 3rd edition*. Butterworth Hinmann: Washington.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. 1999. *An Introduction to Chemical Engineering*, 3rd ed. Volume 6. Massachusets: Allyn and Bacon Inc.
- D.R.Lide, Ed. 2004. *CRC Hanbook of Chemistry and Physics*, 85th Ed. Boca Raton: CRC Press.
- Donald Q. Kern, 1988. *Process Heat Transfer*. Mc Graw Hill *International Edition*.
- Geankoplis, C. J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations* (Third Edit). New Jersey: Prentice-Hall International, Inc.
- Geankoplis J. Cristie. 1997. *Transport Process and Unit Operation*, 3 edition. New York: John Willey and Sons Ibc.
- <http://www.the.innovation.group.com/ChemProfilee>.
- Kirk R.E and Othmer, D.F. 1982. “*Encyclopedia of Chemical Technolog*” Vol.1. 2nd edition, A Willey Interscience Publication, John Willey and Sons Co.

- Kirk Othmer, 1998. "Encyclopedia of Chemical Technology" 4th. ed. Vol.7. Interscience Willey.
- Ludwig, Ernest e., 1979. "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant", Gulf Publishing Company, Houston.
- McCabe, W. L., and Smith, J.C. 1985. *Unit Operation of Chemical Engineering*, Fourth Edition. , New York: Mc Graw Hill.
- Megyesy, Eugene F.1993. *Pressure Vessel Handbook*. Oklahoma: Pressure Vessel Publishing, Inc, USA.
- Metcalf and Eddy.1991. *Wastewater Engineering treatment and reuse, Fourth Edition*. New York : McGraw-Hill Book Company.
- Perry, Jhon H. 1997. *Perry's Chemical Engineer's Handbook Edisi Ketujuh*. New York : McGraw-Hill Book Company
- Perry, J.H, and Green, D. 1999. *Perry's Chemical Engineers Handbook, 4 Edition*. McGraw Hill: New York
- Peter. M.S and Timmerhause.K.D. 1991. *Plant Design an Economic for Chemical Engineering 3ed*. New York: McGraw – Hill Book Company.
- Powell, S. T., 1954. "Water Conditioning for Industry", Mc Graw Hill Book Company, New York.
- Siddiqui. S. M. T. R. 2016. *Industrial Manufacturing of Nitric Acid*. Pakistan: Institute of Chemical Engineering and Technology.
- Speight, J. G. 2002. *Chemical And Process Design Hanbook*. McGraw Hill: Book Company, New York.
- Ullman, 1990. *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Vol A 27, VCH: Germany.
- Ullmann's. 1999. *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Weinthem: VCH Verlagsgesellschaft.
- Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley and Sons
- www.matche.com. Chemical Equipment Price. Diakses pada Oktober 2019.
- <http://kursdollarbankindonesia.net/18> September 2019.

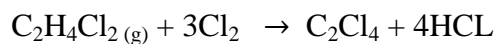
LAMPIRAN A

PERHITUNGAN

Basis perhitungan	= 1 jam operasi
Satuan berat	= Kilogram (kg)
Kapasitas produksi	= 100.000 ton/tahun
Waktu operasi	= 330 hari/tahun
Jumlah jam operasi	= 24 jam
Bahan baku	= - Etilen diklorida - Klorin
Produk akhir	= Perkloroetilen
Kapasitas produksi	= $\frac{100.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$ = 12.626,2626 kg/jam

Perhitungan neraca massa seperti dibawah ini:

Reaksi :



$$\text{BM } \text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM } \text{Cl}_2 = 70,906 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM } \text{C}_2\text{Cl}_4 = 165,83 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM } \text{HCL} = 36,458 \text{ kg/kmol}$$

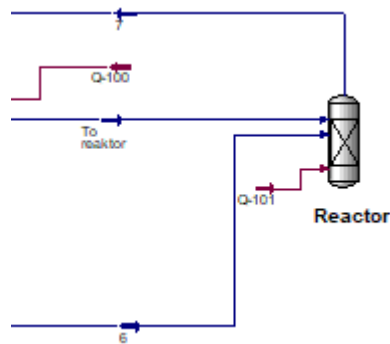
$$\text{Neraca massa total} = \text{A} + \text{B} = \text{C} + \text{D}$$

$$\text{Massa } \text{C}_2\text{Cl}_4 = 18.939,394 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol } \text{C}_2\text{H}_4\text{O} &= \frac{\text{massa } \text{C}_2\text{Cl}_4}{\text{BM } \text{C}_2\text{Cl}_4} \\ &= \frac{12626,2626 \text{ kg/jam}}{165,83 \text{ kg/kmol}} \\ &= 76,1397 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

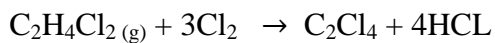
$$\begin{aligned}
\text{Mol C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 \text{ masuk} &= \frac{\text{Mol bereaksi}}{\text{Konversi}} \\
&= \frac{76,1397 \text{ kmol/jam}}{0,95} \\
&= 80,147 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 \text{ masuk} &= \text{mol C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 \times \text{BM C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 \\
&= 80,147 \text{ kmol/jam} \times 98,96 \text{ kg/kmol} \\
&= 7931,3471 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol Cl}_2 \text{ masuk} &= \frac{\text{Koefisien Cl}_2}{\text{Koefisien C}_2\text{Cl}_4} \times \text{mol C}_2\text{Cl}_4 \\
&= \frac{3}{1} \times 76,1397 \text{ kmol/jam} \\
&= 228,4191 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa Cl}_2 &= \text{mol Cl}_2 \times \text{BM Cl}_2 \\
&= 228,4191 \text{ kmol/jam} \times 70,906 \text{ kg/kmol} \\
&= 16196,2847 \text{ kg/jam} \\
\text{Mol HCl} &= \frac{\text{Koefisien HCl}}{\text{Koefisien C}_2\text{Cl}_4} \times \text{mol C}_2\text{Cl}_4 \\
&= \frac{4}{1} \times 76,1397 \text{ kmol/jam} \\
&= 304,558 \text{ kmol/jam} \\
\text{Massa HCl} &= \text{mol HCl} \times \text{BM HCl} \\
&= 304,558 \times 36,458 \\
&= 11103,604 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

A.1 Reaktor



Gambar A.1 Reaktor PFR

$$\text{Neraca massa total} = F_3 + F_6 = F_7$$



Dari data perhitungan diatas didapat :

$$\text{Laju alir } F_3 \text{ yaitu massa } \text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 = 7931,8705 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir } F_6 \text{ yaitu Massa } \text{Cl}_2 = 16196,2847 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir } F_7 \text{ yaitu massa keluaran reaktor} = 24128,1552 \text{ kg/jam}$$

Input :

Fraksi (X) aliran F_3

Etiendiklorida = 0,9980

HCl = 0,0020 +

Total = 1,000

Fraksi (X) aliran F_6

klorin = 0,9995

Nitrogen = 0,0005 +

Total = 1,000

Output :

Fraksi (X) aliran F_7

Etilendiklorida = 0,0104

Klorin = 0,0003

Perkloroetilen = 0,1977

$$\begin{aligned} \text{HCl} &= 0,7913 \\ \text{Nitrogen} &= 0,0003 \quad + \\ \hline \text{Total} &= 1,000 \end{aligned}$$

Neraca massa komponen masuk

$$\text{Etilendiklorida} = X_{\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2} \cdot F_3 = 0,998 \times 7931,8705 \text{ kg/jam} = 7916,0067 \text{ kg/jam}$$

$$\text{HCl} = X_{\text{HCl}} \cdot F_3 = 0,002 \times 7931,8705 \text{ kg/jam} = 15,8637 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Klorin} = X_{\text{Cl}_2} \cdot F_6 = 0,995 \times 16196,2847 = 16115,3033 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Nitrogen} &= X_{\text{N}_2} \cdot F_6 = 0,005 \times 16196,2847 = 80,9814 \text{ kg/jam} \quad + \\ \hline \text{total} &= 24128,1552 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa komponen keluar

$$\text{Etilendiklorida} = X_{\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2} \times F_7 = 0,0104 \times 24128,1552 = 250,9328 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Klorin} = X_{\text{Cl}_2} \times F_7 = 0,0003 \times 24128,1552 = 7,2384 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Perkloroetilen} = X_{\text{C}_2\text{Cl}_4} \times F_7 = 0,1977 \times 24128,1552 = 4770,13628 \text{ kg/jam}$$

$$\text{HCl} = X_{\text{HCl}} \times F_7 = 0,7913 \times 24128,1552 = 19092,6092 \text{ kg/jam}$$

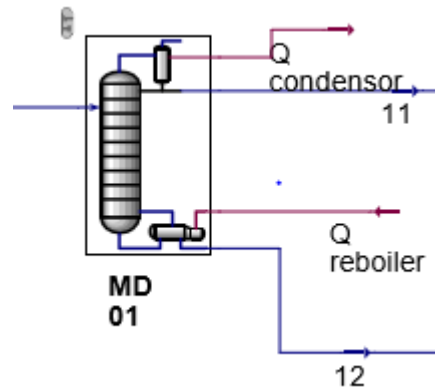
$$\text{Nitrogen} = X_{\text{N}_2} \times F_7 = 0,0003 \times 24128,1552 = 7,2384 \text{ kg/jam} \quad +$$

$$\begin{aligned} \hline \text{Total} &= 24.128,1552 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.1 Neraca Massa Reaktor (PFR-01)

Komposisi	Neraca Massa Masuk (kg/jam)		Neraca massa keluar (kg/jam)
	Aliran F ₃	Aliran F ₆	Aliran F ₉
C ₂ H ₄ Cl ₂	7916,0067	-	250,9328
Cl ₂	-	16115,3033	7,2384
C ₂ Cl ₄	-	-	4770,13628
HCl	15,8637		19092,6092
N ₂	-	80,9814	7,2384
Total	7931,8705	16196,2847	
	24128,1552		24128,1552

A.2 Distilasi (MD-01)



Gambar A.2 Distilasi (MD-01)

$$\text{Neraca massa total} \quad : \quad F_{10} = F_{11} + F_{12}$$

Dari data perhitungan diatas didapat :

$$\text{Laju alir } F_{10} = 24128,1552 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir } F_{11} = 11105,0063 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir } F_{12} = 13023,1488 \text{ kg/jam}$$

Input :

Fraksi (X) aliran F_{10}

$$\text{Etilendiklorida} = 0,0104$$

$$\text{Klorin} = 0,0003$$

$$\text{Perkloroetilen} = 0,1977$$

$$\text{HCl} = 0,7913$$

$$\text{Nitrogen} = 0,0003 \quad +$$

$$\text{Total} = 1,000$$

Output :

Fraksi (X) aliran F_{11}

$$\text{HCL} = 0,9996$$

$$\text{Nitrogen} = 0,0004$$

Fraksi (X) aliran F_{12}

$$\text{Etilendiklorida} = 0,0499$$

$$\text{HCL} = 0,0004$$

Klorin = 0,0013

Perkloroetilen = 0,9484

Neraca massa komponen masuk :

Aliran F_{10}

$F_{10} \cdot X_{10}$

Etilendiklorida = $X_{c_2h_4cl_2} \times F_7 = 0,0104 \times 24128,1552 = 250,9328 \text{ kg/jam}$

Klorin = $X_{cl_2} \times F_7 = 0,0003 \times 24128,1552 = 7,2384 \text{ kg/jam}$

Perkloroetilen = $X_{c_2cl_4} \times F_7 = 0,1977 \times 24128,1552 = 4770,13628 \text{ kg/jam}$

HCl = $X_{HCl} \times F_7 = 0,7913 \times 24128,1552 = 19092,6092 \text{ kg/jam}$

Nitrogen = $X_{N_2} \times F_7 = 0,0003 \times 24128,1552 = 7,2384 \text{ kg/jam} \quad +$

Total = 24.128,1552 kg/jam

Neraca massa komponen keluar

Aliran F_{11}

$F_{11} \cdot X_{11}$

HCL = 0,9996 x 11105,0063 = 11100,5643 kg/jam

Nitrogen = 0,0004 x 11105,0063 = 4,442 kg/jam

Total = 11105,0063 kg/jam

Aliran F_{12}

$F_{12} \cdot X_{12}$

Etilendiklorida = 0,0499 x 13023,1488 = 649,8551 kg/jam

HCL = 0,0004 x 13023,1488 = 5,2092 kg/jam

Klorin = 0,0013 x 13023,1488 = 16,9301 kg/jam

Perkloroetilen = 0,9484 x 13023,1488 = 12351,1543 kg/jam

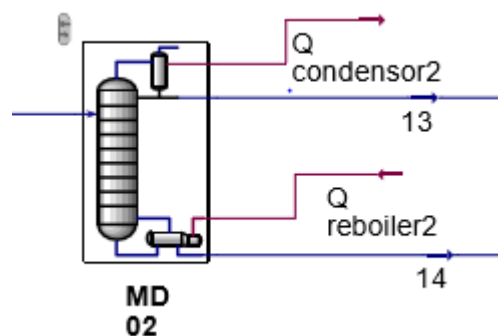
Total = 13023,1488 Kg/jam

Tabel A.2 Neraca Massa Distilasi (MD-01)

Komponen	Neraca massa masuk (kg/jam)	Neraca keluar (kg/jam)
----------	-----------------------------	------------------------

	F₁₀	F₁₁	F₁₂
C ₂ H ₄ Cl ₂	250,9328	-	649,8551
Cl ₂	7,2384	-	16,9301
C ₂ Cl ₄	4770,13628	-	12351,1543
HCl	19092,6092	11100,5643	5,3092
N ₂	7,2384	4,442	-
Jumlah	24128,1552	11105,0063	13023,1488
Total	24128,1552	24128,1552	

A.3 Distilasi (MD-02)



Gambar A.3 Distilasi (MD-02)

Neraca massa total : $F_{12} = F_{13} + F_{14}$

Dari data perhitungan diatas didapat :

Laju alir $F_{12} = 13023,1488$ kg/jam

Laju alir $F_{13} = 370,9953$ kg/jam

Laju alir $F_{14} = 12652,1535$ kg/jam

Input:

Fraksi (X) aliran F_{12}

Etilendiklorida	= 0,0499
HCL	= 0,0004
Klorin	= 0,0013
Perkloroetilen	= 0,9484

Output :

Fraksi (X) Aliran F₁₃

Etilendiklorida	= 0,9632
HCL	= 0,0089
Klorin	= 0,0277
Perkloroetilen	= 0,0002

Fraksi (X) Aliran F₁₄

Etilendiklorida	= 0,0045
Perkloroetilen	= 0,9955

Neraca massa komponen masuk

Aliran F₁₂

F₁₂ · X₁₂

Etilendiklorida	= 0,0499 x 13023,1488	= 649,8551 kg/jam
HCL	= 0,0004 x 13023,1488	= 5,2092 kg/jam
Klorin	= 0,0013 x 13023,1488	= 16,9301 kg/jam
Perkloroetilen	= 0,9484 x 13023,1488	= 12351,1543 kg/jam
Total		= 13023,1488 Kg/jam

Neraca massa komponen keluar

Aliran F₁₃

X₁₃ · F₁₃

Etilendiklorida	= 0,9632 x 370,9953	= 357,3428 kg/jam
HCL	= 0,0089 x 370,9953	= 3,2019 kg/jam
Klorin	= 0,0277 x 370,9953	= 10,2769 kg/jam
Perkloroetilen	= 0,0002 x 370,9953	= 0,0743 kg/jam

Total		= 370,9953 Kg/jam
Aliran F_{14}		
$X_{14} \cdot F_{14}$		
Etilendiklorida	= 0,0045 x 12652,1535	= 56,9347 kg/jam
Perkloroetilen	= 0,9955 x 12652,1535	= 12595,2188 kg/jam
Total		= 12652,1535 Kg/jam

Tabel A.2 Neraca Massa Distilasi (MD-01)

Komponen	Neraca massa masuk (kg/jam)	Neraca keluar (kg/jam)	
	F_{12}	F_{13}	F_{14}
$C_2H_4Cl_2$	649,8551	357,3428	56,9347
Cl_2	16,9301	10,2769	-
C_2Cl_4	12351,1543	0,0743	12595,2188
HCl	5,3092	3,2019	-
Jumlah	13023,1488	370,9953	12652,1535
Total	13023,1488	13023,1488	

A.4 Tangki Perkloroetilen



Gambar A.4 Tangki Perkloroetilen

$$\text{Neraca massa total} = F_{14} = F_{\text{perkloroetilen}}$$

Dari data perhitungan diketahui :

$$\text{Laju alir } F_{14} = 12652,1535 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir } F_{\text{perkloroetilen}} = 12652,1535 \text{ kg/jam}$$

Input :

Fraksi (X) Aliran F_{14}

Etilendiklorida = 0,0045

Perkloroetilen = 0,9955

Output :

Fraksi (X) Aliran $F_{\text{perkloroetilen}}$

Etilendiklorida = 0,0045

Perkloroetilen = 0,9955

Neraca massa komponen masuk:

Aliran F_{14}

$X_{14} \cdot F_{14}$

Etilendiklorida = 0,0045 x 12652,1535 = 56,9347 kg/jam

Perkloroetilen = 0,9955 x 12652,1535 = 12595,2188 kg/jam

Total = 12652,1535 Kg/jam

Neraca massa komponen keluar:

Aliran $F_{\text{perkloroetilen}}$

$X \cdot F_{\text{perkloroetilen}}$

Etilendiklorida = 0,0045 x 12652,1535 = 56,9347 kg/jam

Perkloroetilen = 0,9955 x 12652,1535 = 12595,2188 kg/jam

Total = 12652,1535 Kg/jam

Tabel A.3 Neraca Massa Tangki Perkloroetilen

Komponen	Neraca massa masuk	Neraca keluar
	(kg/jam)	(kg/jam)
	F_{15}	F_{17}
$C_2H_4Cl_2$	56,9347	56,9347
C_2Cl_4	12595,2188	12595,2188
Total	12652,1535	12652,1535

LAMPIRAN B

NERACA ENERGI

Perhitungan neraca energi pada prarancangan pabrik perkloroetilen dari etilenklorida dan Klorin seperti dibawah ini:

Basis perhitungan	= 1 jam operasi
Satuan	= Kg/jam
Waktu operasi	= 330 hari/tahun
Jam operasi	= 24 jam/hari
Kapasitas Produksi	= 100.000 Ton/Tahun
	$= \frac{100.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$
	= 12.626,266 kg/jam

Satuan Operasi = KJ/jam

Temperatur referensi = 25°C (298 K)

Neraca panas dihitung meliputi:

a. Panas yang dihitung apabila terjadi perubahan temperatur

$$Q = \sum n \cdot C_p \cdot dT \quad (\text{B-1})$$

$$\Delta T = T - T_0 \quad (\text{B-2})$$

Dimana:

Q: Panas yang dihasilkan/dikeluarkan (kj)

C: Kapasitas panas (kj/Kmol.K)

N: Mol senyawa (Kmol)

T₀: Temperatur referensi (298 K)

T: Temperatur senyawa (K)

Adapun rumus yang digunakan untuk menghitung kapasitas panas suatu senyawa adalah:

$$C_p dT = \int_{T_0}^T C_p dT$$

(B-3)

$$C_p \text{ cairan} = \int_{T_0}^T [A + BT + CT^2 + DT^3] dt \quad (\text{B-4})$$

$$= A(T - T_0) + \frac{B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_0^4) \quad (\text{B-5})$$

$$C_p \text{ gas} = \int_{T_0}^T [A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4] dt \quad (\text{B-6})$$

$$= A(T - T_0) + \frac{B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_0^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_0^5) \quad (\text{B-7})$$

Tabel B.1 Kapasitas Panas cair, $C_{p(l)} = A + BT + CT^2 + DT^3$ (kJ/Kmol.K)

Komponen	A	B	C	D
$C_2H_4Cl_2$	57,325	5,6014E-01	-1,8136E-03	2,5617E-06
Cl_2	127,601	6,0215E-01	1,5776E-03	-5,3099E-07
C_2Cl_4	51,760	6,5780E-01	-1,6916E-03	1,8652E-06
HCl	73,993	-1,2946E-01	-7,8980E-05	2,6409E-06

(Sumber: Yaws, 1999)

b. Menghitung neraca energi di reaktor

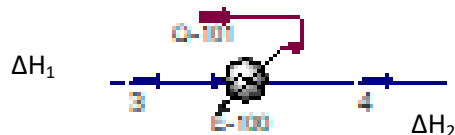
1. Panas pembentukan suatu senyawa pada temperatur 25°C

$$\Delta H_{R 298K} = \Delta H_{f \text{ produk}} + \Delta H_{f \text{ reaktan}} \quad (\text{B-8})$$

2. Untuk kondisi temperatur reaksi bukan 25°C, panas reaksi dihitung dengan menggunakan rumus:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R 298K} + \sum_{\text{produk}} n \int C_p dT - \sum_{\text{reaktan}} n \int C_p dT \quad (\text{B-9})$$

B.1 Contoh Perhitungan Neraca Energi Pada Heater 1



Gambar B.1 Heater 1

Keterangan:

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk heat exchanger

ΔH_2 : Panas yang terbawa oleh bahan keluar heat exchanger

Q : Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss} \quad (B-10)$$

a. Menghitung Panas Bahan Masuk Heat Exchanger (ΔH_1)

Suhu bahan masuk = 30,02 °C

n = 80,26 kmol/jam

Cp = 120,2 KJ/Kmol°C

ΔT = (30,02 - 25) °C = 4,98 °C

Persamaan yang digunakan untuk menghitung ΔH yaitu:

$$\Delta H_1 = n \int_{298}^{303} C_p dT \quad (B-11)$$

$$\begin{aligned} \Delta H_1 &= 80,26 \text{ Kmol/jam} \times 120,2 \text{ KJ/Kmol}^\circ\text{C} \times 4,98 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 48043,31496 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kmol/kg)	Kmol	$\int C_p dT$ (KJ/Kmol°C)	ΔT (C)	ΔH_1 (Kj/jam)
Et.Clorida	7932	98,96	80,26	120,2	4,98	48043,31496
Total						48043,31496

Tabel B.1 Panas Bahan Masuk (ΔH_1)

b. Menghitung Panas Bahan Keluar Heat Exchanger (ΔH_2)

Suhu bahan keluar = 102 °C

n = 80,26 kmol/jam

Cp = 89,90 KJ/Kmol°C

ΔT = (102 - 25) °C = 77 °C

Persamaan yang digunakan untuk menghitung ΔH yaitu:

$$\Delta H_2 = n \int_{25}^{102} C_p dT \quad (\text{B-12})$$

$$\begin{aligned} \Delta H_2 &= 80,26 \text{ Kmol/jam} \times 89,90 \text{ KJ/Kmol.K} \times 77 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 555583,798 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

Tabel B.2 Panas Bahan Keluar (ΔH_2)

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kmol/kg)	Kmol	$\int C_p dT$ (KJ/Kmol.K)	ΔT (C)	ΔH_2 (KJ/jam)
Et clorida	7932	98,96	80,26	62,35	77	555583,798
Total						555583,798

c. Menghitung panas yang diberikan oleh steam (Q)

$$\text{Panas masuk} = \text{panas keluar} \quad (\text{B-13})$$

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}} \quad (\text{B-14})$$

$$Q = \Delta H_2 + 0.02 (\Delta H_1 + Q) \quad (\text{B-15})$$

$$Q = \Delta H_2 + 0.02 \Delta H_1 + 0.02Q - \Delta H_1 \quad (\text{B-16})$$

$$0,98 Q = 555583,798 + (0,02 \times 48043,31496) - 48043,31496$$

$$Q = 518878,9279 \text{ KJ/jam}$$

d. Menghitung Panas Yang Hilang (Q_{loss})

Diasumsikan panas yang hilang sebesar 2% dari jumlah panas masuk :

$$Q_{\text{loss}} = 2\% (\Delta H_1 + Q) \quad (\text{B-17})$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,02 (48043,31496 + 518878,9279)$$

$$Q_{\text{loss}} = 11338,44485 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.3 Hasil Perhitungan Pada Heater-1

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
ΔH_1	48043,31496	-
ΔH_2	-	555583,798

Q	518878,9279	-
Q _{loss}	-	11338,44485
Total	566922,24286	566922,24286

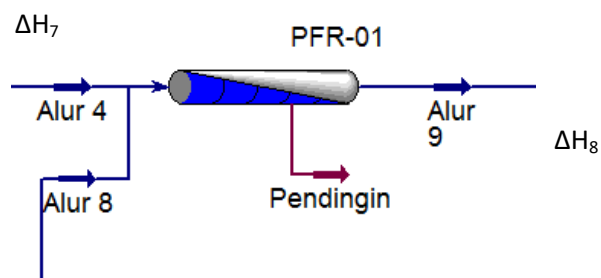
Tabel B.4 Hasil Perhitungan Pada Cooler-1

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
ΔH_3	3895691,7272	-
ΔH_4	-	481577,2
Q	--3404286,4210	-
Q _{loss}	-	9828,1061
Total	491405,3061	491405,3061

Tabel B.5 Hasil Perhitungan Pada Heat Exchanger 1

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
ΔH_5	636234,2575	-
ΔH_6	-	814602,5
Q	194992,7833	-
Q _{loss}	-	16624,5408
Total	831227,0408	831227,0408

B.2 Contoh Perhitungan Neraca Energi Pada Reaktor (PFR-01)



Gambar B.2 Reaktor (PFR-01)

Keterangan :

ΔH_7 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk dari heater

ΔH_R : Panas reaksi

ΔH_8 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar reaktor

Q : Panas yang diberikan oleh steam

Q_{loss} : Panas yang hilang

Neraca panas Overall:

$$\Delta H_7 + Q = \Delta H_8 + \Delta H_R + Q_{loss} \quad (B-18)$$

a. Menghitung Panas Bahan Masuk (ΔH_7)

Suhu bahan masuk = 102 °C

Persamaan yang digunakan yaitu:

$$\Delta H_7 = m \cdot cp \cdot \Delta T \quad (B-19)$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{7\text{etclorida}} &= 80,26 \text{ Kmol/jam} \times 89,90 \text{ KJ/Kmol.K} \times 77 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 555583,798 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{7\text{clorin}} &= 228,5 \text{ Kmol/jam} \times 35,65 \text{ KJ/Kmol.C} \times 100 \text{ C} \\ &= 814602,5 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{7\text{total}} &= \Delta H_{7\text{Etchlorida}} + \Delta H_{7\text{chlorin}} \\ &= 555583,798 \text{ KJ/Jam} + 814602,5 \text{ KJ/Jam} \\ &= 1.370.186,298 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

Tabel B.6 Panas Bahan Masuk (ΔH_7)

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kmol/kg)	Kmol	$\int Cp dT$ (KJ/Kmol.C)	ΔT (C)	ΔH_7 (KJ/jam)
Etchlorida	7932	98,96	80,26	89,90	100	555583,798
Chlorin	16196,2847	70,906	228,5	35,65	100	814602,5
Total						1370186,298

b. Menghitung Panas Bahan Keluar (ΔH_8)

Suhu bahan keluar = 249,6 °C

Persamaan yang digunakan yaitu:

$$\Delta H_{10} = m \cdot cp \cdot \Delta T \quad (B-20)$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{8 \text{ etilenklorida}} &= 4,0047 \text{ Kmol/jam} \times 89,90 \text{ KJ/Kmol.C} \times 224,6 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 80.861,0602 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{8 \text{ klorin}} &= 0,1053 \text{ Kmol/jam} \times 35,65 \text{ KJ/Kmol.C} \times 224,6 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 843,1361 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{8 \text{ perkloroetilen}} &= 76,0899 \text{ Kmol/jam} \times 146,4 \text{ KJ/Kmol.C} \times 224,6 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 2.501.945,48 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{8 \text{ HCL}} &= 304,5201 \text{ Kmol/jam} \times 60,44 \text{ KJ/Kmol.C} \times 224,6 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 4.133.806,76 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{8 \text{ Nitrogen}} &= 0,1142 \text{ Kmol/jam} \times 41,5 \text{ KJ/Kmol.C} \times 224,6 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 1.064,4467 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{8 \text{ Total}} &= \Delta H_{8 \text{ etilenklorida}} + \Delta H_{8 \text{ klorin}} + \Delta H_{8 \text{ perkloroetilen}} + \Delta H_{8 \text{ HCL}} + \\ &\quad \Delta H_{8 \text{ Nitrogen}} \\ &= 80.861,0602 + 843,1361 + 2.501.945,48 + 4.133.806,76 \\ &\quad + 1.064,4467 \\ &= 6.718.520,88 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

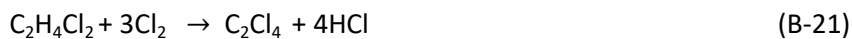
Tabel B.7 Panas Bahan Liquid Keluar (ΔH_8)

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kmol/kg)	Kmol	$\int Cp dT$ (KJ/Kmol.K)	ΔT (K)	ΔH_8 (KJ/jam)
Etilenklorida	396,3074	98,96	4,0047	89,90	224,6	80.861,0602
Klorin	7,4636	70,906	0,1053	35,65	224,6	843,1361
Perkloroetilen	12618,1386	165,83	76,0899	164,4	224,6	2.501.945,48
HCL	11103,0453	76,1397	304,5201	60,44	224,6	4.133.806,76
Nitrogen	3,2003	14,0067	0,1142	41,5	224,6	1.064,4467
Total						6.718.520,88

Tabel B.8 Data ΔH_f Masing-Masing Komponen

Komponen	$\Delta H_F^{25^\circ C}$	Massa	BM
Etilenklorida	-542,6642	7932	98,96
Klorin	242	16196,2847	70,906
Perkloroetilen	-50,7519	12618,1386	165,83
HCL	-386,44	11103,0453	76,1397

Reaksi:



$$\begin{aligned} \Delta H_F^{25^\circ C} &= \Delta H_F^{25^\circ C} \text{Produk} - \Delta H_F^{25^\circ C} \text{Reaktan} \\ &= \{(-50,7519) + (4 \cdot (-386,44))\} - \{(-542,6642) + (3 \times 242)\} \\ &= -1596,5119 - 183,3358 \text{ Kj/jam} \\ &= -1776,8477 \end{aligned}$$

Tabel B.9 Data ΔH_R Masing-Masing Komponen

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int Cp dT$ (kJ/Kmol.K)	ΔH_R^0
Etilenklorida	7932	89,90	713.086,8
Klorin	16196,2847	35,65	577.397,55
Perkloroetilen	12618,1386	164,4	2.074.421,99
HCL	11103,0453	60,44	671.068,058

$$\begin{aligned} \Delta H_{Rtotal}^0 &= [\Sigma \Delta H_R^0 \text{ produk} + \Sigma \Delta H_F^{25^\circ C}] - [\Sigma \Delta H_R^0 \text{ reaktan}] \\ &= [2.745.490,05 - 1776,8477] - [713.086,8 + 577.397,55] \\ &= 1.453.228,85 \text{ kj/jam} \end{aligned}$$

d. Menghitung Panas Yang Dibutuhkan Reaktor (Q)

$$\text{Asumsi } Q_{\text{loss}} = 2 \% \text{ panas masuk} \quad (B-22)$$

$$= 0,02 (Q + \Delta H_7)$$

Neraca panas total :

$$\text{Panas masuk} = \text{Panas keluar} \quad (B-23)$$

$$Q + \Delta H_7 = \Delta H_8 + \Delta H_R + Q_{\text{loss}} \quad (B-24)$$

$$Q + \Delta H_7 = \Delta H_8 + \Delta H_R + 0,02(Q + \Delta H_7) \quad (B-26)$$

$$0,98 Q = \Delta H_8 + \Delta H_R + (0,02\Delta H_7 - \Delta H_7) \quad (B-27)$$

$$Q = \frac{\Delta H_8 + \Delta H_R + (0,02\Delta H_7 - \Delta H_7)}{0,98}$$

$$Q = \frac{6.718.520,88 + 1.453.228,85 + (0,02 \times 1.370.186,298 - 1.370.186,298)}{0,98}$$

$$= \frac{8.171.749,73 + (-1.342.782,57)}{0,98}$$

$$Q = 6.968.333,84 \text{ kJ/jam}$$

e. Menghitung Panas yang Hilang (Q_{loss})

$$Q_{\text{loss}} = 0,02 (Q + \Delta H_7)$$

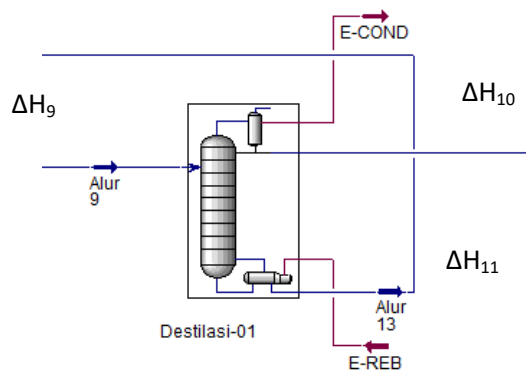
$$= 0,02 (6.968.333,84 + 1.370.186,298) \text{ KJ/jam}$$

$$= 166.770,403 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.10 Hasil Perhitungan Pada Reaktor-01

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
ΔH_7	1.370.186,298	0,000
ΔH_8	0,000	6.718.520,88
ΔH_R	0,000	1.453.228,85
Q	6.968.333,84	0,000
Q_{loss}	0,000	166.770,403
Total	8.338.520,14	8.338.520,14

B.3 Contoh Perhitungan Neraca Energi Pada Distilasi



Gambar B.3 Distilasi

a. Menghitung Panas Masuk Distilasi (Q)

Untuk mencari panas yang dibutuhkan distilasi dapat menggunakan rumus:

$$Q = \text{Molar flow} \times \Delta H \quad (\text{B-25})$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Etilenklorida}} &= 4,0047 \text{ Kgmol/jam} \times (-81736,5899 \text{ KJ/Kgmol}) \\ &= -327.330,522 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{HCL}} &= 304,5201 \text{ Kgmol/jam} \times (-81736,5899 \text{ KJ/Kgmol}) \\ &= -26.717.555,1 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Klorin}} &= 0,1053 \text{ Kgmol/jam} \times (-81736,5899 \text{ KJ/Kgmol}) \\ &= -8.606,8629 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{nitrogen}} &= 0,1142 \text{ Kgmol/jam} \times (-81736,5899 \text{ KJ/Kgmol}) \\ &= -9.334,3185 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{perkloroetilen}} &= 76,0899 \text{ Kgmol/jam} \times (-81736,5899 \text{ KJ/Kgmol}) \\ &= -6.219.328,95 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Total}} &= Q_{\text{etilenklorida}} + Q_{\text{HCL}} + Q_{\text{Klorin}} + Q_{\text{nitrogen}} + Q_{\text{perkloroetilen}} \\ &= -327.330,522 + -26.717.555,1 + -8.606,8629 + -9.334,3185 \\ &\quad + -6.219.328,95 \\ &= -33.282.155,8 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

Tabel B.11 Panas Masuk Distilasi

Komponen	X komponen (Mol)	Fkomponen (Kgmol/jam)	Molar Entalphy (kJ/Kgmol)	Q (kJ/jam)
Etilenklorida	0,0104	4,0047	-81736,5899	-327.330,522
HCL	0,7913	304,5201	-81736,5899	-26.717.555,1
Klorin	0,0003	0,1053	-81736,5899	-8.606,8629
Nitrogen	0,0003	0,1142	-81736,5899	-9.334,3185
Perkloroetilen	0,1977	76,0899	-81736,5899	-6.219.328,95
Total				-33.282.155,8

b. Menghitung Panas Keluar Distilasi (Q)

Untuk mencari panas keluar distilasi bagian bawah dapat menggunakan rumus:

$$Q = \text{Molar flow} \times \Delta H \quad (\text{B-26})$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Etilenklorida}} &= 4,0047 \text{ Kgmol/jam} \times (-43.977,59067 \text{ KJ/Kgmol}) \\ &= -176.117,057 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{HCL}} &= 0,0340 \text{ Kgmol/jam} \times (-43.977,59067 \text{ KJ/Kgmol}) \\ &= -1.495,2381 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Klorin}} &= 0,1053 \text{ Kgmol/jam} \times (-43.977,59067 \text{ KJ/Kgmol}) \\ &= -4.630,8403 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{perkloroetilen}} &= 76,0898 \text{ Kgmol/jam} \times (-43.977,59067 \text{ KJ/Kgmol}) \\ &= -3.346.246,08 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Total}} &= Q_{\text{etilenklorida}} + Q_{\text{HCL}} + Q_{\text{Klorin}} + Q_{\text{perkloroetilen}} \\ &= -176.117,057 + -1.495,2381 + -4.630,8403 + -3.346.246,08 \\ &= -3.528.549,22 \text{ KJ/Jam} \end{aligned}$$

Tabel B.12 Panas Keluar Distilasi (Bottom)

Komponen	X komponen (Mol)	Fkomponen (Kgmol/jam)	Molar Entalphy (kJ/Kgmol)	Q (kJ/jam)
Etilenklorida	0,0499	4,0047	-43.977,59067	-176.117,057

HCL	0,0004	0,0340	-43.977,59067	-1.495,2381
Klorin	0,0013	0,1053	-43.977,59067	-4.630,8403
Perkloroetilen	0,9484	76,0898	-43.977,59067	-3.346.246,08
Total				-3.528.549,22

Untuk mencari panas keluar distilasi bagian atas dapat menggunakan rumus:

$$Q = \text{Molar flow} \times \Delta H \quad (\text{B-27})$$

$$Q_{\text{HCL}} = 304,4861 \text{ Kgmol/jam} \times (-112.642,6715 \text{ KJ/Kgmol})$$

$$= -34.298.127,7 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{\text{Nitrogen}} = 0,1142 \text{ Kgmol/jam} \times (-112.642,6715 \text{ KJ/Kgmol})$$

$$= -12.863,7931 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{\text{Total}} = Q_{\text{HCL}} + Q_{\text{Nitrogen}}$$

$$= -34.298.127,7 \text{ KJ/jam} + -12.863,7931 \text{ KJ/jam}$$

$$= -34.310.991,5 \text{ KJ/jam}$$

Tabel B.13 Panas Keluar Distilasi (Ovhd MD-01)

Komponen	X komponen (Mol)	Fkomponen (Kgmol/jam)	Molar Entalphy (kJ/Kgmol)	Q (kJ/jam)
HCL	0,9996	304,4861	-112.642,6715	-34.298.127,7
Nitrogen	0,0004	0,1142	-112.642,6715	-12.863,6715
Total				-34.310.991,5

Maka panas total keluar:

$$Q_{\text{Total}} = -3.528.549,22 \text{ kJ/jam} + -34.310.991,5 \text{ kJ/jam}$$

$$= -37.839.540,7 \text{ KJ/jam}$$

Neraca Energi Total

$$Q_{\text{Total Masuk}} = Q_{\text{Total Keluar}} + Q_{\text{Serap}} \quad (\text{B-28})$$

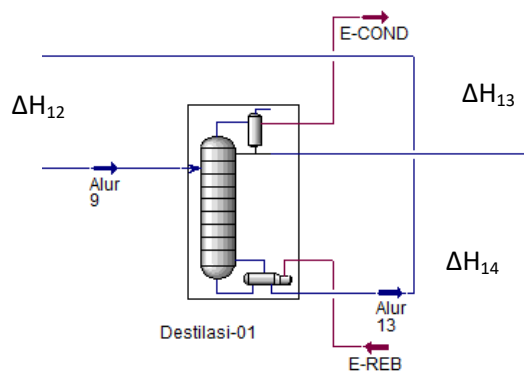
$$-33.282.155,8 = -37.839.540,7 + Q_{\text{Serap}}$$

$$Q_{\text{Serap}} = 4.557.384,9 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.14 Hasil Perhitungan Pada Distilasi-01

Komponen	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
ΔH_9	-33.282.155,8	-
ΔH_{10}	-	-3.528.549,22
ΔH_{11}	-	-34.310.991,5
Q_{serap}	-	4.557.384,9
Total	-33.282.155,8	-33.282.155,8

B.4 Contoh Perhitungan Neraca Energi Pada Distilasi



Gambar B.4 Distilasi

a. Menghitung Panas Masuk Distilasi (Q)

Untuk mencari panas yang dibutuhkan distilasi dapat menggunakan rumus:

$$Q = \text{Molar flow} \times \Delta H \quad (\text{B-29})$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Etilenklorida}} &= 4,0047 \text{ Kgmol/jam} \times (-43.977,59067 \text{ KJ/Kgmol}) \\ &= -176.117,057 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{HCL}} &= 0,0340 \text{ Kgmol/jam} \times (-43.977,59067 \text{ KJ/Kgmol}) \\ &= -1.495,2381 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{Klorin}} &= 0,1053 \text{ Kgmol/jam} \times (-43.977,59067 \text{ KJ/Kgmol}) \\ &= -4.630,8403 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{perkloroetilen}} = 76,0898 \text{ Kgmol/jam} \times (-43.977,59067 \text{ KJ/Kgmol})$$

$$= -3.346.246,08 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{\text{Total}} = Q_{\text{etilenklorida}} + Q_{\text{HCL}} + Q_{\text{klorin}} + Q_{\text{perkloroetilen}}$$

$$= -176.117,057 + -1.495,2381 + -4.630,8403 + -3.346.246,08$$

$$= -3.528.549,22 \text{ KJ/Jam}$$

Tabel B.15 Panas Masuk Distilasi

Komponen	X komponen (Mol)	Fkomponen (Kgmol/jam)	Molar Entalphy (kJ/Kgmol)	Q (kJ/jam)
Etilenklorida	0,0499	4,0047	-43.977,59067	-176.117,057
HCL	0,0004	0,0340	-43.977,59067	-1.495,2381
Klorin	0,0013	0,1053	-43.977,59067	-4.630,8403
Perkloroetilen	0,9484	76,0898	-43.977,59067	-3.346.246,08
Total				-3.528.549,22

b. Menghitung Panas Keluar Distilasi (Q)

Untuk mencari panas keluar distilasi bagian atas dapat menggunakan rumus:

$$Q = \text{Molar flow} \times \Delta H \quad (\text{B-30})$$

$$Q_{\text{Etilenklorida}} = 3,6598 \text{ Kgmol/jam} \times (-158.358,0028 \text{ KJ/Kgmol})$$

$$= -579.558,619 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{\text{HCL}} = 0,0340 \text{ Kgmol/jam} \times (-158.358,0028 \text{ KJ/Kgmol})$$

$$= -5.384,1721 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{\text{klorin}} = 0,1053 \text{ Kgmol/jam} \times (-158.358,0028 \text{ KJ/Kgmol})$$

$$= -16.675,0977 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{\text{perkloroetilen}} = 0,0007 \text{ Kgmol/jam} \times (-158.358,0028 \text{ KJ/Kgmol})$$

$$= -110,6506 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{\text{Total}} = Q_{\text{etilenklorida}} + Q_{\text{HCL}} + Q_{\text{klorin}} + Q_{\text{perkloroetilen}}$$

$$= -579.558,619 + -5.384,1721 + -16.675,0977 + -110,8506$$

$$= -601.728,739 \text{ KJ/Jam}$$

Tabel B.16 Panas Keluar Distilasi (Ovhd MD-01)

Komponen	X komponen (Mol)	Fkomponen (Kgmol/jam)	Molar Entalphy (kJ/Kgmol)	Q (kJ/jam)
Etilenklorida	0,9632	3,6598	-158.358,0028	-579.558,619
HCL	0,0089	0,0340	-158.358,0028	-5.384,1721
Klorin	0,0277	0,1053	-158.358,0028	-16.675,0977
Perkloroetilen	0,0002	0,0007	-158.358,0028	-110,8506
Total				-601.728,739

Untuk mencari panas keluar distilasi bagian bawah dapat menggunakan rumus:

$$Q = \text{Molar flow} \times \Delta H \quad (\text{B-31})$$

$$Q_{\text{etilenklorida}} = 0,3449 \text{ Kgmol/jam} \times (-37.840,4497 \text{ KJ/Kgmol})$$

$$= -13.051,1711 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{\text{perkloroetilen}} = 76,0892 \text{ Kgmol/jam} \times (-37.840,4497 \text{ KJ/Kgmol})$$

$$= -2.879.249,55 \text{ KJ/jam}$$

$$Q_{\text{Total}} = Q_{\text{etilenklorida}} + Q_{\text{perkloroetilrn}}$$

$$= -13.051,1711 \text{ KJ/jam} + -2.879.249,55 \text{ KJ/jam}$$

$$= -2.892.300,72 \text{ KJ/jam}$$

Tabel B.17 Panas Keluar Distilasi (Bottom)

Komponen	X komponen (Mol)	Fkomponen (Kgmol/jam)	Molar Entalphy (kJ/Kgmol)	Q (kJ/jam)
HCL	0,0045	0,3449	-37.840,4497	-13.051,1711
Nitrogen	0,9955	76,0892	-37.840,4497	-2.879.249,55
Total				-2.892.300,72

Maka panas total keluar:

$$Q_{\text{Total}} = -601.728,739 \text{ kJ/jam} + -2.892.300,72 \text{ kJ/jam}$$

$$= -3.494.029,46 \text{ KJ/jam}$$

Neraca Energi Total

$$Q_{\text{Total Masuk}} = Q_{\text{Total Keluar}} + Q_{\text{Serap}} \quad (\text{B-32})$$

$$-3.528.549,22 = -3.494.029,46 + Q_{\text{Serap}}$$

$$Q_{\text{Serap}} = -34.519,76 \text{ kJ/jam}$$

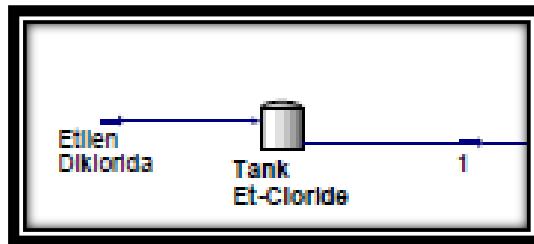
Tabel B.18 Hasil Perhitungan Pada Distilasi-02

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
ΔH_{12}	-3.528.549,22	-
ΔH_{13}	-	-601.728,739
ΔH_{14}	-	-2.892.300,72
Q_{serap}	-	34.519,76
Total	-3.528.549,22	-3.528.549,22

LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

C.1 Tank (T-001)



Gambar C.1 Tangki (T-001)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku berupa etilen diklorida
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-285 Grade C
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup ellipsoidal
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 30 °C
Laju alir massa	: 7.963,1361 kg/jam
Densitas	: 1.229 kg/m ³
Kebutuhan perancangan	: 30 hari
Faktor kelonggaran	: 20 %
Waktu operasi	: 24 jam

a. Volume tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Total penyimpanan} &= 7.963,1361 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\
 &= 5.733.457,98 \text{ kg/hari} \\
 \text{Volume bahan } V_1 &= \frac{F \times t \times 24 \text{ jam/hari}}{\rho} \\
 &= \frac{7.963,1361 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}{1.229 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 4.665,14075 \text{ m}^3 \\
 \text{Volume tangki, } V_t &= (1 + 0,2) \times 4.665,14075 \text{ m}^3 \\
 &= 5.598,1689 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

b. Diameter dan tinggi shell

Direncanakan :

Tinggi sheel : diameter ($H_s : D = 5 : 4$)

Tinggi head : diameter ($H_h : D = 1 : 4$)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume sheel tangki, } V_s &= \frac{1}{4} \pi D^3 \\
 &= \frac{5}{16} \pi D^3
 \end{aligned}$$

Volume tutup tangki V_h

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi head (Hh)} &= \frac{1}{4} D \\
 &= \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{1}{4} D \right) \\
 &= \frac{\pi}{16} D^3
 \end{aligned}$$

Sehingga diameter dan tinggi sheel

$$\begin{aligned}
 V_t &= V_s + V_h \\
 5.598,1689 \text{ m}^3 &= \frac{5}{16} \pi D^3 + \frac{\pi}{16} D^3 \\
 &= \frac{6 \pi}{16} \times D^3 \\
 &= \frac{6 \times 3,14}{16} \times D^3
 \end{aligned}$$

$$5.598,1689 \text{ m}^3 = 1,1775 \times D^3$$

$$D^3 = \frac{5.598,1689 \text{ m}^3}{1,1775}$$

$$= 4.735,6942 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{4.754,28357 \text{ m}^3}$$

$$= 16,8149 \text{ m}$$

$$H_s = \frac{5}{4} (16,8149 \text{ m})$$

$$= 21.0186 \text{ m}$$

c. Diameter dan tinggi tutup

$$\text{Diameter tutup} = \text{diameter tangki} = 16,8149 \text{ m}$$

$$H_h = \frac{1}{4} \times D = 4,2037 \text{ m}$$

$$H_t = H_s + H_h = 25,2223 \text{ m}$$

d. Tebal shell tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan dalam tangki} &= \frac{\text{volume bahan}}{\text{volume tangki}} \times H_t \\ &= \frac{4.665,14075 \text{ m}^3}{5.598,1689 \text{ m}^3} \times 25,2223 \text{ m} \\ &= 21,0186 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times h \\ &= 1.229 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 21,0186 \text{ m} \\ &= 253.333,094 \text{ Pa} \\ &= 253,333 \text{ Kpa} \end{aligned}$$

Direncanakan bahan konstruksi Carbon stell SA-285 Grade C

$$\text{working stress (S)} = 21.250 \text{ Psia} = 1.445,97 \text{ atm (Brownell \& Young, 1959, App.D)}$$

$$\text{Joint effeciency (E)} = 0.8 \text{ (Brownell \& Young, 1959, Tab 13.2)}$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,125 \text{ in/tahun (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Umur alat} = 20 \text{ tahun}$$

$$\text{Tekanan design} = 1 \text{ atm}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{2 \times S \times E} + C \quad (\text{Peter Timmerhaus, Tabel 14-4})$$

$$t = \frac{(1 \text{ atm})(16,8149 \text{ m})}{2 \times 1.445,97 \text{ atm} \times 0,8} + 0,0317 \text{ m}$$

$$t = \frac{16,8149 \text{ atm}}{2.313,552 \text{ atm}} + 0,0317 \text{ m}$$

$$t = 0,03751 \text{ m} = 1,4767 \text{ in}$$

C.2 Tank (T-002)



Gambar C.2 Tangki (T-002)

Fungsi : Menyimpan bahan baku Cairan Klorin

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-285 Grade C
 Bentuk : Silinder horizontal bejana tekan dan tutup ellipsoidal
 Jumlah : 1 unit
 Kondisi operasi
 Tekanan : 2 atm
 Temperatur : -16,18 °C
 Laju alir massa : 16.212,4891 kg/jam
 Densitas : 2.884 kg/m³
 Kebutuhan perancangan : 30 hari
 Faktor kelonggaran : 20 %
 Waktu operasi : 24 jam

a. Volume tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Total penyimpanan} &= 16.212,4891 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\
 &= 11.672.992,2 \text{ kg/hari}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bahan } V_1 &= \frac{F \times t \times 24 \text{ jam/hari}}{\rho} \\
 &= \frac{16.212,4891 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}{2.884 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\
 &= 4.047,50076 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki, } V_t &= (1 + 0,2) \times 4.047,50076 \text{ m}^3 \\
 &= 4.857,00091 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

b. Diameter dan tinggi shell

Direncanakan :

Tinggi sheel : diameter (Hs : D = 5 : 4)

Tinggi head : diameter (Hh : D = 1 : 4)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume sheel tangki, } V_s &= \frac{1}{4} \pi D^3 \\
 &= \frac{5}{16} \pi D^3
 \end{aligned}$$

Volume tutup tangki Vh

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (Hh)} &= \frac{1}{4} D \\ &= \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{1}{4} D \right) \\ &= \frac{\pi}{16} D^3 \end{aligned}$$

Sehingga diameter dan tinggi shell

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ 4.857,00091 \text{ m}^3 &= \frac{5}{16} \pi D^3 + \frac{\pi}{16} D^3 \\ &= \frac{6\pi}{16} \times D^3 \\ &= \frac{6 \times 3,14}{16} \times D^3 \\ 4.857,00091 \text{ m}^3 &= 1,1775 \times D^3 \\ D^3 &= \frac{4.857,00091 \text{ m}^3}{1,1775} \\ &= 4124,8415 \text{ m}^3 \\ D &= \sqrt[3]{4124,8415 \text{ m}^3} \\ &= 16,0374 \text{ m} \\ H_s &= \frac{5}{4} (16,0374 \text{ m}) \\ &= 20,0468 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Diameter dan tinggi tutup

$$\begin{aligned} \text{Diameter tutup} &= \text{diameter tangki} &= 16,0374 \text{ m} \\ H_h &= \frac{1}{4} \times D &= 4,00935 \text{ m} \\ H_t &= H_s + H_h &= 24,05615 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Tebal shell tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan dalam tangki} &= \frac{\text{volume bahan}}{\text{volume tangki}} \times H_t \\ &= \frac{4.047,50076 \text{ m}^3}{4.857,00091 \text{ m}^3} \times 24,05615 \text{ m} \\ &= 20,0468 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times h \\ &= 2.884 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 20,0468 \text{ m} \\ &= 566.991,423 \text{ Pa} \\ &= 5,6699 \text{ Kpa} \end{aligned}$$

Direncanakan bahan konstruksi Carbon steel SA-285 Grade C

working stress (S)	= 21.250 Psia = 1.445,97 atm (Brownell & Young, 1959, App.D)
Joint efficiency (E)	= 0.8 (Brownell & Young, 1959, Tab 13.2)
Corrosion allowance (C)	= 0,125 in/tahun (Brownell & Young, 1959)
Umur alat	= 20 tahun
Tekanan design	= 1 atm

Tebal shell tangki :

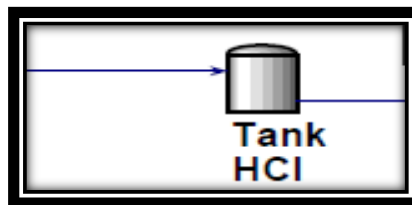
$$t = \frac{P \times D}{2 \times S \times E} + C \quad (\text{Peter Timmerhaus, Tabel 14-4})$$

$$t = \frac{(1 \text{ atm})(16,0374 \text{ m})}{2 \times 1.445,97 \text{ atm} \times 0,8} + 0,0317 \text{ m}$$

$$t = \frac{16,0374 \text{ atm}}{2.313,552 \text{ atm}} + 0,0317 \text{ m}$$

$$t = 0,0386 \text{ m} = 1,5196 \text{ in}$$

C.3 Tank (T-003)



Gambar C.3 Tangki (T-003)

Fungsi	: Menyimpan produk samping HCL
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-285 Grade C
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup ellipsoidal
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 30 °C
Laju alir massa	: 11103,604 kg/jam
Densitas	: 1210 kg/m ³
Kebutuhan perancangan	: 30 hari

Faktor kelonggaran : 20 %

Waktu operasi : 24 jam

a. Volume tangki

$$\begin{aligned}\text{Total penyimpanan} &= 11103,604 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\ &= 7.994.594,88 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan } V_1 &= \frac{F \times t \times 24 \text{ jam/hari}}{\rho} \\ &= \frac{11.105,0063 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}{1210 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 6.607,10321 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki, } V_t &= (1 + 0,2) \times 6.607,10321 \text{ m}^3 \\ &= 7.928,52385 \text{ m}^3\end{aligned}$$

b. Diameter dan tinggi shell

Direncanakan :

Tinggi sheel : diameter (Hs : D = 5 : 4)

Tinggi head : diameter (Hh : D = 1 : 4)

$$\begin{aligned}\text{Volume sheel tangki, } V_s &= \frac{1}{4} \pi D^3 \\ &= \frac{5}{16} \pi D^3\end{aligned}$$

Volume tutup tangki Vh

$$\begin{aligned}\text{Tinggi head (Hh)} &= \frac{1}{4} D \\ &= \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{1}{4} D \right) \\ &= \frac{\pi}{16} D^3\end{aligned}$$

Sehingga diameter dan tinggi sheel

$$\begin{aligned}V_t &= V_s + V_h \\ 7.928,52385 \text{ m}^3 &= \frac{5}{16} \pi D^3 + \frac{\pi}{16} D^3 \\ &= \frac{6 \pi}{16} \times D^3 \\ &= \frac{6 \times 3,14}{16} \times D^3 \\ 7.928,52385 \text{ m}^3 &= 1,1775 \times D^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
D^3 &= \frac{7.928,52385 \text{ m}^3}{1,1775} \\
&= 6.733,3535 \text{ m}^3 \\
D &= \sqrt[3]{6.733,3535 \text{ m}^3} \\
&= 18,8832 \text{ m} \\
H_s &= 5/4 (18,8832 \text{ m}) \\
&= 23,6041 \text{ m}
\end{aligned}$$

c. Diameter dan tinggi tutup

$$\text{Diameter tutup} = \text{diameter tangki} = 18,8832 \text{ m}$$

$$H_h = \frac{1}{4} \times D = 4,7208 \text{ m}$$

$$H_t = H_s + H_h = 28,3249 \text{ m}$$

d. Tebal shell tangki

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi bahan dalam tangki} &= \frac{\text{volume bahan}}{\text{volume tangki}} \times H_t \\
&= \frac{6.607,10321 \text{ m}^3}{7.928,52385 \text{ m}^3} \times 28,3249 \text{ m} \\
&= 23,6041 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times h \\
&= 1210 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 23,6041 \text{ m} \\
&= 280.097,345 \text{ Pa} \\
&= 280,097345 \text{ Kpa}
\end{aligned}$$

Direncanakan bahan konstruksi Carbon stell SA-285 Grade C

$$\text{working stress (S)} = 21.250 \text{ Psia} = 1.445,97 \text{ atm (Brownell \& Young, 1959, App.D)}$$

$$\text{Joint effeciency (E)} = 0.8 \text{ (Brownell \& Young, 1959, Tab 13.2)}$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,125 \text{ in/tahun (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Umur alat} = 20 \text{ tahun}$$

$$\text{Tekanan design} = 1 \text{ atm}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{2 \times S \times E} + C \quad (\text{Peter Timmerhaus, Tabel 14-4})$$

$$t = \frac{(1 \text{ atm})(18,8832 \text{ m})}{2 \times 1.445,97 \text{ atm} \times 0,8} + 0,0317 \text{ m}$$

$$t = \frac{18,8832 \text{ atm}}{2.313,552 \text{ atm}} + 0,0317 \text{ m}$$

$$t = 0,0398 \text{ m} = 1,5666 \text{ in}$$

C.4 Tank (T-004)



Gambar C.4 Tangki (T-004)

Fungsi	: Menyimpan produk Perkloroetilen
Bahan kontruksi	: Carbon steel SA-285 Grade C
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup ellipsoidal
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 121,1 °C
Laju alir massa	: 12.626,2626 kg/jam
Densitas	: 1452 kg/m ³
Kebutuhan perancangan	: 30 hari
Faktor kelonggaran	: 20 %
Waktu operasi	: 24 jam

a. Volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Total penyimpanan} &= 12.626,2626 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\ &= 9.090.909,07 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan } V_1 &= \frac{F \times t \times 24 \text{ jam/hari}}{\rho} \\ &= \frac{12.626,2626 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}{1452 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 6.260,9566 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= (1 + 0,2) \times 6.260,9566 \text{ m}^3 \\ &= 7.513,14799 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Diameter dan tinggi shell

Direncanakan :

Tinggi sheel : diameter (Hs : D = 5 : 4)

Tinggi head : diameter (Hh : D = 1 : 4)

$$\begin{aligned} \text{Volume sheel tangki, } V_s &= \frac{1}{4} \pi D^3 \\ &= \frac{5}{16} \pi D^3 \end{aligned}$$

Volume tutup tangki Vh

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (Hh)} &= \frac{1}{4} D \\ &= \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{1}{4} D \right) \\ &= \frac{\pi}{16} D^3 \end{aligned}$$

Sehingga diameter dan tinggi sheel

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ 7.513,14799 \text{ m}^3 &= \frac{5}{16} \pi D^3 + \frac{\pi}{16} D^3 \\ &= \frac{6\pi}{16} \times D^3 \\ &= \frac{6 \times 3,14}{16} \times D^3 \\ 7.513,14799 \text{ m}^3 &= 1,1775 \times D^3 \\ D^3 &= \frac{7.513,14799 \text{ m}^3}{1,1775} \\ &= 6.380,59277 \text{ m}^3 \\ D &= \sqrt[3]{6.380,59277 \text{ m}^3} \\ &= 18,5475 \text{ m} \\ H_s &= \frac{5}{4} (18,5475 \text{ m}) \\ &= 23,1844 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Diameter dan tinggi tutup

Diameter tutup = diameter tangki = 18,5475 m

Hh = $\frac{1}{4} \times D$ = 4,6368 m

Ht = Hs + Hh = 27,8212 m

d. Tebal shell tangki

$$\begin{aligned}\text{Tinggi bahan dalam tangki} &= \frac{\text{volume bahan}}{\text{volume tangki}} \times Ht \\ &= \frac{6.260,9566 \text{ m}^3}{7.513,14799 \text{ m}^3} \times 27,8212\text{m} \\ &= 23,1844 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times h \\ &= 1452 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 23,1844 \text{ m} \\ &= 330.140,384 \text{ Pa} \\ &= 330,140384 \text{ Kpa}\end{aligned}$$

Direncanakan bahan konstruksi Carbon stell SA-285 Grade C

$$\text{working stress (S)} = 21.250 \text{ Psia} = 1.445,97 \text{ atm (Brownell \& Young, 1959, App.D)}$$

$$\text{Joint effeciency (E)} = 0.8 \text{ (Brownell \& Young, 1959, Tab 13.2)}$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,125 \text{ in/tahun (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Umur alat} = 20 \text{ tahun}$$

$$\text{Tekanan design} = 1 \text{ atm}$$

Tebal shell tangki :

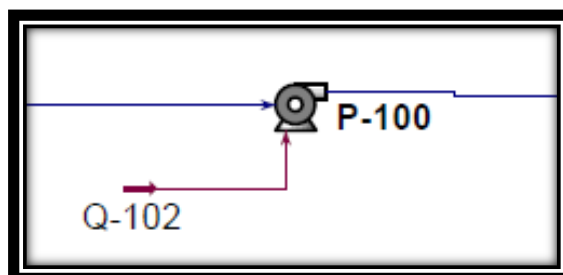
$$t = \frac{P \times D}{2 \times S \times E} + C \quad (\text{Peter Timmerhaus, Tabel 14-4})$$

$$t = \frac{(1 \text{ atm})(18,5475 \text{ m})}{2 \times 1.445,97 \text{ atm} \times 0,8} + 0,0317 \text{ m}$$

$$t = \frac{18,5475 \text{ atm}}{2.313,552 \text{ atm}} + 0,0317 \text{ m}$$

$$t = 0,03972 \text{ m} = 1,5637 \text{ in}$$

C.5 Pompa (P-001)



Gambar C.5 Pompa (P-100)

Fungsi : Memompakan etilen diklorida cair menuju ke Reaktor (PFR-01)

Tipe : Pompa sentrifugal

Bahan konstruksi : komersial Stell

Laju alir massa : 7963,1361 kg/jam

Densitas (ρ) : 1229 kg/m³

Viskositas (μ) : 0,6931 cP

a. Konversi laju alir massa

$$7963,1361 \text{ kg/jam} \times \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} = 17.555,5298 \text{ lb/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ detik}} = 4,8765 \text{ lb/det}$$

b. Konversi densitas

$$1229 \text{ kg/m}^3 \times \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ Ft}^3} = 76,7246 \text{ lb/Ft}^3$$

c. Konversi viskositas

$$\frac{0,6931 \text{ cP}}{1.000} = 0,0006931 \text{ lb/ft.det}$$

1. Menghitung laju alir volumetrik

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{4,8765 \text{ lb/det}}{76,7246 \text{ lb/Ft}^3} \\ = 0,0635 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Design pipa

$$D_{i,opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 1991}) \\ = 3,9 \times (0,0635 \text{ ft}^3/\text{det})^{0,45} \times (76,7246 \text{ lb/Ft}^3)^{0,13} \\ = 3,9 \times 0,2888 \times 1,758 \\ = 1,9831 \text{ in}$$

Dari appendix A.5 Geankoplis, 1983, dipilih pipa comercial stell

Ukuran nominal : 2 in

Schedule number : 40

Diamter dalam (ID) : 2,469 in = 0,20575 ft

Diameter luar (OD) : 2,875 in

Inside sectional area (A) : 0,03322 ft²

2. Kecepatan aliran fluida dalam pipa (V)

$$V = Q/A = \frac{0,0633 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,03322 \text{ ft}^2} = 1,9054 \text{ ft/det}$$

Bilangan reynold (N_{Re})

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{76,7246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 1,9054 \text{ ft/det} \times 1,9801 \text{ ft}}{0,0006931 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{det}}} \\ &= 417.666,787 \end{aligned}$$

Untuk pipa komersial stell diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ (Geankoplis, 1983)

$$\varepsilon = 0,000046 \quad = 0,000151 \text{ ft}$$

Dari fig 2.10-3 hal 88 Geankoplis,1983 diperoleh harga $f = 0,004$

$$\varepsilon/D = \frac{0,0000151 \text{ ft}}{0,20575 \text{ ft}} = 0,0007339$$

3. Menghitung kehilangan Fraksi

Kehilangan fraksi pada elbow 90° dan valve

- Terdapat 4 buah elbow 90° , $K_f = 0,75$ (Geankoplis tabel 2.10-1,93)

$$\begin{aligned} H_f &= K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\ &= 0,75 \times \frac{(1,9054)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,75 \times \frac{3,6305}{64,348} \\ &= 0,0423 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

- Terdapat 1 buah gete valve, $K_f = 0,17$

$$\begin{aligned} H_f &= K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\ &= 0,17 \times \frac{(1,9054)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\ &= 0,17 \times \frac{3,6305}{64,348} \\ &= 0,009591 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

- Terdapat 1 buah globe valve, $K_f = 6$

$$H_f = K_f \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c}$$

$$\begin{aligned}
&= 6 \times \frac{(1,9054)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
&= 6 \times \frac{3,6305}{64,348} \\
&= 0,3385 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

Contraction loss pada tank exit

$$\begin{aligned}
H_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} \\
&= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(1,9054)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
&= 0,55 \times 1 \times \frac{3,6305}{64,348} \\
&= 0,03103 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

Expansion loss entrance tank

$$\begin{aligned}
H_{ex} &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c}\right) \\
&= (1-0) \times \frac{(1,9054)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
&= \frac{3,6305}{64,348} \\
&= 0,0564 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

Kehilangan pada pipa

$$\begin{aligned}
F_f &= 4 \times 0,004 \times \frac{\Delta L}{ID} \times \left(\frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c}\right) \\
&= 4 \times 0,004 \times \frac{80}{0,20575} \times \frac{(1,9054)^2}{2 \times 1 \times 32,174} \\
&= 0,016 \times 388,8214 \times 0,0564 \\
&= 0,3510 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

Sehingga total fraction loss yang terjadi pada sistem perpipaan :

$$\begin{aligned}
\sum F &= H_c + H_{ex} + F_f \\
&= 0,03103 \text{ ft.lbf/lbm} + 0,0564 \text{ ft.lbf/lbm} + 0,3510 \text{ ft.lbf/lbm} \\
&= 0,4384 \text{ ft.lbf/lbm}
\end{aligned}$$

4. Menentukan daya pompa

$$P_1 = 101,325 \text{ Kpa}$$

$$P_2 = 202,65 \text{ Kpa}$$

$$\Delta P = 101,325 \text{ Kpa} = 14,6959 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{14,6959 \text{ lbf/ft}^2}{76,7246 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,1915 \text{ lbf/ft}$$

$$\Delta Z = 80 \text{ m}$$

Maka dari persamaan Bernouli

$$\frac{1}{2\alpha} \frac{\Delta V^2}{gc} + \Delta z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$0 + (80) (32,174) + 0,1915 + 1,8407 + W_s = 0$$

$$W_s = -2.575,9522$$

Untuk efisiensi pompa, $\eta = 75\% = 0,75$

$$W_s = -\eta \times W_p$$

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta}$$

$$= \frac{-2.575,9522}{-0,75}$$

$$= 3.434,6029 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Daya pompa

$$P = m \times W_p$$

$$= \frac{7.932 \text{ kg/jam}}{0,45359 \times 3600} \times 3.434,6029 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= \frac{27.243.270,4}{1.632,924} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$$= 30,334 \text{ hp}$$

C.6 Kompresor (K-100)

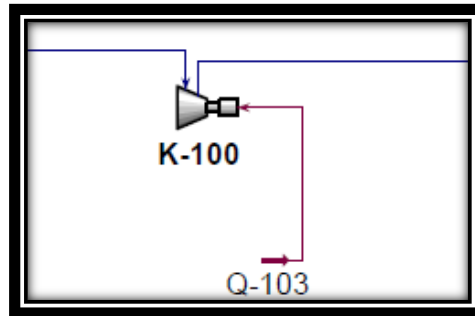
Fungsi : Mengalirkan *chlorine* ke *Heat Exchanger-101* (HE-101) sebelum ke Reaktor (PFR- 101).

Tipe : *Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower*

Pemilihan :

1. Cocok untuk mengalirkan gas dan udara (Perry's : 10-45)
2. Harganya lebih murah (Tabel 4-9, Ulrich : 120)

3. Efisiensinya tinggi (Banchero : 112)



Gambar C.6 Kompresor K-100

Data yang diketahui:

Jumlah udara masuk (G_G) = $16.212,4891 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$

Tekanan (P) = $29,3919 \text{ psi}$

a. Menentukan Densitas (ρ)

Densitas adalah $2.884 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

b. Menentukan Laju Alir Volumetrik Udara (Q_U)

Q_U digunakan untuk menentukan harga (Timmerhaus, fig 14-50 : 531)

$$Q_U = \frac{G_G}{\rho} \dots\dots\dots (C.71)$$

$$= \frac{35.742,0535 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0,18004 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \text{ s}$$

$$= 198.522,848 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}} = 3.308,71413 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}}$$

c. Menentukan Daya Blower (P)

$$\text{hp} = 1,57 \times 10^{-4} Q.P$$

Keterangan :

Q = Laju alir (ft^3/menit)

P = Tekanan (inH_2O)

Konversi :

$$1 \text{ ft}^3 = 0,02831685 \text{ m}^3$$

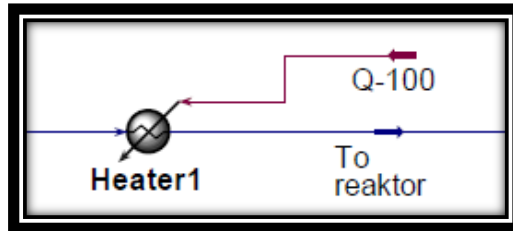
$$1 \text{ atm} = 407,189 \text{ inH}_2\text{O}$$

$$\begin{aligned}
 H_p &= 1,57 \times 10^{-4} Q.P \dots\dots\dots(C.72) \\
 &= 1,57 \times 10^{-4} \times 3.308,71413 \frac{f^3}{\text{menit}} \times 814,379 \text{ inH}_2\text{O} \\
 &= 423,043927 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Nilai efisiensi 75 %, maka daya aktual blower adalah :

$$P_{\text{aktual}} = \frac{P_{\text{teoretis}}}{\eta} = \frac{423,043927}{0,75} = 564,0585 \text{ hp}$$

C.7 Heater 01



Gambar C.7 Heater 01

Fungsi : Untuk menaikkan suhu bahan baku etilen diklorida dari 30°C menjadi 102 °C

Tipe : 1-2 Shell and Tubes Exchanger

1. Fluida dingin (etilendiklorida): tube

- a. Laju alir fluida dingin = 17.555,7099 lb/hr
- b. Temperatur awal (t₁) = 30 °C = 86 °F
- c. Temperatur akhir (t₂) = 102 °C = 215,6 °F
- d. Konduktivitas termal = 0,0723 $\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. oF}}$
- e. Kapasitas panas = 28,72 $\frac{\text{Btu}}{\text{lbmol. oF}}$

2. Fluida panas (steam)

- a. Laju alir fluida panas = 3664 lb/hr
- b. Temperatur awal (t₁) = 220 °C = 428 °F
- c. Temperatur akhir (t₂) = 180 °C = 356 °F
- d. Konduktivitas termal = 0,05089 $\frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. oF}}$

$$e. \text{ Kapasitas panas} = 172,1 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol. oF}}$$

$$\text{Panas yang diserap (Q)} = 3.122.000 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

Tabel C.1 Data Temperatur Heater-01

Fluida panas			Fluida Dingin		Selisih
T ₁	428	Temperatut tinggi	t ₂	215,6	212,6
T ₂	356	Temperatur rendah	t ₁	86	270
T ₁ - T ₂	72		t ₂ - t ₁	129,6	-57,6

$$\begin{aligned}
 a. \text{ LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \\
 &= \frac{-57,6 \text{ oF}}{\ln 212,6 \text{ oF} / 270 \text{ oF}} \\
 &= 241,004
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b. \text{ R} &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\
 &= \frac{72}{129,6} \\
 &= 0,555
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 c. \text{ S} &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= \frac{129,6}{342} \\
 &= 0,789
 \end{aligned}$$

Dari gambar 19 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,85$ maka,

$$\begin{aligned}
 d. \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \\
 &= 0,85 \times 241,004 \\
 &= 204,8534 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

e. T_c dan t_c

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 - T_2}{2} \\
 &= \frac{72}{2} \\
 &= 36 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_c &= \frac{t_2 - t_1}{2} \\
 &= \frac{129,6}{2} \\
 &= 64,8 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan U_D

Untuk campuran etilenklorida, clorin dan perkloroetilen dipilih *light organik* dengan $U_D = 40 - 75$ sehingga diambil harga $U_D = 65 \frac{Btu}{hr. ft^2.oF}$ (Kern, 1965).

g. Luas area perpindahan panas

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{3.122.000 \frac{Btu}{hr}}{65 \frac{Btu}{hr. ft^2.oF} \times 204,8534 oF} \\ &= 234,4984 ft^2 \end{aligned}$$

Karena *surface area* (A) $> 200 ft^2$, maka direncanakan *Shell And Tube Heat Exchanger*.

Luas permukaan luar (a'') = $0,1963 \frac{ft^2}{lin ft}$ (Kern, 1965)

$$\begin{aligned} \text{h. Jumlah tube, } (N_t) &= \frac{A}{L \times a''} \\ &= \frac{234,4984 ft^2}{(15 ft) \times 0,1963 \frac{ft^2}{lin ft}} \\ &= 80 \text{ tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1988), diambil pendekatan $N_t = 80$ tube pada 1 *shell 2 tube* dan diperoleh spesifikasi :

$$\text{OD tube} = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Pitch } (P_T) = \frac{15}{16} \text{ in} = 0,9375 \text{ ft, Triangular pitch}$$

$$\text{Shell ID} = 15,25 \text{ in} = 1,271 \text{ ft}$$

i. Koreksi *Design Overall Coefficient of Heat Transfer* (U_D)

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a'' \\ &= 80 \times 15 \text{ ft} \times 0,1963 \frac{ft^2}{lin ft} \\ &= 235,56 ft^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{3.122.000 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{235,56 \text{ ft}^2 \times 204,8534 \text{ oF}} \\
 &= 64,6976 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.\text{oF}}
 \end{aligned}$$

Karena U_D mendekati asumsi, maka dari tabel 9 dan tabel 10 maka diperoleh data sebagai berikut:

Tabel C.2 Data Spesifikasi *Shell and Tube*

Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
ID = 15,25	Jumlah dan panjang tube = 138 dan dan 15'0"
Pass = 1	OD, BWG = $\frac{3}{4}$ in, 18
	<i>Pitch</i> = $\frac{15}{16}$ in, <i>Triangular</i>
	<i>Pass</i> = 2

1. Fluida dingin, *tube*

Pada t_c = 64,8 °F

$$\mu = 2,6348 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \text{ hr}}$$

De = 0,55 in = 0,046 ft

Jarak *Baffle* (B) = 0,85 x IDs = 0,85 x 15,25 in = 12,9625 in

Clearance (C'') = Pt – ODt = (0,9375 – 0,75) in = 0,188 in

a. Luas area laluan, a_s

$$\begin{aligned}
 a_t &= \frac{\text{ID} \times C'' \times B}{144 \times Pt} \\
 &= \frac{15,25 \times 0,188 \times 12,9625}{144 \times 0,9375} \\
 &= 0,275 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Laju alir massa, Gt

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{w}{a_t} \\
 &= \frac{17.555,7099 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{0,275 \text{ ft}^2} \\
 &= 63.589,3455 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}
 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold, Res

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{Dc \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,046 \text{ ft} \times 63.589,3455 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}}{2,6348 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \text{ hr}}} \\ &= 1.110,1828 \end{aligned}$$

$$jH = 18 \text{ (Gambar.28, Kern)}$$

Menghitung koefisien pindah, ho

d. Prandt Number (P_r)

$$\text{Pada } t_c = 64,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,07887 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } ^\circ\text{F}}$$

$$c = 86,35 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } ^\circ\text{F}}$$

$$P_r = \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned} P_r &= \left(\frac{86,35 \times 2,6348}{0,07887} \right)^{1/3} \\ &= 14,235281 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{e. } \frac{h_o}{\phi_s} &= jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ \frac{h_o}{\phi_s} &= 18 \times \frac{0,07887}{0,046} \times \left(\frac{86,35 \times 2,6348}{0,07887} \right)^{1/3} \\ \frac{h_o}{\phi_s} &= 20,20926 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } ^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

Karena viscositasnya rendah , maka diambil $\phi_s = 1$

$$h_0 = 20,20926 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } ^\circ\text{F}}$$

$$\begin{aligned} h_{i0} &= h_0 \times ID/OD \\ &= 20,20926 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } ^\circ\text{F}} \times \frac{0,652}{0,75} \\ &= 16,84105 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } ^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{f. } t_w &= t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_o}{\phi_t} + \frac{h_{i0}}{\phi_s}} \times (T_c - t_c) \\ &= 64,8 \text{ } ^\circ\text{F} + \frac{20,20926 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } ^\circ\text{F}}}{16,84105 + 20,20926 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } ^\circ\text{F}}} \times (36 - 64,8) \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 49,091 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung Clean Overall Coefficient (Uc)

$$\begin{aligned}U_c &= \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} \\&= \frac{16,84105 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}} \times 20,20926 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}}{16,84105 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}} + 20,20926 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}} \\&= 9,186027 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}\end{aligned}$$

Menghitung Design Overall Coefficient (U_D)

$$\begin{aligned}U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\&= \frac{3.122.000 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{235,56 \text{ ft}^2 \times 204,8534 \text{ oF}} \\&= 64,6979 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}\end{aligned}$$

Menghitung Dirt Factor (R_d)

$$\begin{aligned}R_d &= \frac{U_D - U_C}{U_D \times U_C} \\&= \frac{64,6979 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}} - 9,186027 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}}{9,186027 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}} \times 64,6979 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}} \\&= 0,0934\end{aligned}$$

2. Fluida panas , shell

a. Flow area tube, $a'_s = 0,334 \text{ in}^2$

$$\begin{aligned}a_s &= \frac{N_s \times a'_s}{144 \times n} \\&= \frac{80 \times 0,334}{144 \times 2} \\&= 0,0927 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

b. Kecepatan massa :

$$\begin{aligned}G_s &= \frac{W}{a_s} \\&= \frac{3.664}{0,0927} \\&= 39.525,3506 \frac{\text{lb}}{\text{hr. ft}^2}\end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

pada $T_c = 36 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,4191 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}$$

$$\text{Re}_s = \frac{\text{ID} \times \text{Gs}}{\mu}$$

$$= \frac{1,2708 \text{ ft} \times 39.525,3506 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}}{0,4191 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}}$$

$$= 119.849,238$$

$$\text{L/D} = \frac{15 \text{ ft}}{10,054 \text{ ft}} = 276,075$$

d. Taksir jH dari Gambar. 24, Kern (1965)

Diperoleh $jH = 3,5$ pada $\text{Re}_t = 2.156,29107$

e. Pada $T_c = 36 \text{ }^\circ\text{F}$

$$c = 172,1 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot \text{o}_F}$$

$$k = 0,05089 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot \text{o}_F}$$

$$P_r = \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$P_r = \left(\frac{172,1 \times 0,4191}{0,05089} \right)^{1/3}$$

$$= 11,23282$$

$$\text{f. } \frac{h_o}{\phi_s} = jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 3,5 \times \frac{0,05089}{0,046} \times \left(\frac{172,1 \times 0,4191}{0,05089} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 0,092034 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. o}_F}$$

Karena viscositasnya rendah , maka diambil $\phi_s = 1$

$$h_o = 0,092034 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{o}_F}$$

$$hi_o = h_o \times \text{ID/OD}$$

$$= 0,092034 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{o}_F} \times \frac{0,652}{0,75}$$

$$= 0,08 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{o}_F}$$

$$\text{g. } t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_o}{\phi_t} + \frac{hi_o}{\phi_s}} \times (T_c - t_c)$$

$$= 36 \text{ }^{\circ}\text{F} + \frac{0,092034 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}}{0,08 + 0,092034 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}} \times (36 - 64,8) \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$= 20,96 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

a) **Menghitung Clean Overall Coefficient (U_c)**

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= \frac{0,08 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}} \times 0,092034 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}}{0,08 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}} + 0,092034 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}}$$

$$= 0,042798 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}$$

b) **Menghitung Design Overall Coefficient (U_D)**

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{3.122.000 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{235,56 \text{ ft}^2 \times 204,8534 \text{ oF}}$$

$$= 64,6979 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}$$

c) **Menghitung Dirt Factor (R_d)**

$$R_d = \frac{U_D - U_C}{U_D \times U_C}$$

$$= \frac{64,6979 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}} - 0,042798 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}}{64,6979 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}} \times 0,042798 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot \text{oF}}}$$

$$= 23,3502$$

Pressure Drop

Tube Side

1. Menentukan faktor friksi (f)

$$\text{Ret} = 1.110,1828$$

$$f = 0,00045 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \text{ (Gambar. 26, Kern)}$$

$$s = 0,388889$$

$$\text{Gt} = 63.589,3455 \frac{\text{lb}}{\text{hr. ft}^2}$$

$$\text{IDt} = 0,054 \text{ ft}$$

2. Menentukan *Pressure Drop Tube*

$$\Delta P_t = \frac{f \times \text{Gt}^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times \text{IDt} \times s \times \phi t}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,00045 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \times (63.589,3455 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2})^2 \times 15 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,054 \text{ ft} \times 0,388889 \times 1}$$

$$\Delta P_t = 2,33545 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} 3. \quad V &= \frac{G_t}{3600 \times \rho} \\ &= \frac{63.589,3455 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}}{3600 \times 41,18 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \\ &= 0,4289 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4. \quad \frac{V^2}{2 g'} &= \frac{(0,4289 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,2 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}} \\ &= 0,002856 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 5. \quad \Delta P_r &= \left(\frac{4 \times n}{s} \right) \times \left(\frac{V^2}{2 g'} \right) \\ &= \left(\frac{4 \times 2}{0,388889} \right) \times (0,002856) \times \frac{62,5}{144} \\ &= 0,02549 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 6. \quad \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 2,33545 \text{ psi} + 0,02549 \text{ psi} = 2,36094 \text{ psi} \\ &= 2,36094 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi)} \end{aligned}$$

Shell Side

- Menentukan faktor friksi (f)

$$\text{Res} = 119.849,238$$

$$f = 0,003 \frac{\text{ft}^2}{\text{in}^2}$$

$$s = 0,38889$$

$$\text{IDs} = 1,2708 \text{ ft}$$

- Menghitung jumlah *baffle* (sekat)

$$\begin{aligned} N + 1 &= 12 \times \frac{L}{B} \\ &= 12 \times \frac{15 \text{ ft}^2}{13 \text{ in}} \\ &= 14 \text{ baffles} \end{aligned}$$

- Menghitung *Pressure Drop Shell*

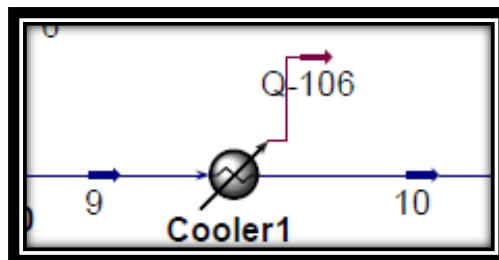
$$G_s = 39.525,3506 \frac{lb}{hr ft^2}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times ID_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times ID_t \times s \times \phi_t}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,003 \frac{ft^2}{in^2} \times (39.525,3506 \frac{lb}{hr ft^2})^2 \times 1,2708 \times 14}{5,22 \times 10^{10} \times 0,046 \times 0,38889 \times 1}$$

$$\Delta P_s = 0,089 \text{ psi}$$

C.9 Cooler 01



Gambar C.9 Cooler 01

Fungsi : untuk menurunkan suhu keluaran reaktor dari 239,5 °C menjadi 50 °C

Tipe : 1-2 Shell and Tubes Exchanger

1. Fluida dingin : shell

- a. Laju alir fluida dingin = 590.000 lb/hr
- b. Temperatur awal (t_1) = 30 °C = 86 °F
- c. Temperatur akhir (t_2) = 150 °C = 302 °F
- d. Konduktivitas termal = 0,07489 $\frac{Btu}{hr. ft. oF}$
- e. Kapasitas panas = 30,52 $\frac{Btu}{lbmol. oF}$

2. Fluida panas : tube

- a. Laju alir fluida panas = 53.245,6285 lb/hr
 - b. Temperatur awal (t_1) = 239,9 °C = 463,82 °F
 - c. Temperatur akhir (t_2) = 50 °C = 122 °F
 - d. Konduktivitas termal = 0,01371 $\frac{Btu}{hr. ft. oF}$
 - e. Kapasitas panas = 11,25 $\frac{Btu}{lbmol. oF}$
- Panas yang diserap (Q) = 5.306.000 $\frac{Btu}{hr}$

Tabel C.3 Data Temperatur HE-01

Fluida panas			Fluida Dingin		selisih
T ₁	463,82	Temperatut tinggi	t ₂	302	161,82
T ₂	122	Temperatur rendah	t ₁	86	36
T ₁ - T ₂	341,82		t ₂ - t ₁	216	125

$$\begin{aligned}
 \text{a. LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \\
 &= \frac{125 \text{ oF}}{\ln 161,82 \text{ oF} / 36 \text{ oF}} \\
 &= 83,1725
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{b. R} &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\
 &= \frac{341,82}{216} \\
 &= 1,5824
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{c. S} &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= \frac{216}{161,82} \\
 &= 1,339
 \end{aligned}$$

Dari gambar 19 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,90$ maka,

$$\begin{aligned}
 \text{d. } \Delta t &= F_T \times \text{LMTD} \\
 &= 0,90 \times 83,1725 \\
 &= 74,8552 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{e. } T_c \text{ dan } t_c \\
 T_c &= \frac{T_1 - T_2}{2} \\
 &= \frac{341,82}{2} \\
 &= 170,91 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_c &= \frac{t_1 - t_2}{2} \\
 &= \frac{216}{2} \\
 &= 108 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan U_D

Untuk campuran etilenklorida, klorin dan perkloroetilen dipilih *light organik* dengan $U_D = 40 - 75$ sehingga diambil harga $U_D = 65 \frac{Btu}{hr. ft^2.o_F}$ (Kern, 1965).

g. Luas area perpindahan panas

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{5.306.000 \frac{Btu}{hr}}{65 \frac{Btu}{hr. ft^2.o_F} \times 74,8552 F} \\ &= \frac{5.306.000}{4.865,588} \\ &= 1.090,5156 ft^2 \end{aligned}$$

Karena *surface area* (A) $> 200 ft^2$, maka direncanakan *Shell And Tube Heat Exchanger*.

Luas permukaan luar (a'') = $0,1963 \frac{ft^2}{lin ft}$ (Kern, 1965)

$$\begin{aligned} \text{h. Jumlah tube, } (N_t) &= \frac{A}{L \times a''} \\ &= \frac{1.090,5156 ft^2}{(15 ft) \times 0,1963 \frac{ft^2}{lin ft}} \\ &= 118 \text{ tube} \end{aligned}$$

Dari tabel 9, (kern, 1988), diambil pendekatan $N_t = 120$ tube pada 1 *shell* 2 *tube* dan diperoleh spesifikasi :

$$\text{OD tube} = 1 \frac{7}{8} \text{ in}$$

$$\text{Pitch } (P_T) = 21 \frac{1}{4} \text{ in} = 5,25 \text{ ft, Triangular pitch}$$

$$\text{Shell ID} = 15,25 \text{ in} = 1,271 \text{ ft}$$

i. Koreksi *Design Overall Coefficient of Heat Transfer* (U_D)

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a'' \\ &= 118 \times 15 \text{ ft} \times 0,1963 \frac{ft^2}{lin ft} \\ &= 347,451 ft^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$= \frac{5.306.000 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{347,451 \text{ ft}^2 \times 74,8552 \text{ oF}}$$

$$= 64,9713 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.\text{oF}}$$

Karena U_D mendekati asumsi, maka dari tabel 9 dan tabel 10 maka diperoleh data sebagai berikut:

Tabel C.4 Data Spesifikasi *Shell and Tube*

Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
ID = 15,25	Jumlah dan panjang tube = 57 dan dan 15'0"
Pass = 1	OD, BWG = $1 \frac{7}{8}$ in, 18
	<i>Pitch</i> = $21 \frac{1}{4}$ in, <i>Triangular</i>
	<i>Pass</i> = 2

3. Fluida dingin, *shell*

Pada t_c = 108 °F

$$\mu = 1.36 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \text{ hr}}$$

De = 0,55 in = 0,046 ft

Jarak *Baffle* (B) = 0,85 x IDs = 0,85 x 15,25 in = 12,9625 in

Clearance (C'') = Pt – ODt = (0,9375 – 0,75) in = 0,188 in

a. Luas area laluan, a_s

$$a_s = \frac{\text{ID} \times C'' \times B}{144 \times Pt}$$

$$= \frac{15,25 \times 0,188 \times 12,9625}{144 \times 5,25}$$

$$= 0,0491 \text{ ft}^2$$

b. Laju alir massa, Gs

$$Gs = \frac{w}{a_s}$$

$$= \frac{590.000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{0,0491 \text{ ft}^2}$$

$$= 12.016.293,3 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

c. Bilangan Reynold, Res

$$\begin{aligned} \text{Res} &= \frac{Dc \times Gs}{\mu} \\ &= \frac{0,046 \text{ ft} \times 12.016.293,3 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}}{1,36 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \text{ hr}}} \\ &= 406.433,45 \end{aligned}$$

$$jH = 18 \text{ (Gambar.28, Kern)}$$

Menghitung koefisien pindah, h_o

d. Prandt Number (P_r)

$$\text{Pada } t_c = 108 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$k = 0,07489 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F}$$

$$c = 30,52 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F}$$

$$P_r = \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned} P_r &= \left(\frac{30,52 \times 1,36}{0,07489} \right)^{1/3} \\ &= 184,7474 \end{aligned}$$

$$\text{e. } \frac{h_o}{\phi_s} = jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 18 \times \frac{0,07489}{0,046} \times \left(\frac{30,52 \times 1,36}{0,07489} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 5.413,983 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F}$$

Karena viscositasnya rendah , maka diambil $\phi_s = 1$

$$h_o = 5.413,983 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. o_F}$$

$$h_{i0} = h_o \times ID/OD$$

$$= 5.413,983 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. o_F} \times \frac{1,271}{0,875}$$

$$= 7.864,197 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. o_F}$$

$$\text{f. } t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_o}{\phi_s} + \frac{h_{i0}}{\phi_t}} \times (T_c - t_c)$$

$$= 108 \text{ }^\circ\text{F} + \frac{5.413,983 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. o_F}}{5.413,983 + 7.864,197 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. o_F}} \times (65,16 - 108) \text{ }^\circ\text{F}$$

$$= 90,5326 \text{ }^\circ\text{F}$$

Menghitung *Clean Overall Coefficient* (U_C)

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{h_{iO} \times h_o}{h_{iO} + h_o} \\ &= \frac{7.864,197 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. \text{oF}} \times 5.413,983 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. \text{oF}}}{7.864,197 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. \text{oF}} + 5.413,983 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. \text{oF}}} \\ &= 3.206,511 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. \text{oF}} \end{aligned}$$

Menghitung *Design Overall Coefficient* (U_D)

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{5.306.000 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{347,451 \text{ ft}^2 \times 74,8552 \text{ oF}} \\ &= 64,9713 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. \text{oF}} \end{aligned}$$

Dirt Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_D - U_C}{U_D \cdot U_C} = \frac{64,9713 - 3.206,511}{64,9713 \cdot 3.206,511} = 0,015$$

4. Fluida panas , tube

a. *Flow area tube*, $a'_t = 0,334 \text{ in}^2$

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n} \\ &= \frac{118 \times 0,334}{144 \times 2} \\ &= 0,1368 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa :

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{a_t} \\ &= \frac{53.245,6285}{0,1368} \\ &= 388.841,204 \frac{\text{lb}}{\text{hr. ft}^2} \end{aligned}$$

c. Bilangan reynold

$$\text{pada } T_c = 170,91 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 1.36 \frac{\text{lb}}{\text{hr. ft}^2}$$

$$\begin{aligned}
\text{Re}_t &= \frac{\text{ID} \times \text{Gt}}{\mu} \\
&= \frac{1,271 \text{ ft} \times 388.841,204 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}}{1,36 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}} \\
&= 363.394,978 \\
\text{L/D} &= \frac{15 \text{ ft}}{10,054 \text{ ft}} = 276,075
\end{aligned}$$

d. Taksir jH dari Gambar. 24, Kern (1965)

Diperoleh $jH = 70$ pada $\text{Re}_t = 363.394,978$

e. Pada $T_c = 170,91$ °F

$$\begin{aligned}
c &= 143,3 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.o_F} \\
k &= 0,07036 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.o_F}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P_r &= \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
P_r &= \left(\frac{143,3 \times 1,36}{0,07036} \right)^{1/3} \\
&= 923,2897
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
f. \frac{h_o}{\phi_s} &= jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
\frac{h_o}{\phi_s} &= 70 \times \frac{0,07036}{0,046} \times \left(\frac{143,3 \times 1,36}{0,07036} \right)^{1/3} \\
\frac{h_o}{\phi_s} &= 98.856,2 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F}
\end{aligned}$$

Karena viscositasnya rendah , maka diambil $\phi_s = 1$

$$h_o = 98.856,2 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. o_F}$$

$$\begin{aligned}
hi_o &= h_o \times \text{ID/OD} \\
&= 98.856,2 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. o_F} \times \frac{1,271}{0,875} \\
&= 143.595,7 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. o_F}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
g. t_w &= t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_o}{\phi_t} + \frac{hi_o}{\phi_s}} \times (T_c - t_c) \\
&= 108 \text{ } ^\circ\text{F} + \frac{98.856,2 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. o_F}}{0,08 + 98.856,2 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. o_F}} \times (62,1 - 108) \text{ } ^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

$$= 45,905 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menghitung *Clean Overall Coefficient (Uc)*

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} \\ &= \frac{1.435.957 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. \text{oF}} + 98.856,2 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. \text{oF}}}{1.435.957 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. \text{oF}} + 98.856,2 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. \text{oF}}} \\ &= 585.490,4 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2. \text{oF}} \end{aligned}$$

Menghitung *Design Overall Coefficient (U_D)*

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{5.306.000 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{347,451 \text{ ft}^2 \times 74,8552 \text{ oF}} \\ &= 64,9713 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.\text{oF}} \end{aligned}$$

Menghitung *Dirt Factor (R_d)*

$$R_d = \frac{U_D - U_C}{U_D \cdot U_C} = \frac{64,9713 - 3.206,511}{64,9713 \cdot 3.206,511} = 0,015$$

Pressure Drop

Tube Side :

1. Menentukan faktor friksi (f)

$$Re_t = 363.394,978$$

$$f = 0,0001 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \text{ (Gambar. 26, Kern)}$$

$$s = 0,5029$$

$$G_t = 388.841,204 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}$$

$$ID_t = 15,25 \text{ ft}$$

2. Menentukan *Pressure Drop Tube*

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times ID_t \times s \times \phi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,0001 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \times (388.841,204 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2})^2 \times 15 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 15,25 \text{ ft} \times 0,5029 \times 1}$$

$$\Delta P_t = 0,00113 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
3. \quad V &= \frac{Gt}{3600 \times \rho} \\
&= \frac{388.841,204 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}}{3600 \times 41,60 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \\
&= 2,596 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \\
4. \quad \frac{V^2}{2g'} &= \frac{(2,596 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,2 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}} \\
&= 0,0403 \\
5. \quad \Delta P_r &= \left(\frac{4 \times n}{s} \right) \times \left(\frac{V^2}{2g'} \right) \\
&= \left(\frac{4 \times 2}{0,5029} \right) \times (0,0403) \\
&= 0,6413 \text{ psi} \\
6. \quad \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\
&= 0,00113 \text{ psi} + 0,6413 \text{ psi} \\
&= 0,6424 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi)}
\end{aligned}$$

Shell Side : Fluida Dingin

- a. Menentukan faktor friksi (f)

$$\text{Res} = 406.433,45$$

$$f = 0,00035 \frac{\text{ft}^2}{\text{in}^2}$$

$$s = 0,5029$$

$$\text{IDs} = 1,2708 \text{ ft}$$

- b. Menghitung jumlah *baffle* (sekat)

$$\begin{aligned}
N + 1 &= 12 \times \frac{L}{B} \\
&= 12 \times \frac{15 \text{ ft}^2}{12,9625 \text{ in}} \\
&= 14 \text{ baffles}
\end{aligned}$$

- c. Menghitung *Pressure Drop Shell*

$$G_s = 12.016.293,3 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times \text{IDs} \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times \text{IDt} \times s \times \emptyset t}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00035 \frac{ft^2}{in^2} \times (12.016.293,3 \frac{lb}{hr ft^2})^2 \times 1,2708 \times 14}{5,22 \times 10^{10} \times 15,25 \times 0,5029 \times 1}$$

$$\Delta P_s = 2,2459 \text{ psi}$$

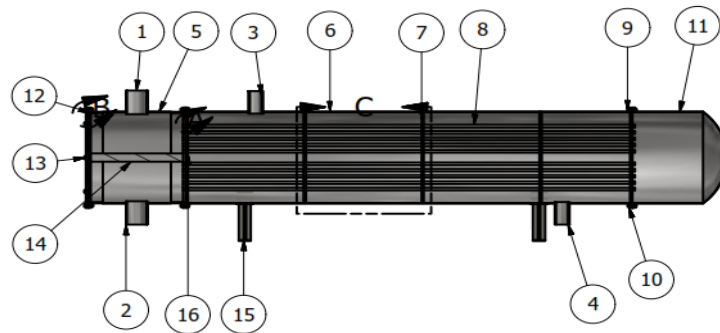
LAMPIRAN D
PERENCANAAN ALAT UTAMA
(TUGAS KHUSUS)

D.1 Heat Exchanger (Maimun/170140121)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu bahan baku klorin dari 30°C menjadi 125 °C

Tipe : 1-2 Shell and Tubes Exchanger

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-240 Grade M jenis austenitic*.
Dikarenakan jenis *austenitic* memiliki ketahanan terhadap korosi lebih baik daripada jenis *ferritic* dan *marsentic*.



Gambar D.1 Heat Exchanger

Ket :

- | | |
|----------------------------------|----------------------------------|
| 1. <i>Inlet Tube Nozzle</i> | 9. <i>Bolt</i> |
| 2. <i>Outlet Tube Nozzle</i> | 10. <i>Nut</i> |
| 3. <i>Inlet Shell Nozzle</i> | 11. <i>Rear Head Barrel</i> |
| 4. <i>Outlet Shell Nozzle</i> | 12. <i>Gasket</i> |
| 5. <i>Stationary Head Barrel</i> | 13. <i>Stationary Head Cover</i> |
| 6. <i>Shell</i> | 14. <i>Pass Partition Plate</i> |
| 7. <i>Baffle</i> | 15. <i>Sadle (Support)</i> |
| 8. <i>Tube</i> | 16. <i>Tie Rods</i> |

1. Fluida dingin (klorin): tube
 - f. Laju alir fluida dingin = 35.706,6956 lb/jam
 - g. Temperatur awal (t_1) = 30 °C = 86 °F
 - h. Temperatur akhir (t_2) = 125 °C = 257 °F
 - i. Konduktivitas termal = $0,07887 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. oF}}$
 - j. Kapasitas panas = $86,35 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol. oF}}$
2. Fluida panas (steam): shell
 - f. Laju alir fluida panas = 24.128,1552 lb/jam
 - g. Temperatur awal (t_1) = 200 °C = 392 °F
 - h. Temperatur akhir (t_2) = 180 °C = 356 °F
 - i. Konduktivitas termal = $0,05089 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. oF}}$
 - j. Kapasitas panas = $172,1 \frac{\text{Btu}}{\text{lbmol. oF}}$

Panas yang diserap (Q) = $8.503.000 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$

Tabel D.1 Data Temperatur HE-01

Fluida panas			Fluida Dingin		selisih
T_1	392	Temperatut tinggi	t_2	257	135
T_2	356	Temperatur rendah	t_1	86	270
$T_1 - T_2$	36		$t_2 - t_1$	171	-135

$$\begin{aligned}
 \text{j. LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \\
 &= \frac{270 - 135 \text{ oF}}{\ln 270 \text{ oF} / 135 \text{ oF}} \\
 &= 194,8
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{k. R} &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\
 &= \frac{36}{171}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,2105 \\
 \text{l. } S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= \frac{171}{306} \\
 &= 0,5588
 \end{aligned}$$

Dari gambar 19 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,85$ maka,

$$\begin{aligned}
 \text{m. } \Delta t &= 0,85 \times 194,8 \\
 &= 165,58 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

n. T_c dan t_c

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 - T_2}{2} \\
 &= \frac{36}{2} \\
 &= 18 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_c &= \frac{t_2 - t_1}{2} \\
 &= \frac{171}{2} \\
 &= 85,5 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

o. Menentukan U_D

Untuk campuran klorin, etilenklorida dan perkloroetilen dipilih *light organik* dengan $U_D = 40 - 75$ sehingga diambil harga $U_D = 65 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$ (Kern, 1965).

p. Luas area perpindahan panas

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{8.503.000 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{65 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 165,58 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 790,0434 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena *surface area* (A) $> 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan *Shell And Tube Heat Exchanger*.

Luas permukaan luar (a'') = $0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{lin ft}}$ (Kern, 1965)

$$\begin{aligned}
 \text{q. Jumlah tube, } (N_t) &= \frac{A}{L \times a''} \\
 &= \frac{790,0434 \text{ ft}^2}{(20 \text{ ft}) \times 0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{lin ft}}} \\
 &= 201 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9, (Kern, 1988), diambil pendekatan $N_t = 201$ tube pada 1 *shell* 2 *tube* dan diperoleh spesifikasi :

$$\text{OD tube} = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Pitch } (P_T) = \frac{15}{16} \text{ in} = 0,078 \text{ ft, Triangular pitch}$$

$$\text{Shell ID} = 15,25 \text{ in} = 1,271 \text{ ft}$$

r. Koreksi *Design Overall Coefficient of Heat Transfer* (U_D)

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 201 \times 20 \text{ ft} \times 0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{lin ft}} \\
 &= 789,126 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{8.503.000 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{789,126 \text{ ft}^2 \times 165,58 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 65,075 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.\text{oF}}
 \end{aligned}$$

Karena U_D mendekati asumsi, maka dari tabel 9 dan tabel 10 maka diperoleh data sebagai berikut:

Tabel D.2 Data Spesifikasi *Shell and Tube*

Bagian <i>Shell</i>	Bagian <i>Tube</i>
ID = 15,25	Jumlah dan panjang tube = 201 dan dan 20'0"
Pass = 1	OD, BWG = $\frac{3}{4}$ in, 18
	<i>Pitch</i> = $\frac{15}{16}$ in, <i>Triangular</i>
	<i>Pass</i> = 2

5. Fluida panas, *shell*

$$\text{Pada } t_c = 85,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 2,6348 \frac{lbm}{ft^2 hr}$$

$$De = 0,55 \text{ in} = 0,046 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak Baffle (B)} = 0,85 \times \text{IDs} = 0,85 \times 15,25 \text{ in} = 12,9625 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C'')} = Pt - ODt = (0,9375 - 0,75) \text{ in} = 0,188 \text{ in}$$

g. Luas area laluan, a_s

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times Pt} \\ &= \frac{15,25 \times 0,188 \times 12,9625}{144 \times 0,078} \\ &= 2,65782 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

h. Laju alir massa, Gs

$$\begin{aligned} Gs &= \frac{w}{a_s} \\ &= \frac{24.128,1552 \frac{lb}{hr}}{2,65782 \text{ ft}^2} \\ &= 9.078,175 \frac{lb}{hr \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

i. Bilangan Reynold, Res

$$\begin{aligned} Res &= \frac{Dc \times Gs}{\mu} \\ &= \frac{0,046 \text{ ft} \times 9.078,175 \frac{lb}{hr \text{ ft}^2}}{2,6348 \frac{lbm}{ft^2 hr}} \\ &= 158,4925 \end{aligned}$$

$$jH = 7 \text{ (Gambar.28, Kern)}$$

Menghitung koefisien pindah, ho

j. Prandtl Number (P_r)

$$\text{Pada } t_c = 85,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,05089 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } ^\circ\text{F}}$$

$$c = 172,1 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } ^\circ\text{F}}$$

$$P_r = \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned} P_r &= \left(\frac{172,1 \times 2,6348}{0,05089} \right)^{1/3} \\ &= 20,7315 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{k. } \frac{h_o}{\varphi s} &= jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
\frac{h_o}{\varphi s} &= 7 \times \frac{0,05089}{0,046} \times \left(\frac{86,35 \times 2,6348}{0,05089} \right)^{1/3} \\
\frac{h_o}{\varphi s} &= 160,5474 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F}
\end{aligned}$$

Karena viscositasnya rendah , maka diambil $\varphi s = 1$

$$\begin{aligned}
h_0 &= 160,5474 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft2. } o_F} \\
hi_0 &= h_0 \times ID/OD \\
&= 160,5474 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft2. } o_F} \times \frac{1,2708}{1,2922} \\
&= 157,8886 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft2. } o_F}
\end{aligned}$$

Menghitung *Clean Overall Coefficient* (U_c)

$$\begin{aligned}
U_c &= \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} \\
&= \frac{157,8886 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft2. } o_F} \times 160,5474 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft2. } o_F}}{157,8886 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft2. } o_F} + 160,5474 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft2. } o_F}} \\
&= 79,60345 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft2. } o_F}
\end{aligned}$$

Menghitung *Desigm Overall Coefficient* (U_D)

$$\begin{aligned}
U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
&= \frac{8.503.000 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{789,126 \text{ ft}^2 \times 165,58 \text{ oF}} \\
&= 65,075 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.\text{oF}}
\end{aligned}$$

Menghitung *Dirt Factor* (R_d)

$$\begin{aligned}
R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
&= \frac{79,60345 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.\text{oF}} - 65,075 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.\text{oF}}}{79,60345 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.\text{oF}} \times 65,075 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.\text{oF}}} \\
&= 0,0028
\end{aligned}$$

6. Fluida dingin , tube

$$\text{h. Flow area tube, } a'_t = 0,334 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned}
 a_t &= \frac{N_t \times a't}{144 \times n} \\
 &= \frac{201 \times 0,334}{144 \times 2} \\
 &= 0,2331 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

i. Kecepatan massa :

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{W}{a_t} \\
 &= \frac{35.706,6956}{0,2331} \\
 &= 153.181,877 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}.
 \end{aligned}$$

j. Bilangan reynold

$$\text{pada } T_c = 18 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,4191 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}.$$

$$\begin{aligned}
 Re_t &= \frac{ID \times G_t}{\mu} \\
 &= \frac{0,054 \text{ ft} \times 153.181,877 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}}{0,4191 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}} \\
 &= 19.737,1006
 \end{aligned}$$

$$L/D = \frac{20 \text{ ft}}{0,054 \text{ ft}} = 370,3704$$

k. Taksir jH dari Gambar. 24, Kern (1965)

$$\text{Diperoleh } jH = 200 \text{ pada } Re_t = 19.737,1006$$

l. Pada $T_c = 18 \text{ }^\circ\text{F}$

$$c = 86,35 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot o_F}$$

$$k = 0,07887 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot o_F}$$

$$P_r = \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned}
 P_r &= \left(\frac{86,35 \times 0,4191}{0,07887} \right)^{1/3} \\
 &= 7,7162
 \end{aligned}$$

$$m. \frac{ho}{\phi s} = jH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{ho}{\phi s} = 200 \times \frac{0,07887}{0,046} \times \left(\frac{86,35 \times 0,4191}{0,07887} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi s} = 2.645,9856 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F}$$

Karena viscositasnya rendah , maka diambil $\phi s = 1$

$$h_o = 2.645,9856 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F}$$

$$\begin{aligned} h_{i0} &= h_o \times \text{ID/OD} \\ &= 2.645,9856 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F} \times \frac{0,0416}{0,0625} \\ &= 1.761,16 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F} \end{aligned}$$

Menghitung *Clean Overall Coefficient* (U_c)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} \\ &= \frac{1.761,16 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F} \times 2.645,9856 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F}}{1.761,16 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F} + 2.645,9856 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F}} \\ &= 1057,3727 \frac{\text{Btu}}{\text{hr. ft. } o_F} \end{aligned}$$

Menghitung *Design Overall Coefficient* (U_D)

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\ &= \frac{8.503.000 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{789,126 \text{ ft}^2 \times 165,58 \text{ } o_F} \\ &= 65,075 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.o_F} \end{aligned}$$

Menghitung *Dirt Factor* (R_d)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{1057,3727 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.o_F} - 65,075 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.o_F}}{1057,3727 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.o_F} \times 65,075 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.o_F}} \\ &= 0,01442 \end{aligned}$$

Pressure Drop

Tube Side : fluida dingin

7. Menentukan faktor friksi (f)

$$\text{Ret} = 19.737,1006$$

$$\begin{aligned}
 f &= 0,00045 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \text{ (Gambar. 26, Kern)} \\
 s &= 0,388889 \\
 Gt &= 153.181,877 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2} \\
 IDt &= 0,054 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

8. Menentukan *Pressure Drop Tube*

$$\begin{aligned}
 \Delta P_t &= \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times IDt \times s \times \phi t} \\
 \Delta P_t &= \frac{0,00045 \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2} \times (153.181,877 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2})^2 \times 20 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,054 \text{ ft} \times 0,388889 \times 1} \\
 \Delta P_t &= 0,4853 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 9. \ V &= \frac{Gt}{3600 \times \rho} \\
 &= \frac{153.181,877 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}}{3600 \times 41,18 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \\
 &= 1,03328 \frac{\text{ft}}{\text{s}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 10. \ \frac{V^2}{2 \ g'} &= \frac{(1,03328 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,2 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}} \\
 &= 0,01657
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 11. \ \Delta P_r &= \left(\frac{4 \times n}{s} \right) \times \left(\frac{V^2}{2 \ g'} \right) \\
 &= \left(\frac{4 \times 2}{0,388889} \right) \times (0,01657) \times \frac{62,5}{144} \\
 &= 0,1479 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 12. \ \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\
 &= 0,4853 \text{ psi} + 0,1479 \text{ psi} \\
 &= 0,6332 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Shell Side : steam

4. Menentukan faktor friksi (f)

$$\text{Res} = 158,4925$$

$$f = 0,003 \frac{ft^2}{in^2}$$

$$s = 0,38889$$

$$IDs = 1,2708 \text{ ft}$$

5. Menghitung jumlah *baffle* (sekat)

$$\begin{aligned} N + 1 &= 12 \times \frac{L}{B} \\ &= 12 \times \frac{15 \text{ ft}^2}{13 \text{ in}} \\ &= 14 \text{ baffles} \end{aligned}$$

6. Menghitung *Pressure Drop Shell*

$$Gs = 9.078,175 \frac{lb}{hr \text{ ft}^2}$$

$$\Delta Ps = \frac{f \times Gs^2 \times IDs \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times IDt \times s \times \phi t}$$

$$\Delta Ps = \frac{0,003 \frac{ft^2}{in^2} \times (9.078,175 \frac{lb}{hr \text{ ft}^2})^2 \times 1,2708 \times 14}{5,22 \times 10^{10} \times 0,046 \times 0,38889 \times 1}$$

$$\Delta Ps = 0,047 \text{ psi}$$

Menghitung tebal shell (tr)

Jenis pengelasan double but joint

Diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Panjang shell} &= \frac{4.V}{D^2 \pi} \\ &= \frac{4 \times 80,24}{(1,271 \text{ ft})^2 \times 3,14} \\ &= \frac{320,96}{D^2 \pi} \\ &= 5,0724 \text{ ft} = 1,54 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi (E)} = 80 \% = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Tab 13,2})$$

$$\text{Tegangan maksimum (f)} = 13.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, App.D})$$

$$\text{Faktor korosi (CA)} = 0,0125 \text{ in/tahun} = 0,00031 \text{ m/tahun}$$

$$\text{Umur alat (n)} = 20 \text{ tahun}$$

$$C = n \cdot CA$$

$$= 20 \text{ tahun} \times 0,0125 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,250 \text{ in}$$

$$\text{ID Shell} = 15,25 \text{ in} \quad (\text{Tabel 9 hal 842, kern, 1965})$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell} &= \frac{P \cdot \text{ID}}{2f \cdot E} + C \\ &= \frac{14,696 \text{ psi} \times 15,25 \text{ in}}{2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,8} + 0,250 \text{ in} \\ &= 0,257 \text{ in (3/12)} \end{aligned}$$

Tebal shell standar 3/16 in sampai 3/8 in (0,0048 m sampai 0,0095 m)
(Brownell dan Young, 1959, sub. 3.5d).

Perhitungan *Nozzle*

a) *Nozzle* pada Tube, untuk masuk nya fluida dingin

$$\begin{aligned} \text{Laju alir} &= 16.196,2847 \text{ kg/jam} \\ &= 35.706,6956 \text{ lb/jam} \\ \text{Densitas} &= 2884 \text{ kg/m}^3 = 180,0422 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Kecepatan Volumetrik :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \\ &= \frac{35.706,6956 \text{ lb/jam}}{180,0422 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3600 \text{ s}} \\ &= 0,0551 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter *Nozzle* berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned} D \text{ optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times \left(0,0551 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \times \left(180,0422 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 2,0786 \text{ in} = 2 \frac{1}{2} \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{Ukuran pipa normal} &= 2 \frac{1}{2} \text{ in} \\ \text{ID} &= 2,469 \text{ in} \\ \text{OD} &= 2,88 \text{ in} \\ \text{Schedule Number} &= 40 \\ \text{Flow area} &= 4,79 \text{ in}^2 \\ \text{Weight} &= 5,80 \text{ lb} \end{aligned}$$

b) Nozzle pada Shell, untuk masuk nya fluida panas

$$\text{Laju alir} = 24.128,1552 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 7,862 \text{ kg/m}^3 = 0,4908 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan Volumetrik :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \\ &= \frac{24.128,1552 \text{ lb/jam}}{0,4908 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3600 \text{ s}} \\ &= 1,36557 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter Nozzle berdasarkan diameter pipa :

$$\begin{aligned} D \text{ optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times \left(1,36557 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \times \left(0,4908 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 4,0904 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) diperoleh:

$$\text{Ukuran pipa normal} = 4 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 4,068 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 4,50 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number} = 40$$

$$\text{Flow area} = 7,38 \text{ in}^2$$

$$\text{Weight} = 7,58 \text{ lb}$$

c) Nozzle pada Tube, untuk keluar nya fluida dingin

$$\text{Laju alir} = 35.706,6956 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 659,6 \text{ kg/m}^3 = 41,18 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan Volumetrik :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \\ &= \frac{35.706,6956 \text{ lb/jam}}{41,18 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3600 \text{ s}} \\ &= 0,128 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter Nozzle berdasarkan diameter pipa :

$$D \text{ optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (0,128 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}})^{0,45} \times (41,18 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})^{0,13}$$

$$= 2,50 \text{ in}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) diperoleh:

Ukuran pipa normal	= 2 ½ in
ID	= 2,469 in
OD	= 2,88 in
<i>Schedule Number</i>	= 40
<i>Flow area</i>	= 4,79 in ²
<i>Weight</i>	= 5,80 lb

d) Nozzle pada Shell, untuk keluar nya fluida panas

Laju alir	= 24.128,1552 lb/jam
Densitas	= 7,862 kg/m ³ = 0,4908 lb/ft ³

Kecepatan Volumetrik :

$$Q = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho}$$

$$= \frac{24.128,1552 \text{ lb/jam}}{0,4908 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3600 \text{ s}}$$

$$= 1,36557 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Pemilihan diameter Nozzle berdasarkan diameter pipa :

$$D \text{ optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times (1,36557 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}})^{0,45} \times (0,4908 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})^{0,13}$$

$$= 4,0904 \text{ in}$$

Dari tabel 11 (Kern, 1965) diperoleh:

Ukuran pipa normal	= 4 in
ID	= 4,068 in
OD	= 4,50 in
<i>Schedule Number</i>	= 40
<i>Flow area</i>	= 7,38 in ²
<i>Weight</i>	= 7,58 lb

Perhitungan sambungan *Nozzle* dengan dinding *Shell and Tube Heat Exchanger*.

Untuk menghubungkan *Nozzle* dengan dinding *Shell and Tube Heat Exchanger* maka digunakan secara sistem *Flange* dan *Bolting*.

a) *Flange*

Bahan = *High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316*
Tensile Strength minimum = 75000 Psi
Allowed Stress = 18750 Psi
Tipe *Flange* = Ring Flange (Brewnel dan Young, 1959 App.D)

b) *Bolting*

Bahan = *Low Alloy Steel SA 193 Grade B16*
Tensile Strength minimum = 75000 Psi
Allowed Stress = 15000 Psi (Brewnel dan Young, 1959 Tabel 13-1)

c) *Bolting*

Bahan = *Flate Metal, Asbestos Filled*
Gasket Faktor = 3,75 Psi
Minimum Seating Stress = 9000 Psi (Brewnel dan Young, 1959 Fig 12-11)

Perhitungan Diameter Gasket

Dari Brownel dan Young, 1959 persamaan 12.2

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y-P.m}{y-P(m+1)}}$$

Dimana : d_o = Diameter luar gasket (in)
 d_i = Diameter dalam gasket (in)
 P = Internal Pressure = 14,7 Psi
 m = Gasket faktor = 3,75 Psi
 y = Yield Stress = 9000 Psi

maka :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9000-14,7 \times 3,75}{9000-14,7(3,75+1)}} = 1,001 \text{ in}$$

diameter (d_i) gasket = ID Shell = 15 ¹/₄ in

sehingga,

$$\begin{aligned}d_o &= 15,25 \text{ in} \times 1,001 \text{ in} \\ &= 15,26525 \text{ in}\end{aligned}$$

Lebar gasket minimal (n)

$$n = \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{15,26525 - 15,25 \text{ in}}{2} = 0,007625 \text{ in}$$

Diameter gasket rata – rata (G)

$$\begin{aligned}G &= d_i + n \\ &= 15,25 + 0,007625 \\ &= 15,25763 \text{ in}\end{aligned}$$

Menghitung Berat Total *Heat Exchanger*

Dasar Perhitungan :

$$P_{\text{steel}} = 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} = 0.1286 \text{ kg/in}^3 \text{ (Brownell and Young, hal 156)}$$

$$\text{Diameter dalam shell (ID}_s) = 15,25 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar shell (OD}_s) = 15,507 \text{ in} = 1,29225 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang shell} = 5,0724 \text{ ft} = 60,8688 \text{ in} = 1,54 \text{ m}$$

$$\text{Tebal shell (t}_s) = 0,257 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam tube (ID}_t) = \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar tube (OD}_t) = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Panjang tube} = 15 \text{ ft} = 180 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah tube (N}_t) = 201 \text{ tube}$$

$$\text{Straight flange length (sf)} = 2,25 \text{ in (Brownell and Young, 1959)}$$

$$\text{Inside-corner radius (icr)} = 1 \text{ in (Brownell and Young, 1959)}$$

$$\text{Ketebalan head (th)} = 0,25 \text{ in} = 0,021 \text{ ft (Brownell and Young, 1959)}$$

1. Berat *Shell*

$$\begin{aligned}- V_{\text{shell}} &= 3,14 \times \text{ID}_s \times \text{panjang shell} \times t_s \\ &= 3,14 \times 15,25 \text{ in} \times 60,8688 \text{ in} \times 0,257 \text{ in}\end{aligned}$$

$$= 749,0785 \text{ in}^3 = 0,4334 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{- Berat shell} &= \rho_{steel} \times V_{shell} \\ &= 490 \text{ lb/ft}^3 \times 0,4334 \text{ ft}^3 \\ &= 212,366 \text{ lb} \end{aligned}$$

2. Total berat Tube

$$\begin{aligned} \text{- V tube} &= \pi \times ID_t \times \text{panjang tube} \times t_t \\ &= 3,14 \times 0,5 \text{ in} \times 201 \text{ in} \times 0,25 \text{ in} \\ &= 78,8925 \text{ in}^3 = 0,0456 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Berat tot tube} &= N_t \times V_{tube} \times \rho_{steel} \\ &= 201 \times 0,0456 \text{ ft}^3 \times 490 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 4.491,144 \text{ lb} \end{aligned}$$

3. Berat Baffle

$$\begin{aligned} \text{- L}_{\text{penampang tot tube}} &= \left(\frac{1}{4}\right) \times \pi \times (OD_t)^2 \times N_t \\ &= \left(\frac{1}{4}\right) \times 3,14 \times 0,75 \text{ in} \times 138 \\ &= 81,2475 \text{ in}^2 = 0,5642 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- L}_{\text{tube sheet}} &= \left(\frac{1}{4} \times \pi \times (ID_s)^2\right) - \left(\frac{1}{4} \times \pi \times (OD_t)^2\right) \\ &= \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (15,25 \text{ in})^2\right) - \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,75 \text{ in})^2\right) \\ &= 182,12 \text{ in}^2 = 1.264722 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- L}_{\text{baffle cut}} &= 0,25 \times L_{\text{tube sheet}} \\ &= 0,25 \times 182,12 \text{ in}^2 \\ &= 45,53 \text{ in}^2 = 0,316 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Berat Baffle} &= N_t \times (L_{\text{tube sheet}} - L_{\text{penampang tot tube}} - L_{\text{baffle cut}}) \times \\ &\quad \frac{3}{12} \text{ in} \times \rho_{steel} \\ &= 138 \times (1,264722 - 0,5642 - 0,316) \text{ ft}^2 \times 0,021 \text{ ft} \times 490 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 546,0289 \text{ lb} \end{aligned}$$

4. Total berat Heat

$$\begin{aligned} \text{- b}_d &= OD_s + \frac{OD_s}{42} + 2 \times sf + \frac{2}{3} \times icr \text{ (Brownell and Young,} \\ &\quad 1959) \end{aligned}$$

$$= 15,507 \text{ in} + \frac{15,507 \text{ in}}{42} + 2 \times 2,25 \text{ in} + \frac{2}{3} \times 1 \text{ in}$$

$$= 21,04288 \text{ in} = 1,7535 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{- V head atas} &= \frac{1}{4} \times \pi \times (b_d) \times th \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,7535 \text{ ft})^2 \times 0,021 \text{ ft} \\ &= 0,05068 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Berat head atas} &= \text{V head atas} \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 0,05068 \text{ ft}^3 \times 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\ &= 24,8332 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- V head bawah} &= \left(\frac{1}{4} \times \pi \times (b_d)^2 - \frac{1}{4} \times \pi \times (OD_s)^2 \right) \times th \\ &= \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,75 \text{ ft})^2 - \frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,292 \text{ ft})^2 \right) \times 0,021 \\ &= 0,0229 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Berat head bawah} &= \text{V head bawah} \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 0,0229 \text{ ft}^3 \times 490 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\ &= 11,221 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Total berat head} &= \text{Berat head atas} + \text{Berat head bawah} \\ &= 24,8332 \text{ lb} + 11,221 \text{ lb} \\ &= 546,0289 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 5. \text{ Total berat Nozzle} &= (7,58 + 7,58 + 5,80 + 10,3) \text{ lb} \\ &= 31,26 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_s &= \text{Berat shell} + \text{Tot berat tube} + \text{berat baffle} + \text{Tot berat head} + \text{Tot berat nozzle} \\ &= (212,366 + 4.491,144 + 546,0289 + 546,0289 + 31,26) \text{ lb} \\ &= 5.826,8278 \text{ lb} = 2.643,00463 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dimana : W_s = Berat *Heat Exchanger*

Menghitung Penyangga Kolom

Direncanakan 2 buah penyangga kolom (kaki penahan), digunakan kolom penyangga jenis I-beam.

Dimensi I-Beam:

Ketebalan balok	: 8 in
Lebar <i>flange</i>	: 4,171 in
<i>Web thickness</i>	: 0,441 in
Ketebalan rata-rata <i>flange</i>	: 0,425 in ²
<i>Area of section (A)</i>	: 6,71 in ²
Berat/ft	: 23 lb _m

(Brownell and Young, App. G, item 2)

Tinggi kolom penyangga

$$L = \frac{1}{2} \times H + I$$

Dimana:

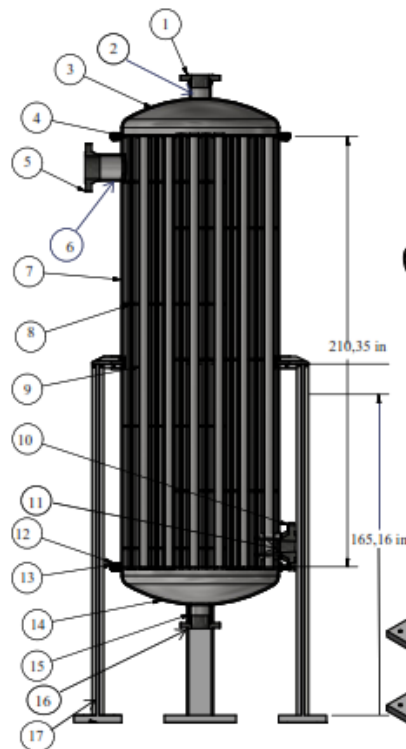
$$I = 1,5 \text{ m} = 59,055 \text{ in (ditentukan jarak dengan tanah)}$$

$$H = \text{tinggi HE (OD Shell)} = 15,507 \text{ in}$$

$$L = \frac{1}{2} \times 15,507 \text{ in} + 59,055 \text{ in}$$

$$= 66,8085 \text{ in} = 1,6969 \text{ m}$$

D.2 REAKTOR (Muhammad Rifki/170140111)



Gambar D.2 Reaktor

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi etilen diklorida dan gas klorin menjadi perkloroetilen dan HCl
Jenis	: <i>Fixed Bed Multitube</i> reaktor
Fase	: Gas
Kondisi Operasi	: Suhu = 125 °C Tekanan = 2 atm
Jenis reaksi	: Eksotermis
Konversi	: 98 %

D.2.2 Langkah Perancangan

1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Reaksi yang berlangsung adalah fase gas dengan katalis padat
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reactor
- Pressure drop* lebih kecil dibanding *fluidized bed reactor* Umur katalis panjang
- Pengendalian suhu relatif muda karena dipakai tipe *shell and tube*
- Konstruksi reaktor *fixed bed multitube* lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional dan perawatannya lebih murah.

2. Menentukan Bahan Konstruksi

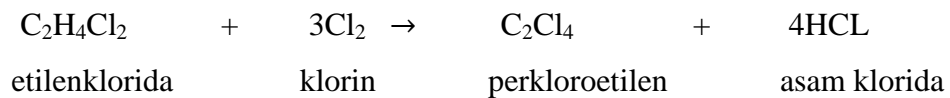
Bahan konstruksi yang digunakan adalah Carbon Steel SA-283 grade C dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Tahan terhadap korosi, dimana nilai faktor korosi (C) = 0,0125 in/tahun = 0,000318 m/tahun

- b. Mempunyai *allowable stress* yang cukup tinggi = 13,750 psi
- c. Bisa digunakan untuk proses dengan temperatur sampai 400°C = 752°F
- d. Tipe pengelasan = *Double welded but joint* (E) = 0,80

D.2.3 Neraca Massa pada Reaktor

Reaksi klorinasi etilen diklorida berlangsung pada T= 125°C, P = 2 atm dengan konversi reaksi 98%. Berikut adalah reaksinya:



$$\text{BM C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 = 98,96 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM Cl}_2 = 70,906 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM C}_2\text{Cl}_4 = 165,83 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM HCL} = 36,458 \text{ kg/kmol}$$

Neraca Massa Masuk

$$\text{Massa C}_2\text{Cl}_4 = 12.626,2626 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol C}_2\text{Cl}_4 &= \frac{\text{massa C}_2\text{Cl}_4}{\text{BM C}_2\text{Cl}_4} \\
 &= \frac{12626,2626 \text{ kg/jam}}{165,83 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 76,1397 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 \text{ masuk} &= \frac{\text{Mol bereaksi}}{\text{Konversi}} \\
 &= \frac{76,1397 \text{ kmol/jam}}{0,95} \\
 &= 80,147 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 \text{ masuk} &= \text{mol C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 \times \text{BM C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2 \\
 &= 80,147 \text{ kmol/jam} \times 98,96 \text{ kg/kmol} \\
 &= \frac{7931,3471 \text{ kg/jam}}{0,998} \\
 &= 7947,24158 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{HCl} = 7947,24158 \text{ kg/jam} \times 0,002$$

$$= 15,8945 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol Cl}_2 \text{ masuk} &= \frac{\text{Koefisien Cl}_2}{\text{Koefisien C}_2\text{Cl}_4} \times \text{mol C}_2\text{Cl}_4 \\ &= \frac{3}{1} \times 76,1397 \text{ kmol/jam} \\ &= 228,4191 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Cl}_2 &= \text{mol Cl}_2 \times \text{BM Cl}_2 \\ &= 228,4191 \text{ kmol/jam} \times 70,906 \text{ kg/kmol} \\ &= \frac{16196,2847 \text{ kg/jam}}{0,9995} \\ &= 16204,3869 \text{ kg/jam} \\ \text{N}_2 &= 16204,3869 \text{ kg/jam} \times 0,0005 \\ &= 8,10219 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol HCl} &= \frac{\text{Koefisien HCl}}{\text{Koefisien C}_2\text{Cl}_4} \times \text{mol C}_2\text{Cl}_4 \\ &= \frac{4}{1} \times 76,1397 \text{ kmol/jam} \\ &= 304,558 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa HCl} &= \text{mol HCl} \times \text{BM HCl} \\ &= 304,558 \times 36,458 \\ &= 11103,604 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel D.3 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komposisi	Neraca Massa Masuk (kg/jam)		Neraca massa keluar (kg/jam)
	Aliran F ₃	Aliran F ₆	Aliran F ₇
C ₂ H ₄ Cl ₂	7931,3471	-	396,562408
Cl ₂	-	16196,2847	-
C ₂ Cl ₄	-	-	12626,2626
HCl	-	-	11119,4992
N ₂	15,8945	8,10219	8,10219
Total	7947,24158	16204,3869	24151,6285
	24151,6285		

D.2.4 Menentukan Kondisi Masuk Umpan

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Adapun kondisi operasi yang terjadi dalam reaktor adalah sebagai berikut :

Temperatur = $125^\circ\text{C} = 398,15\text{ K}$

Tekanan = 2 atm

Fase = gas

Konversi = 98 %

Faktor keamanan = 20%

Jenis reaksi = Eksoterm

Diketahui:

Komponen	ΔHf^0 (Kkal/mol)	ΔGf^0 (kkal/mol)
$\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$	-129,7	-73,85
Cl_2	0	0
C_2Cl_4	-12,13	22,64
HCl	-92,3	-95,3

(Sumber: Yaws, 1991)

1. Panas reaksi standar ($P = 1\text{ atm}$, $T = 25^\circ\text{C}$)

$$\begin{aligned}\Delta\text{HR}^0 &= \Delta\text{Hf}^0_{\text{Produk}} - \Delta\text{Hf}^0_{\text{Reaktan}} \\ &= -12,13 + (4 \times (-92,3)) \text{ kkal/mol} - (-129,7) \text{ kkal/mol} \\ &= -251,8 \text{ kkal/mol}\end{aligned}$$

Karena ΔH_R^0 bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis.

2. Konstanta kesetimbangan (k) pada keadaan standar sehingga ΔGf^0 , yaitu:

$$\begin{aligned}\Delta\text{Gf}^0 &= \Delta\text{Gf}^0_{\text{Produk}} - \Delta\text{Gf}^0_{\text{Reaktan}} \\ &= 22,64 + (4 \times (-95,3)) \text{ kkal/mol} - (-73,85) \text{ kkal/mol}\end{aligned}$$

$$= -284,71 \text{ kkal/mol}$$

$$\ln K^{298} = \frac{-\Delta G_f^0}{R.T}$$

$$\ln K^{298} = \frac{284,71 \text{ kkal/mol}}{0,0019872 \frac{\text{kkal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} (298,15 \text{ K})}$$

$$K^{298} = 6,1749$$

3. Konstanta kesetimbangan (K_1) pada suhu = $200^{\circ}\text{C} = 473 \text{ K}$

$$\ln \frac{K}{K_1} = \frac{-\Delta H_R}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln \frac{K}{K_1} = \left(\frac{251,8 \text{ kkal/mol}}{0,0019872 \text{ kkal/mol}} \right) \left(\frac{1}{298 \text{ k}} - \frac{1}{473 \text{ k}} \right)$$

$$\ln \frac{K}{K_1} = 157,3166$$

$$K_1 = 3,23776$$

4. Energi Aktivasi

$$\ln \frac{K}{K_1} = \frac{E_a}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln \frac{K}{K_1} = \frac{E_a}{8,314} \left(\frac{1}{298 \text{ k}} - \frac{1}{473 \text{ k}} \right)$$

$$157,3166 = \frac{E_a}{0,0019872} \times 0,00124$$

$$0,31262 = E_a \times 0,00124$$

$$0,31262 = 0,00124 E_a$$

$$E_a = \frac{0,31262}{0,00124}$$

$$E_a = 252,11254 \text{ kkal/mol}$$

$$E_a = 1.054,8388 \text{ kJ/mol}$$

5. Faktor Frekuensi (Arhenius)

$$K_1 = A \cdot e^{-E_a/R.T}$$

$$3,23776 = A \cdot e^{-1054,8388/8,314 \cdot 473}$$

$$3,23776 = A \cdot 0,2682$$

$$A = \frac{3,23776}{0,2682}$$

$$A = 4,234$$

D.2.5 Berat molekul campuran (BMc)

$$\text{BM campuran} = 62,72 \text{ Kg/kmol}$$

D.2.6 Densitas campuran

$$\rho \text{ campuran} = 2,198 \text{ Kg/m}^3$$

D.2.7 Viskositas

$$\begin{aligned}\mu &= 0,001345 \text{ Cp} \\ &= 0.004842 \text{ Kg/m.jam}\end{aligned}$$

D.2.8 Laju volumetrik

$$\begin{aligned}Q_v &= \frac{\text{Laju alir masuk reaktor total}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{24151,6285 \text{ Kg/jam}}{2,198 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 10.988,002 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

D.2.9 Konsentrasi umpan reaktor

Konsentrasi *perchloroetilen*

$$\begin{aligned}C_{A0} &= \frac{P_{A0}}{RT} \\ &= \frac{2 \text{ atm}}{0,0821 \text{ atm m}^3/\text{kmol K} (393,15 \text{ K})} \\ &= 0,0612 \text{ Kmol/m}^3\end{aligned}$$

D.2.10 Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube*

1) Pemilihan tempat katalisator (*Tube*)

a. Katalisator

Jenis	: Ferro triklorida
Bentuk	: Kristal (padat) (pada 67 ⁰ C, 1 atm)
Diameter	: 0,016 m = 0,629 in

Densitas : $2,898 \text{ gr/cm}^3 = 2898 \text{ kg/m}^3$

Dalam menentukan diameter *tube* (Smith, 1981) menyatakan hubungan pengaruh rasio (Dp/Dt) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis dibanding koefisien transfer panas konveksi pada dinding kosong. Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik.

Dp/Dt	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
hw/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0

(Smith, 1981)

Dimana :

Dp : Diameter katalis, in

Dt : Diameter *tube*, in

Dp/Dt : rasio diameter katalis per diameter pipa

hw/h : rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis terhadap koefisien transfer panas pada pipa kosong.

Dipilih Dp/Dt : 0,15

Sehingga :

Dp/Dt : 0,15

Dp : 0,629 in

Dt : $\left[\frac{0,629}{0,15} \right] = 4,19 \text{ in} = 0,106426 \text{ m}$

2) Menentukan jenis dan ukuran *tube*

Dari hasil perhitungan, diambil ukuran pipa sebagai berikut, [Kern, 1950]

Ukuran pipa, NPS : 4 in

OD_t : 4,19 in = 0,1064 m

ID_t : 3,826 in = 0,097 m

Flow area perpipa (A_t) : 11,5 in² = 0,00741 m²

Schedule number : 80

Pipa tersusun secara triangular pitch.

$$\begin{aligned}
Nre &= \frac{\rho \cdot ID \cdot Qv}{\mu} \\
&= \frac{2,198 \frac{kg}{m^3} \times 0,097 m \times 10.988,002 \frac{m^3}{jam}}{0.004842 \text{ Kg/m.jam}} \\
&= 483.830,638
\end{aligned}$$

Jenis aliran pada reaktor ini ada aliran turbulen, karena nilai NRe yang didapat lebih besar dari 4000 yaitu 483.830,638

$$\begin{aligned}
G \text{ (umpan total)} &= 24151,6285 \text{ Kg/jam} \\
&= 6.708,7857 \text{ g/s}
\end{aligned}$$

1. Menghitung kecepatan massa per satuan luas (Gt)

$$\begin{aligned}
Gt &= \frac{\mu \cdot Nre}{Dt} \\
&= \frac{0.004842 \text{ Kg/m.jam} \times 483.830,638}{0,1064 \text{ m}} \\
&= 22.017,9319 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

2. Mencari luas penampang total (At)

$$\begin{aligned}
At &= \frac{G}{Gt} \\
&= \frac{24151,6285 \text{ kg/jam}}{22.017,9319 \text{ kg/m.jam}} \\
&= 1,0969 \text{ m}
\end{aligned}$$

3. Mencari luas penampang segitiga (A0)

$$\begin{aligned}
A0 &= \frac{\pi}{4} ID^2 \\
&= \frac{3,14}{4} (0,097)^2 \\
&= 0,007386 \text{ m}
\end{aligned}$$

4. Menghitung jumlah tube

$$\begin{aligned}
Nt &= \frac{At}{A0} \\
&= \frac{1,0969}{0,007386} \\
&= 148 \text{ buah}
\end{aligned}$$

Z panjang tube standar 24 ft = 7,3152 m

3) Menentukan Massa Katalis dan Volume Tumpukan Katalis

Katalis yang digunakan dalam proses pembentukan Perkloroetilen merupakan katalis ferro triklorida dengan spesifikasi sebagai berikut:

a. Menghitung massa katalis

$$\begin{aligned}
 dW &= \rho_{\text{cat}} \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID_t)^2 \cdot (1-\varepsilon) dz \\
 \int dW &= \rho_{\text{cat}} \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID_t)^2 \cdot (1-\varepsilon) dz \\
 W &= \frac{\pi}{4} \cdot \rho_{\text{cat}} \cdot Nt \cdot (ID_t)^2 \cdot (1-\varepsilon) Z \\
 &= \frac{3,14}{4} \cdot 2898 \text{ kg/m}^3 \cdot 148 \cdot (0,097 \text{ m})^2 \cdot (1-0,4) \cdot 7,3152 \text{ m} \\
 &= 13.904,3495 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung volume tumpukan katalis

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= \frac{W}{\rho_{\text{cat}}} \\
 &= \frac{13.904,3495 \text{ Kg}}{2898 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 4,797 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

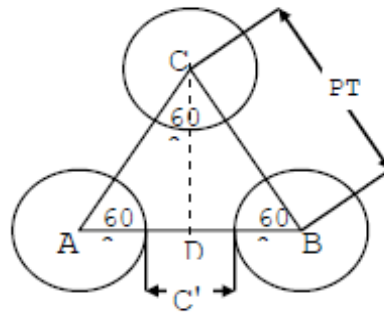
D.2.11 Mechanical Design Reactor

a. *Tube*

Ukuran *tube* (kern,1983 hal 844):

Ukuran pipa, IPS	: 4 in	
OD _t	: 4,19 in	= 0,1064 m
ID _t	: 3,826 in	= 0,097 m
Flow area perpipa (A _t)	: 11,5 in ²	= 0,00741 m ²
Schedule number	: 80	
Susunan <i>tube</i>	=	<i>triangular pitch</i>
Bahan	=	<i>stainless steel</i>
Flow area perpipa	= 2,04 in ²	= 0,0013 m ²
Panjang pipa (L)	= 7,3152 m	= 15 ft

Susunan pipa yang digunakan adalah *triangular pitch* (segitiga sama sisi) dengan tujuan agar memberikan turrbulensi yang lebih baik, sehingga akan memperbesar koefisien transfer panas konveksi (h_o). Sehingga transfer panasnya lebih baik dari *square pitch* (Kern,1983 hal 844).



Gambar D.4 Susunan *Tringular Pitch*

$$\begin{aligned}
 1. \text{ Tebal pipa} &= (OD-ID)/2 \\
 &= (4,19 - 3,826)/2 \\
 &= 0,185 \text{ in} = 0,0046 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$2. \text{ Jarak antar pusat pipa (PT)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pitch tube (PT)} &= 1,25 \text{ OD} \\
 &= 1,25 \times 4,19 \\
 &= 5,2375 \text{ in} \\
 &= 0,133 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$3. \text{ Jarak antar pipa (Clearance)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Clearance (C')} &= PT - OD \\
 &= 5,2375 \text{ in} - 4,19 \text{ in} \\
 &= 1,0475 \text{ in} \\
 &= 0,026 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$4. \text{ Koefisien transfer panas dalam pipa}$$

$$\text{Hi} = 0,03 \times \left(\frac{ID \times Gt}{\mu t} \right)^{0,8} \left(\frac{C_p \times \mu t}{kt} \right)^{0,33} \left(\frac{kt}{IDt} \right)$$

Dimana,

$$\begin{aligned}
ID_t &= \text{diameter dalam tube} = 3,826 \text{ in} = 0,097 \text{ m} \\
Gt &= \text{kecepatan massa} = 22.017,9319 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{Jam} \\
\mu_t &= \text{viskositas} = 0.00482 \text{ Kg/m.jam} \\
Cp_t &= \text{kapasitas panas} = 47,28 \text{ kJ/kgmole } ^\circ\text{C} \\
K_t &= \text{konduktivitas panas} = 0,04215 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Hi &= 0,03 \times \\
&\left(\frac{0,097 \text{ m} \times 22017,9319 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{jam}}{0,00482 \text{ kg/m.jam}} \right)^{0,8} \left(\frac{47,28 \text{ Kg/m.jam} \times 0,00482 \text{ kg/m.jam}}{0,04215 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}} \right)^{0,33} \left(\frac{0,04215 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}}{0,097 \text{ m}} \right) \\
&= (443.099,459)^{0,8} (5,4066)^{0,33} (0,4345) \\
&= 32.900,3847 \times 1,754 \times 0,4345 \\
&= 25.057,7845 \text{ Kg/ Jam. m}^2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
5. \quad H_{io} &= \frac{ID}{OD} \times Hi \\
&= \frac{0,097 \text{ m}}{0,1064 \text{ m}} \times 25.057,7845 \text{ Kg/ Jam. m}^2 \\
&= 22.860,4427 \text{ Kg/ Jam. m}^2
\end{aligned}$$

6. *Tube side* atau *bundle crossflow area* (at)

$$\begin{aligned}
a_t &= N_t \times a_t' \\
&= N_t \times \frac{\pi \cdot ID_t^2}{4} \\
&= 148 \times \frac{3,14 (0,097 \text{ m})^2}{4} \\
&= 1,093 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

7. Menghitung *massa velocity* umpan

$$\begin{aligned}
Gt &= \frac{W_t}{A_t} \\
&= \frac{24151,6285 \text{ kg/jam}}{1,093 \text{ m}^2} \\
&= 22,090,5776 \text{ kg/jam m}^2
\end{aligned}$$

Dimana :

W_t = Laju alir total umpan, kg/jam

A_t = *flow area* perpipa, m^2

b. Shell

Bahan yang digunakan adalah *stainless steel SA 167 grade 11 type 316*

1. Diameter dalam *shell* (IDs)

$$\begin{aligned} IDs &= \sqrt{\frac{4 \times N_t \times P_T^2 \times 0,8090}{\pi}} \\ &= \sqrt{\frac{4 \times 148 \times 0,133^2 \times 0,8090}{3,14}} \\ &= 1,6425 \text{ m} = 64,665 \text{ in} \end{aligned}$$

2. Menghitung *baffle space* (B)

$$\begin{aligned} B &= 0,3 \times IDs \\ &= 0,3 \times 1,6425 \text{ m} \\ &= 0,492 \text{ m} \\ &= 19,370 \text{ in} \end{aligned}$$

3. Koefisien transfer panas dalam *shell*

Shell side atau bundle crossflow area (as)

$$\begin{aligned} as &= \frac{(P_t - OD) \times IDs \times B}{P_t} \\ &= \frac{(0,133 \text{ m} - 0,1064 \text{ m}) \times 1,6425 \text{ m} \times 0,492}{0,133 \text{ m}} \\ &= 0,1616 \text{ m} \end{aligned}$$

4. *Mass velocity* (Gs)

$$\begin{aligned} Gs &= \frac{W_{\text{pendingin}}}{as} \\ &= \frac{10.000 \text{ kg/jam}}{0,1616 \text{ m}} 790341,8 \\ &= 61.881,19 \text{ kg/jam m}^2 \end{aligned}$$

5. *Equivalent diameter* (D_e)

$$\begin{aligned}
Des &= \frac{4 \times (0,5 P_T \times 0,8090 \times P_T - 0,5 \times \pi \times \frac{OD^2}{4})}{0,5 \times \pi \times OD} \\
&= \frac{4 \times ((0,5 \times 0,1616 \times 0,8090 \times 0,1616) - (0,5 \times 3,14 \times \frac{(0,1064)^2}{4}))}{0,5 \times 3,14 \times 0,1064} \\
&= 0,36 \text{ m} \\
&= 36 \text{ cm}
\end{aligned}$$

6. Reynold Number (*Re*)

$$\begin{aligned}
Res &= \frac{De \cdot G_s}{\mu \text{ pendingin}} \\
&= \frac{0,36 \text{ m} \times 61.881,19 \text{ kg/jam m}}{0,00899 \frac{\text{kg}}{\text{m}} \cdot \text{jam}} \\
&= 2.503.059
\end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
7. Ho &= 0,36 \frac{K_p}{De} \left(\frac{De \times C_p}{\mu_p} \right)^{0,55} \left(\frac{C_{Pp} \times \mu_p}{K_p} \right)^{1/3} \\
&= 0,36 \frac{0,3623}{0,36} \left(\frac{0,36 \times 8344,18}{1,9284} \right)^{0,55} \left(\frac{1 \times 1,9284}{0,3623} \right)^{1/3} \\
&= 4,809296 \text{ btu/jam. Ft}^2, \text{ } ^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

Dengan :

K_p = konduktivitas panas pendingin = 0,3623 Btu/hr.ft.F

C_{Pp} = kapasitas panas pendingin = 1 Btu/lb.F

μ_p = viskositas pendingin = 1,9284 lb/ft jam

Dirt Factor (*Rd*)

- *Liquid organic* = 0,001 hr.ft².°F/Btu

- Pendingin = 0,003 hr.ft².°F/Btu

- *Rd total* = 0,004 hr.ft².°F/Btu

8. Koefisien Perpindahan Panas *Overall Clean* dan *Design*

koefisien perpindahan panas *overall clean* dihitung dengan rumus :

$$U_c = \frac{H_{io} \cdot H_o}{H_{io} + H_o}$$

$$= \frac{3.992,363 \text{ Kg/ Jam.m}^2 \times 4,809 \text{ kJ/jam. m}^2, ^\circ\text{K}}{3.992,363 \text{ Kg/ Jam.m}^2 + 4,809 \text{ kJ/jam. m}^2, ^\circ\text{K}}$$

$$= 4,803$$

9. Harga koefisien perpindahan panas *overall design* dihitung dengan rumus :

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d}$$

$$= \frac{1}{\frac{1}{4,803} + 0,004}$$

$$= 4,712 \text{ Btu/ hr.ft}^2. ^\circ\text{F}$$

10. *Pressure drop di shell*

$$\Delta P_s = \frac{f.G_s^2.ID_s.(N+1)}{5,22.10.De.Sg. \phi_s}$$

Dimana :

$$D_s = \text{diameter shell (IDs)} = 1,6425 \text{ m}$$

$$\text{Mass velocity (Gs)} = 61.881,19 \text{ kg/jam m}^2$$

$$\text{Equivalent diameter (De)} = 0,36 \text{ m}$$

$$\Phi_s = \text{corrected coefficient s} = 1,0$$

$$(N+1) = \frac{L}{B} = \frac{15 \text{ ft}}{1,614 \text{ ft}} = 9,293$$

$$\Delta P_s = \frac{f.G_s^2.ID_s.(N+1)}{5,22.10^{10}.De.Sg. \phi_s}$$

$$= \frac{0,003 \times (61.881,19)^2 \times 1,6425 \text{ m} \times 9,293}{5,22 \times 10^{10} \times 0,36 \times 1 \times 1}$$

$$= 0,27 \text{ psi}$$

c. Tebal shell

Spesifikasi bahan *stainless steel* SA 1619,370 in 7 grade 11 type 316

$$\text{Tekanan yang diijinkan (f)} = 18.750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 0,8 \text{ (double welded joint)}$$

$$\text{Corrosion allowed} = 0,25 \text{ in}$$

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan

$$t_s = \frac{P \cdot r}{(f \cdot \epsilon - 0,6P)} + C \quad (\text{Brownell \& young})$$

t_s : tebal *shell*, in

P : tekanan dalam reaktor, psi

r : jari-jari dalam *shell*, in

ϵ : efisiensi pengelasan = 0,8

C : faktor korosi = 0,25

f : *allowable stress*, psi

1. Tekanan dalam *shell*

Tekanan desain diambil 20% di atasnya, maka :

$$P_{op} = \text{Tekanan operasi ; } 2 \text{ atm} = 29,3919 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times P_{op}$$

$$= 1,2 \times 2 \text{ atm}$$

$$= 2,4 \text{ atm} = 35,2703 \text{ psi}$$

2. Maka tebal plat lapisan luar adalah :

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{(f \cdot \epsilon - 0,6 P)} + 0,125$$

$$t_s = \frac{35,2703 \times 32,33}{((18.750 \times 0,8) - (0,6 \times 35,2703))} + 0,125$$

$$= 0,2011 \text{ in}$$

3. Diameter luar *shell* (ODs)

$$ODs = IDs + 2t_s$$

$$= 64,665 \text{ in} + 2 (0,2011 \text{ in})$$

$$= 65,06725 \text{ in}$$

$$= 1,65 \text{ meter}$$

d. Head dan Bottom

Untuk menentukan bentuk *head* ada 3 pilihan :

1. *Flange and standard Dished Head*

Digunakan untuk vessel proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil.

2. *Torospherical flanged and dished head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15-200 psig

3. *Elliptical flanged and dished head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig (Brownell and young, 1959).

Bentuk *head and bottom* yang digunakan adalah *Elipitical flanged and dished head* yang sesuai dengan kisaran tekanan sistem diatas 200 psig. Bahan yang digunakan untuk membuat *head and bottom* sama dengan bahan *shell stainless steel SA 167 grade 11 type 316*

1. Menentukan *inside radius corner* (icr) dan *corner radius*(rc)

$$\begin{aligned} \text{ODs} &= \text{ID} + 2t_s \\ &= 64,665 \text{ in} + 2 (0,2011 \text{ in}) \\ &= 65,06725 \text{ in} \\ &= 1,65 \text{ meter} \end{aligned}$$

Dibulatkan menjadi 65 in untuk menentukan icr dan rc

Diketahui tebal $t = 0,201 \text{ in}$

Maka berdasarkan tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 :

$$\text{icr} = 4 \text{ in}$$

$$\text{rc} = 60 \text{ in}$$

$$\text{maka } W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{\text{rc}}{\text{icr}}} \right)$$

$$\begin{aligned} w &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{60}{4}} \right) \\ &= 1,71 \end{aligned}$$

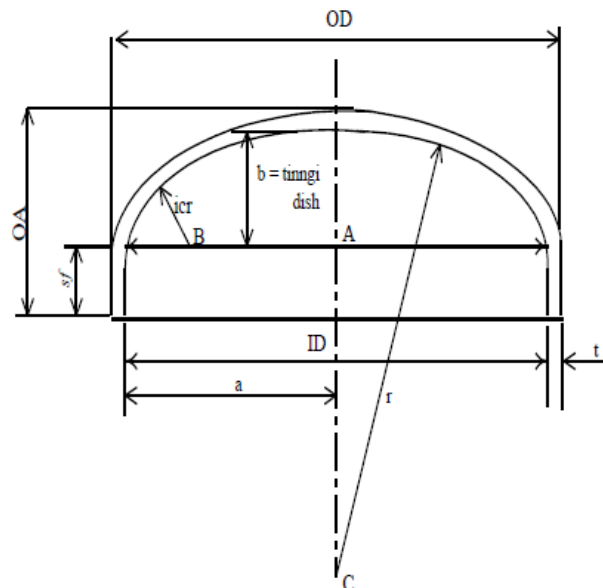
2. Tebal *head* minimum dihitung dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{P \cdot r \cdot W}{2 f_e - 0,2 P} + C \\
 &= \frac{35,2703 \times 60 \times 1,71}{2(18.750 \times 0,8) - (0,2 \times 35,2703)} + 0,25 \\
 &= 0,4915 \text{ in (diambil flange standard 0,5 in)}
 \end{aligned}$$

Untuk $t_h = 0,4915$ in, dari tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959 hal 93) diperoleh :

$sf = \frac{1}{2} - 4$ maka diambil nilai $sf = 3 \text{ in} = 0,0762 \text{ m}$

Spesifikasi *head* :



Gambar D.5 Desain *head* pada reaktor

e. **Depth of dish (b)**

$$\begin{aligned}
 b &= rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \\
 &= 60 - \sqrt{(60 - 4)^2 - \left(\frac{64,665 \text{ in}}{2} - 4\right)^2} \\
 &= 11,697 \text{ in} = 0,297 \text{ m}
 \end{aligned}$$

1. **Tinggi Head (OA)**

$$\begin{aligned}
 OA &= t_h + b + sf \\
 &= 0,4915 \text{ in} + 11,697 \text{ in} + 3
 \end{aligned}$$

$$= 15,1885 \text{ in}$$

Jadi tinggi *head* = 15,1885 in = 0,385 m

D.2.12 Tinggi Reaktor

Dari hasil perhitungan diperoleh tinggi tumpukan katalis yang dibutuhkan yaitu 4,797 m

1. Tinggi *shell* = tinggi pipa standar yang digunakan
 = 15 ft
 = 4,572 m
2. Tinggi reaktor = tinggi *shell* + 2 (tinggi *head*)
 = 4,572 + 2 (0,385)
 = 5,342 m
 = 210,315 in

D.2.13 Luas Permukaan Reaktor

1. Luas reaktor bagian dalam

Luas *shell* bagian dalam

$$\begin{aligned} \text{Ashi} &= \pi \times \text{IDs} \times \text{tinggi shell} \\ &= 3,14 \times 1,6425 \text{ m} \times 4,572 \text{ m} \\ &= 23,579 \text{ m} \end{aligned}$$

2. Luas *head* dan *bottom* bagian dalam

$$\begin{aligned} \text{Ahbi} &= 2 \times ((\pi \times \text{IDs} \times \text{sf}) + (\pi/4 \times \text{IDs}^2)) \\ &= 2 \times ((3,14 \times 1,6425 \text{ m} \times 0,0762 \text{ m}) + (3,14/4 \times 1,6425^2)) \\ &= 5,021 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Jadi luas reaktor bagian dalam :

$$\begin{aligned} &= \text{Ashi} + \text{Ahbi} \\ &= 23,579 \text{ m} + 5,021 \text{ m} \\ &= 28,601 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
4. \text{ Asho} &= \pi \times \text{ODs} \times \text{tinggi shell} \\
&= 3,14 \times 1,678 \text{ m} \times 4,572 \text{ m} \\
&= 24,0895 \text{ m}
\end{aligned}$$

5. Luas *head* dan *bottom* bagian luar

$$\begin{aligned}
\text{Ahbo} &= 2 \times ((\pi \times \text{ODs} \times \text{sf}) + (\pi/4 \times \text{ODs}^2)) \\
&= 2 \times ((3,14 \times 1,678 \text{ m} \times 0,0762 \text{ m}) + (3,14/4 \times 1,678^2)) \\
&= 5,223 \text{ m}
\end{aligned}$$

Jadi luas reaktor bagian luar :

$$\begin{aligned}
&= \text{Asho} + \text{Ahbo} \\
&= 24,0895 \text{ m}^2 + 5,223 \text{ m}^2 \\
&= 29,312 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

D.2.14 Volume Reaktor

1. Volume *head* dan *bottom*

$$\begin{aligned}
V_{hb} &= 2 (\text{volume head tanpa sf} + \text{volume head pada sf}) \\
&= 2 (0,000049 \text{ IDs}^3 + \pi/4 \text{ IDs}^2 \text{ s}_f) \\
&= 2 (0,000049 (1,6425)^3 + 3,14/4 (1,6425)^2 (0,0762)) \\
&= 0,161 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

2. Volume *shell*

$$\begin{aligned}
V_s &= \pi/4 \text{ IDs}^2 \cdot L_s \\
&= 3,14/4 (1,6425)^2 (9,574 \text{ m}) \\
&= 20,275 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Jadi volume reaktor = volume *head* dan *bottom* + volume *shell*

$$\begin{aligned}
&= 0,161 \text{ m}^3 + 20,275 \text{ m}^3 \\
&= 20,437 \text{ m}^3 \\
&= 721,725 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

D.2.15 Nozzle Umpan dan Produk pada Reaktor

Saluran dibuat dengan menggunakan bahan *stainless steel*. Diameter optimum *tube* yang *stainless steel* dan alirannya turbulen ($N_{re} > 2100$) dihitung dengan persamaan :

$$d_{i \text{ opt}} = 3,9 \cdot Q_f^{0,5} \cdot \rho^{-0,37} \quad (\text{Brownel, 1959}).$$

Dengan

$d_{i \text{ opt}}$ = diameter dalam pipa, mm

G = kecepatan aliran massa fluida, Kg/s

P = densitas fluida, Kg/m³

1. Pengecekan bilangan *reynold*

$$NRe = \frac{G \cdot ID}{a \cdot \mu}$$

Dengan

G = kecepatan aliran massa fluida, Kg/jam

ID = diameter dalam pipa, m

μ = viskositas fluida, Kg/m.jam

a' = flow area, m²

a. *Nozzle umpan*

1. Umpan Etilen diklorida

Diketahui :

$$Q_f = \frac{m}{\rho} = \frac{7931,3471 \text{ kg/jam}}{1229 \text{ kg/m}^3} = 6,4534 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\rho = 1229 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu = 0,010368 \text{ cP} = 0,037324 \text{ Kg/m.jam}$$

maka :

$$\begin{aligned} d_{i \text{ opt}} &= 3,9 \cdot Q_f^{0,5} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 3,9 (6,4534 \text{ m}^3/\text{jam})^{0,5} (1229 \text{ Kg/m}^3)^{-0,37} \\ &= 0,508 \text{ m} \quad = 20 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (kern,1965) diperoleh

Nominal pipe size = 20 in

Schedule number = 40

OD = 20,0 in = 0,1143 m

ID = 19,25 in = 0,102 m

2. Umpan Klorin

Diketahui :

$$Q_f = \frac{m}{\rho} = \frac{16196,2847 \text{ kg/jam}}{2.884 \text{ kg/m}^3} = 5,616 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

$$\rho = 2.884 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu = 0,010368 \text{ cP} = 0,037324 \text{ Kg/m.jam}$$

maka :

$$\begin{aligned} di \text{ opt} &= 3,9 \cdot Q_f^{0,5} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 3,9 (5,616 \text{ m}^3/\text{jam})^{0,5} (2884 \text{ Kg/m}^3)^{-0,37} \\ &= 0,4841 \text{ m} = 19,059 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 (kern,1965) diperoleh

Nominal pipe size = 19 in

Schedule number = 40

OD = 19 in = 0,1143 m

ID = 19,25 in = 0,102 m

b. *Nozzle* Produk

1. *Nozzle* Aliran Produk

Diketahui :

$$Q_f = \frac{m}{\rho} = \frac{24151,6285 \text{ kg/jam}}{850 \text{ kg/m}^3} = 28,4136$$

$$\rho = 850 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu = 12 \text{ cP} = 0,021 \text{ kg/m jam}$$

maka :

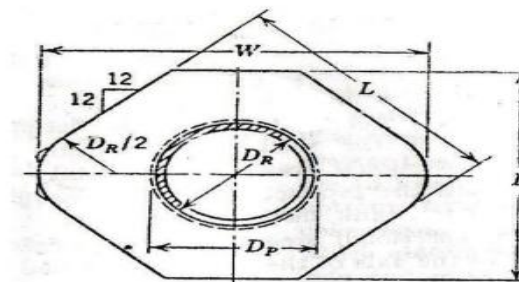
$$\begin{aligned} di_{opt} &= 3,9 \cdot (28,4136)^{0,5} \cdot (850)^{-0,37} \\ &= 24 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Nominal pipe size} = 24 \text{ in}$$

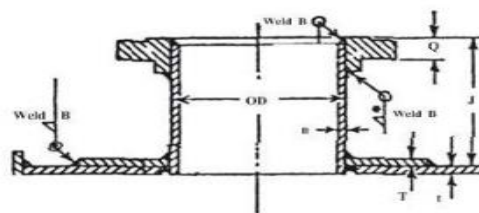
$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{OD} = 24 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 23,25 \text{ in}$$



(a)



(b)

Gambar D.6 Shell Nozzle (a) Reinforcing Plate (b) Single Flange

D.2.17 Penyangga Tumpukan Katalisator (*Bed support/Grid support*)

Grid support dirancang untuk menyangga katalisator untuk mencegah kelebihan *pressure drop*. Yang biasa digunakan adalah piringan yang berlubang-lubang (*perforated plate*) atau piringan yang bergelombang (*slatted plate*). *Grid support* ini biasanya dibuat dari bahan yang anti korosi seperti *carbon steel*, *alloy steel*, *cast iron*, atau *cast ceramics* (Rase,1977).

Penyangga katalis berupa *perforated plate* dengan ketebalan tertentu. Tekanan yang harus ditahan oleh *bed support* = tekanan operasi + tekanan karena katalis.

$$\begin{aligned}
 1. \text{ Tekanan operasi} &= 1,2 \times 2 \text{ atm} \\
 &= 2,4 \text{ atm} \\
 &= 35,27 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

2. Tekanan karena katalis

Perforated plate yang digunakan mempunyai lubang dengan luas sama dengan 50% luas total *tube* (luas penampang *tube* (at)= 1,093 m²)

$$\begin{aligned}
 \text{luas total pipa} &= N_t \times a_t \\
 &= 148 \times 1,093 \text{ m}^2 \\
 &= 161,764 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 3. \text{ Perforate plate} &= 50\% \times \text{luas total pipa} \\
 &= 0,5 \times 0,5265 \text{ m}^2 \\
 &= 0,2632 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 4. \text{ Tekanan karena katalis} &= \frac{\text{berat katalis}}{\text{luas penahan katalis}} \\
 &= \frac{8.636,242 \text{ kg}}{1,094} \\
 &= 7.894,188 \text{ Kg/m}^2 \\
 &= 0,764 \text{ atm} = 11,227 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

5. Tekanan total perancangan

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= \text{Tekanan operasi} + \text{Tekanan karena katalis} \\
 &= 2,4 \text{ atm} + 0,754 \text{ atm} \\
 &= 3,154 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

D.2.18 Distributor

Alat ini digunakan untuk meratakan aliran fluida masuk, jenis yang digunakan adalah *type multiple baffle distributor concentric cone*, yang dipasang pada akhir bagian pipa pemasukan fluida.

1. Perhitungan *Flange*, *Bolt*, dan *Gasket* dari *Vessel*

a. Sambungan *head* dengan *shell*

Sambungan antara tutup bejana dengan bagian *shell* menggunakan sistem *flange* dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan :

Tekanan desain = 3,154 atm = 46,351 psi

Material flange = Carbon steel SA-240 grade A

Bolting steel = Carbon steel SA-193 grade B6

Material gasket = soft steel

Diameter luar shell, ODs = 1,67 m = 66,067 in

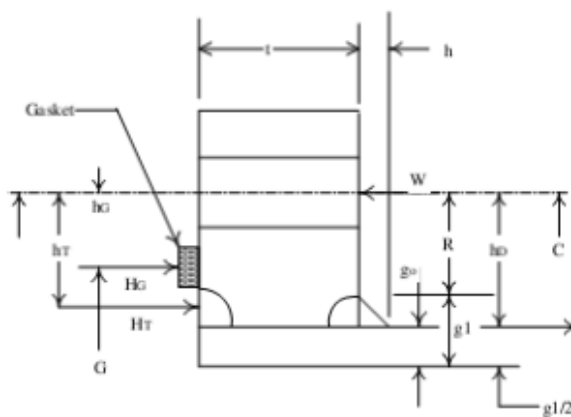
Ketebalan shell = 0,701 in

Diameter dalam shell = 1,6425 m = 64,665 in

Tegangan dari material flange (f_a) = 15.000 psi

Tegangan dari bolting material (f_b) = 20.000 psi

Tipe flange terlihat pada gambar berikut :



Gambar D.7 tipe flange dan dimensinya

1. Perhitungan lebar *gasket*

$$d_o/d_i = \sqrt{\frac{y-P.m}{y-[P(m+1)]}}$$

pers 12.2 Brownell and Young 1959)

dimana :

d_o = diameter luar gasket, in

di = diameter dalam gasket, in

y = yield stress, lb/in² (fig 12.11)

m = faktor gasket (fig 12.11)

digunakan material gasket yaitu soft steel, dari Fig 12.11 Brownell and Young diperoleh :

y = 2.900 dan m = 2,50

sehingga

$$\begin{aligned} do/di &= \sqrt{\frac{y-P.m}{y-[P(m+1)]}} \\ &= \sqrt{\frac{2900-(46,351 \text{ psi} \times 2,50)}{2900-[46,351 \text{ psi} (2,50 + 1)]}} \\ &= 1,0169 \text{ in} \end{aligned}$$

Asumsi bahwa diameter dalam gasket di sama dengan diameter luar shell

di= 66,067 in, sehingga :

do = 1,0169 × 66,067 in in = 67,185 in

2. Lebar gasket minimum (N):

$$\begin{aligned} N &= \frac{do-di}{2} \\ &= \frac{67,185 \text{ in} - 66,067 \text{ in}}{2} \\ &= 0,5592 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan gasket dengan lebar 0,5 in

Diameter gasket rata-rata, G = di + lebar gasket

$$= 66,067 \text{ in} + 0,5592$$

$$= 66,6262 \text{ in}$$

3. Perhitungan beban

Dari fig 12.12 brownell & young 1959 hal : 229

$$b_o = \frac{N}{2} = 1,1184 \text{ in} \quad b = \frac{\sqrt{b_o}}{2} \text{ jika } b_o > \frac{1}{4}$$

$$\text{sehingga } b = \frac{\sqrt{1,1184}}{2} = 0,519 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} W_{m2} &= H_y \\ &= \pi \times b \times G \times y \\ &= 3,14 \times 0,519 \times 66,6262 \times 2.900 \\ &= 313.477,7351 \text{ lb} \end{aligned}$$

Keterangan :

H_y = berat beban bolt maksimum (lb)

b = effective gasket (in)

G = diameter gasket rata-rata (in)

Berat untuk menjaga joint tight saat operasi digunakan persamaan 12.90 Brownell

$$\begin{aligned} 4. H_p &= 2 b \pi G m P \\ &= 2 \times 0,519 \times 3,14 \times 66,6262 \times 2,50 \times 46,351 \text{ psi} \\ &= 25.163,5067 \text{ lb} = 11.413,9746 \text{ kg} \end{aligned}$$

Keterangan :

H_p = beban join tight (lb)

m = faktor gasket (fig 12.11)

b = Effective gasket (in)

G = Diameter gasket rata-rata (in)

P = Tekanan operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dihitung dengan persamaan 12.89 Brownell & young (1959).

$$\begin{aligned} 5. H &= \frac{\pi G^2}{4} P \\ H &= \frac{3,14 (66,6262)^2}{4} 46,351 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$= 646.068,9132 \text{ lb} \qquad = 293.051,9295 \text{ kg}$$

Beban operasi total dihitung dengan persamaan 12.91 Brownell & young (1959).

$$\begin{aligned} 6. \quad W_{m1} &= H + H_p \\ &= 646.068,9132 \text{ lb} + 25.163,5067 \text{ lb} \\ &= 671.232,4199 \text{ lb} \qquad = 304.465,9041 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, diperoleh W_{m2} lebih kecil daripada W_{m1} , sehingga beban pengontrol berada pada $W_{m1} = 1.391.290,153 \text{ lb}$

W_{m1} = beban berat bolt pada kondisi operasi (lb)

W_{m2} = beban berat bolt pada kondisi tanpa tekanan dalam (lb)

H = total *joint contact surface* (lb)

7. Perhitungan Luas Baut Minimum (*Minimum Bolting Area*)

Dihitung dengan persamaan 12.92 Brownell & young (1959).

$$\begin{aligned} Am1 &= \frac{W_{m2}}{f_b} \\ &= \frac{313.477,7351 \text{ lb}}{20.000} \\ &= 15,6738 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Keterangan :

Am_1 = total luas *bolt* pada kondisi operasi (in^2)

Perhitungan ukuran baut optimum berdasarkan tabel 10.4 Brownell & Young (1959) hal 188.

Dengan menggunakan ukuran baut = 0,625 in diperoleh data sebagai berikut:

$$\text{Root area} \qquad = 0,302 \text{ in}^2$$

$$\text{Bolt spacing standart (BS)} \qquad = 3 \text{ in}$$

$$\text{Minimal radian distance (R)} \qquad = 1,125 \text{ in}$$

$$\text{Edge distance} \qquad = 0,812 \text{ in}$$

$$8. \text{ Jumlah baut minimum} \qquad = \frac{Am1}{\text{root area}}$$

$$= \frac{15,6738}{0,302}$$

$$= 52 \text{ buah}$$

Sehingga digunakan baut dengan ukuran 0,625 in sebanyak 52 buah.

$$8. \text{ Bolt circle diameter, BC} = 73,607 \text{ in}$$

9. Perhitungan diameter *flange* luar :

$$\text{Flange OD (A)} = \text{bolt circle diameter (BC)} + 2E$$

$$\text{Flange OD (A)} = 73,607 \text{ in} + 2 (0,812)$$

$$= 73,607 \text{ in} + 1,5 \text{ in}$$

$$= 75,231 \text{ in}$$

10. Cek lebar gasket :

$$\text{Ab actual} = \text{Nbolt} \times \text{Root Area}$$

$$= 52 \times 0,302 \text{ in}^2$$

$$= 15,673 \text{ in}^2$$

11. Lebar gasket minimum :

$$N_{\min} = \frac{\text{Ab actual fallaw}}{2 y \pi G}$$

$$= 0,379 \text{ in (} N_{\min} < 0,5 \text{ in, pemilihan baut memenuhi)}$$

D.2.19 Berat Reaktor

Berat reaktor terdiri dari :

a. Berat *Shell*

$$\rho_{shell} = 490 \text{ lb/ft}^3 = 7849,04 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Brownell \& young, hal 156})$$

$$\text{Berat shell} = \frac{1}{4} \pi (\text{ODs}^2 - \text{IDs}^2) \text{ Ls. } \rho_{shell}$$

$$= \frac{1}{4} (3,14) (1,67 \text{ m})^2 - (1,64 \text{ m})^2 (7,31 \text{ m}) (7849,04 \text{ Kg/m}^3)$$

$$= 4.472,525 \text{ Kg}$$

b. Berat *head dan bottom*

$$\text{Berat head dan bottom} = V_{hb} \cdot \rho_{shell}$$

$$= (0,161 \text{ m}^3) (7.849,04 \text{ Kg/m}^3)$$

$$= 1.263,695 \text{ Kg}$$

c. Berat Tube

$$\text{Berat tube} = \frac{1}{4} \pi (\text{ODt}^2 - \text{IDt}^2) \text{ Lt. } \rho_{\text{tube}}$$

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,106 \text{ in}^2 \times 0,097^2) \times 148 \times 7849,04$$

$$= 1.666,0439 \text{ Kg}$$

d. Berat aksesoris pada reaktor

. Berat aksesoris pada reaktor

Nozzle umpan masuk etilen diklorida

$$\text{Ukuran Nozzle} = 20 \text{ in}$$

$$\text{Berat Nozzle} = 78,6 \text{ lb} = 35,65 \text{ kg} \quad (\text{Brownell \& Young, 1983}).$$

Nozzle umpan masuk klorin

$$\text{Ukuran Nozzle} = 19 \text{ in}$$

$$\text{Berat Nozzle} = 72,7 \text{ lb} = 32,97 \text{ kg} \quad (\text{Brownell \& Young, 1983}).$$

Nozzle keluar produk

$$\text{Ukuran Nozzle} = 24 \text{ in}$$

$$\text{Berat Nozzle} = 94,7 \text{ lb} = 42,95 \text{ kg} \quad (\text{Brownell \& Young, 1983}).$$

$$\text{Berat aksesoris reaktor} = (35,65 \text{ kg}) + (32,97 \text{ Kg}) + (42,95 \text{ kg})$$

$$= 118,87 \text{ Kg}$$

e. Berat Material Dalam Reaktor

Berat Bahan Baku

$$\text{Berat bahan baku} = \frac{1}{4} \pi \text{ID}^2) \text{ Lt. } \rho_{\text{gas}} \cdot \text{Nt}$$

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,097)^2 \times 7,3152 \text{ m} \times 11,14 \text{ Kg/m}^3 \times 148$$

$$= 89,0812 \text{ Kg}$$

Total berat reaktor :

= Berat shell + Berat Head dan Bottom + Berat Tube + Berat aksesoris +
Berat Bahan Baku

= 4.472,525 Kg + 1.263,695 Kg + 1.666,0439 Kg + 118,87 Kg + 89,0812 Kg

= 7.610,2151 kg

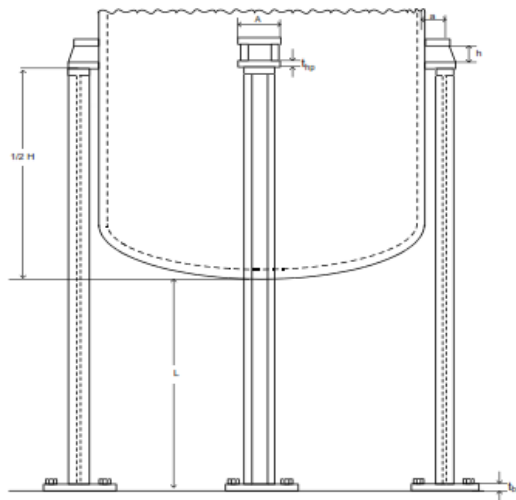
D.2.20 Desain Sistem Penyangga

Berat untuk perancangan = berat total reaktor

= 189.796,63 kg

Reaktor disangga dengan 4 kaki

Kaki penyangga dilas ditengah-tengah ketinggian (50% dari tinggi total reaktor).



Gambar D.8 sketsa sistem penyangga reaktor

- Lug Planning

Digunakan kaki (lug) tipe I-beam dengan pondasi dari cor atau beton.

Karena kaki di las pada pertengahan ketinggian reaktor, maka ketinggian kaki :

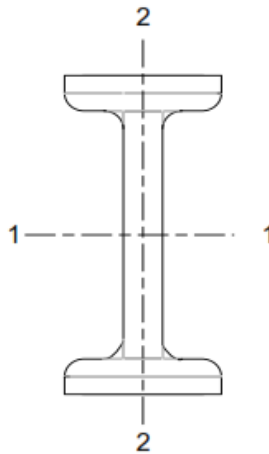
$H_{lug} = \frac{1}{2} H + L$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1}{2} (17,529 \text{ ft}) + 5 \text{ ft} \\
 &= 13,764 \text{ ft} \\
 &= 165,168 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

H = tinggi total reaktor 17,529 ft

L = jarak antara bottom reaktor ke pondasi (digunakan 5 ft)



Gambar D.9 kaki penyangga tipe I beam

Digunakan I-beam 10 in

(B & Y app G, item 2)

Dimensi I-beam :

Kedalaman beam	= 10 in
Lebar flange	= 4,944 in
Web thickness	= 0,594 in
Ketebalan rata-rata flange	= 0,491 in
Area of section (A)	= 10,22 in ²
Berat/ft	= 35 lb

Peletakan dengan beban ekzentrik (axis 1-1) :

$$I = 145,8 \text{ in}^4$$

$$S = 29,2 \text{ in}^3$$

$$R = 3,26 \text{ in}$$

Peletakan tanpa beban ekzentrik (axis 2-2) :

$$I = 8,5 \text{ in}^4$$

$$S = 3,4 \text{ in}^3$$

$$R = 0,91 \text{ in}$$

Cek terhadap peletakan sumbu axis 1-1 maupun axis 2-2 :

Axis 1-1

$$l/r = 214,62 \text{ in}/3,26 \text{ in}$$

$$= 65,834 \text{ (} l/r < 120, \text{ memenuhi)}$$

(B & Y, 1959).

Stress kompresif yang diizinkan (f_c):

$$\begin{aligned} F_c &= \frac{18.000}{1 + \frac{l^2}{18.000 r^2}} && \text{(pers 4.21 B \& Y, 1959).} \\ &= \frac{18.000}{1 + \frac{l^2}{18.000 (3,26)^2}} \\ &= 14.378,25 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

$f_c < 15.000 \text{ psi}$, sehingga memenuhi (B & Y, 1959).

Jarak antara center line kolom penyangga dengan center line line shell (a):

$$\begin{aligned} a &= \frac{1}{2} \times \text{lebar flange} + 1,5 \\ &= \frac{1}{2} \times 4,944 + 1,5 \\ &= 3,972 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} y &= \frac{1}{2} \times \text{lebar flange} \\ &= \frac{1}{2} \times 4,944 \text{ in} \\ &= 2,472 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z &= I/y \\ &= 145,8/2,472 \\ &= 58,9806 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

Beban kompresi total maksimum tiap lug (P) :



Gambar D.10 Sketsa beban tiap lug

$$P = \frac{\Sigma W}{n}$$

Umumnya vessel dengan penyangga lug atau lug supported memiliki ketinggian yang lebih rendah dibandingkan skirt supported vessel, sehingga wind load sangat minor pengaruhnya. Wind load cenderung mempengaruhi vessel jika vessel dalam keadaan kosong. Berat vessel dalam keadaan terisi oleh water cenderung stabil (Hal 197, Brownell & Young, 1959).

$$\Sigma W = 1,2 \times \text{berat total perancangan}$$

$$= 1,2 \times 189.796,63 \text{ kg}$$

$$= 227.755,956 \text{ kg}$$

$$P = \frac{\Sigma W}{n}$$

$$= \frac{227.755,956 \text{ kg}}{4}$$

$$= 56.938,989 \text{ kg}$$

Keterangan :

P_w = beban angin total pada permukaan yang terbuka, kg

H = tinggi reaktor di atas pondasi, ft

L = jarak dari fondasi ke bagian bawah reaktor, ft

D_{bc} = diameter anchor-bolt circle, ft

n = jumlah penyangga, n

ΣW = berat reaktor kg

Menghitung beban ekzentrik :

$$\begin{aligned} f_{ac} &= \frac{P a}{Z} \\ &= \frac{56.938,989 \times 3,972}{58,9806} \\ &= 3.834,509 \text{ kg/in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= f_c - f_{ac} \\ &= 14.378,24356 - 3.834,509 \text{ kg/in}^2 \\ &= 10.543,73 \text{ kg/in}^2 \end{aligned}$$

Luas penampang lintang :

$$\begin{aligned} A &= \frac{P}{f} \\ &= \frac{56.938,989 \text{ kg}}{10.543,73 \text{ kg/in}^2} \\ &= 5,4 \text{ in}^2 < A \text{ tabel } (10,22 \text{ in}^2), \text{ sehingga memenuhi.} \end{aligned}$$

Axis 2-2

$$\begin{aligned} l/r &= 214,62 \text{ in} / 0,91 \text{ in} \\ &= 235,8461 \text{ (} l/r > 120 \text{ tidak memenuhi)} \end{aligned}$$

Lug Planning

$$P = 56.938,989 \text{ kg}$$

Masing-masing penyangga memiliki 4 baut (bolt)

Beban maksimum tiap baut L

$$\begin{aligned} P_{\text{bolt}} &= \frac{P}{nb} \\ &= \frac{56.938,989 \text{ kg}}{4} \\ &= 14.234,75 \text{ kg} \end{aligned}$$

Luas lubang baut :

$$\begin{aligned} A_{\text{bolt}} &= \frac{P_{\text{bolt}}}{f_{\text{bolt}}} \\ &= \frac{14.234,75 \text{ kg}}{12.000} \\ &= 1,186 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Keterangan :

F bolt = stress maksimum yang dapat ditahan oleh setiap baut
= 12.000 psi

Digunakan baut standar dengan diameter = 1 ¼ in (Tabel 10.4 B&Y, 1959).

Ketebalan plat horizontal :

$$\begin{aligned} t_{\text{hp}} &= \sqrt{\frac{6 M_y}{f_{\text{allow}}}} \\ M_y &= \frac{P_{\text{bolt}}}{4\pi} \left[(1+\mu) \ln \frac{2l}{\pi e} + (1-\gamma_1) \right] \end{aligned}$$

Dengan :

t_{hp} = tebal horizontal plat, in

M_y = bending momen maksimum sepanjang sumbu radial, in-lb

P = beban baut maksimum, lb

A = panjang kompresi plate digunakan

h = tinggi gusset

= 20 in (Brownell & Young 1959)

b = lebar gusset, in

l = jarak radial dari luar horizontal plate luar ke shell, in

μ = poisson ratio (untuk steel, $\mu = 0,3$)

f_{allow} = stress yang diizinkan = 12,000 psi

γ_1 = konstanta dari tabel 10.6 Brownell and Young, 1959)

e = jarak konsentrasi beban

= setengah dari dimensi, in

= ½ x

Ketebalan plat kompresi :

$$\frac{b}{l} = 10 \frac{1}{4} \text{ in} / 6 \text{ in}$$

$$= 1,70833 \text{ in}$$

Dari tabel 10.6 Brownell and Young, 1959 diperoleh γ_l

$$\gamma_l = 0,009683$$

$$M_y = \frac{14.234,75 \text{ kg}}{4\pi} \left[(1+0,3) \ln \frac{2 \times 6}{\pi \times 0,8125} + (1-0,0968) \right]$$

$$= 2.281,636 \text{ lb/in}$$

$$t_{hp} = \sqrt{\frac{6 \times 2.281,636 \text{ lb/in}}{12.000}}$$

$$= 1,06 \text{ in (digunakan plat standar } 1\frac{7}{8} \text{ in)}$$

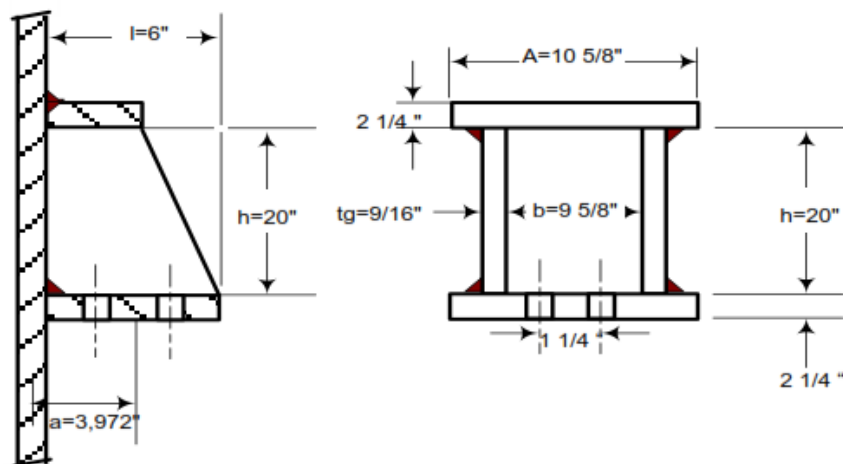
Ketebalan gusset

$$T_g = 3/8 \times t_{hp}$$

$$= 3/8 \times 1,875 \text{ in}$$

$$= 5/7 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar = 5/7 in = 0,7142 in



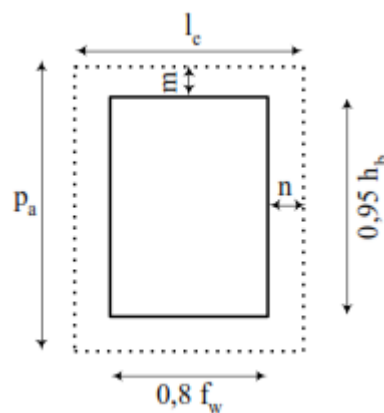
Gambar D.11 Detail Lug

- Base Plate Planning
Digunakan I-beam dengan ukuran 10 in dan 35 lb/ft

$$\begin{aligned} \text{Panjang kaki (H lug)} &= 17,885 \text{ ft} \\ \text{Sehingga berat satu lug} &= 17,885 \text{ ft} \times 35 \text{ lb/ft} \\ &= 625,975 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban base plate

$$\begin{aligned} P_b &= \text{berat 1 lug} + P \\ &= 640,24020 \text{ lb} + 97.029,02 \text{ lb} \\ &= 97.654,9846 \text{ lb} \end{aligned}$$



Gambar D.12 Sketsa area *base plate*

Base plate area :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \frac{P_b}{f} \\ &= \frac{97.654,9846}{300} \\ &= 325,5166 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Dengan :

P_b = *base plate loading*

F = kapasitas *bearing* (untuk cor, $f = 300$ psi)

Untuk posisi lug 1-1

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \text{lebar (le)} \times \text{panjang (pa)} \\ &= (0,8 f_w + 2n) (0,95 h_b + 2m) \end{aligned}$$

Dengan :

F_w = lebar flange

Hb = kedalaman beam (10 in)

m = n (diasumsikan awal)

$$\begin{aligned} \text{Abp} &= \text{lebar (le)} \times \text{panjang (pa)} \\ 215,04748 \text{ in}^2 &= (0,8 \text{ fw} + 2n) (0,95 \text{ hb} + 2m) \\ &= (0,8 \times 4,944 + 2n) (0,95 \times 10 + 2m) \end{aligned}$$

Didapat nilai n = 4,4212 in

maka,

$$\begin{aligned} \text{Ie} &= (0,8 \text{ fw} + 2n) \\ &= (0,8 \times 4,944) + (2 \times 4,4212) \\ &= 12,37920 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pa} &= (0,95 \text{ hb} + 2m) \\ &= (0,95 \times 10) + (2 \times 4,4212) \\ &= 17,92400 \text{ in} \end{aligned}$$

Umumnya dibuat pa = Ie maka dibuat pa = Ie = 12,37920 in

$$\begin{aligned} \text{Abp baru} &= \text{Ie} \times \text{pa} \\ &= 12,37920 \text{ in} \times 12,37920 \text{ in} \\ &= 153,24459 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{n baru} &= \frac{(\text{Ie} - 0,8 \text{ fw})}{2} \\ &= \frac{12,37920 - (0,8 \times 4,944)}{2} \\ &= 4,21200 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{m baru} &= \frac{\text{pa} - (0,95 \text{ hb})}{2} \\ &= \frac{12,37920 - (0,95 \times 10)}{2} \\ &= 1,43960 \text{ in} \end{aligned}$$

Tekanan aktual, Pa :

$$\begin{aligned}
 Pa &= \frac{Pb}{Abp \text{ baru}} \\
 &= \frac{97.654,9846}{153,24459} \\
 &= 637,2491 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tebal base plate

$$\begin{aligned}
 Tbp &= (0,00015 \times Pa \times n^2)^{1/2} \\
 &= (0,00015 \times 637,2491 \times 4,4212^2)^{1/2} \\
 &= 0,9342 \text{ in (digunakan plat standar 1 in)}
 \end{aligned}$$

D.2.21 Perancangan Pondasi

Perancangan pondasi dengan sistem konstruksi beton terdiri dari campuran semen, kerikil, pasir dengan perbandingan 1:2:3. Direncanakan pondasi berbentuk limas terpancung. Dianggap hanya gaya vertical dari berat kolom yang bekerja pada pondasi.

Berat vessel, termasuk perlengkapannya yang diterima oleh :

$$\text{I-beam pada kondisi operasi} = 388.116,0385 \text{ lb}$$

$$\text{Berat I-Beam yang diterima oleh base plate} = 97.654,9846 \text{ lb}$$

$$\text{Jadi berat total yang diterima oleh pondasi} = 435.771,0231 \text{ lb}$$

digunakan tanah dengan ukuran :

$$\text{Luas bagian atas (a)} = 5.100,80 \text{ in}^2 (71,42 \text{ in} \times 71,42 \text{ in})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas bagian bawah (b)} &= 5.840,00193 \text{ in}^2 (76,41991 \text{ in} \times 76,41991 \text{ in}) \\
 &= 40,55557 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 30 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume pondasi} &= 1/3 \times \text{tinggi pondasi} \times ((a + b) + (a \times b)^{1/2}) \\
 &= 163.987,07205 \text{ in}^3 \\
 &= 94,89993 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Berat pondasi (W)} &= V \times \text{densitas beton} \\
&= 94,89993 \text{ ft}^3 \times 140 \text{ lb/ft} \\
&= 13.285,98963 \text{ lb}
\end{aligned}$$

Jadi berat total yang diterima tanah adalah

$$\begin{aligned}
W_{\text{tot}} &= \text{berat total yang diterima pondasi} + \text{berat pondasi} \\
&= 435.771,0231 \text{ lb} + 13.285,98963 \text{ lb} \\
&= 449.057,0127 \text{ lb}
\end{aligned}$$

$$\text{Tegangan tanah karena beban } (\Gamma) = P/F < 10 \text{ ton/ft}^2$$

Keterangan :

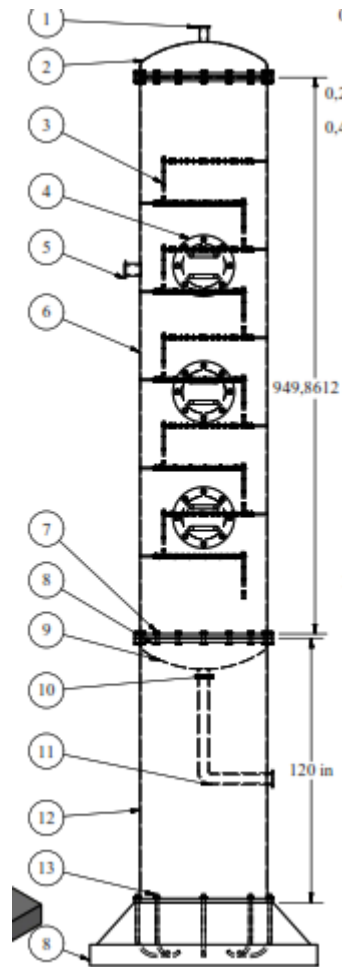
P = beban yang diterima tanah (lb)

F = Luas alas (ft²)

Jadi tegangan karena beban (Γ) :

$$\begin{aligned}
\Gamma &= \frac{W_{\text{tot}}}{b} \\
&= \frac{449.057,0127 \text{ lb}}{40,55557} \\
&= 11.072,6347 \text{ lb/ft}^2 \\
&= 5,5363 \text{ ton/ft}^2 < 10 \text{ ton/ft}^2
\end{aligned}$$

D.3 DISTILASI (MD-02) (Zulkifli /170140116)

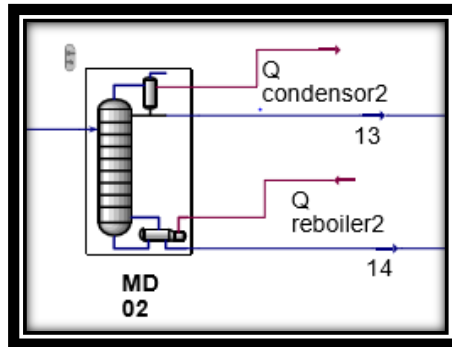


Gambar D.13 Menara Distilasi

Fungsi : Memisahkan bahan baku sisa dari produk perkloroetilen

Jenis : Sieve Tray Tower

Prinsip kerja : Menara distilasi merupakan bejana tegak yang berdiri pada skirt dan pondasi beton. Feed dialirkan kedalam kolom distilasi yang memiliki plate yang tersusun secara seri. Pada operasi normal uap bergerak keatas melalui lubang-lubang tray yang terdispersi oleh liquid yang mengalir diatasnya. akibat adanya kontak tersebut sejumlah liquid diuapkan, kemudian sebagai produk (distilat) dan sebagiannya dikembalikan kedalam kolom distilasi sebagai refluk. Hasil bawah akan dikeluarkan sebagai bottom produk.



Gambar D.14 Distilasi (MD-02)

Tabel D.5 Kondisi Operasi Distilasi (MD-02)

Kondisi	Temperatur (°C)	Tekanan (atm)	Laju alir ($\frac{\text{kg}}{\text{jam}}$)
Feed masuk	114,9	1	13.023,4291
Keluaran Top	45,10	1	413,6597
Keluaran Bottom	121,1	1	12.626,2626

Tabel D.6 Neraca Massa pada Distilasi (MD-02)

Komponen	Neraca massa masuk (kg/jam)	Neraca keluar (kg/jam)	
	F ₁₂	F ₁₃	F ₁₄
HCl	15,8945	15,8945	-
C ₂ H ₄ Cl ₂	396,5624	394,3561	3,4091
C ₂ Cl ₄	12.626,2626	3,4091	12622,8535
Jumlah	13.039,9223	413,6597	12.626,2626
Total	13.039,9223	13.039,9223	

Tabel D.7 Fraksi mol Campuran pada Distilasi (MD-02)

Komponen	Feed	Top (Alur 13)	Bottom (Alur 14)
C ₂ H ₄ Cl ₂	0,0012	0,0385	0000
C ₂ Cl ₄	0,0306	0,9533	0,00027
HCl	0,9682	0,0082	0,99973
Total	1	1	1

Tabel D.8 Viskositas dan Densitas Campuran pada Distilasi (MD-02)

Bagian	Viskositas (cP)	Densitas, ρ ($\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$)
Feed masuk	0,3985	1450
Top (Alur 13)	0,5679	1211
Bottom (Alur 14)	0,3858	1452

Perhitungan yang dilakukan untuk mengetahui spesifikasi Menara Distilasi (MD-02), meliputi :

1. Kondisi operasi
2. Spesifikasi *shell* (diameter, tinggi dan tebal) dan *head* menara
3. Spesifikasi *tray*
4. Spesifikasi alat penunjang menara distilasi

D.3.1 Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis *Tray* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990). Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan:

1. *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (tab. 9.22, ludwig, 1980)
2. Lebih ringan, murah karena pembuatannya lebih mudah
3. Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan.

D.3.2 Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis Carbon steel SA-283 grade C dengan pertimbangan :

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar
2. Struktur kuat
3. Tahan terhadap korosifitas tinggi

D.3.3 Kondisi Operasi

Menentukan kondisi operasi dengan menggunakan metode *McCabe-Thiele*. Berikut langkah menentukan kondisi operasi sebagai berikut:

- 1) Pengenalan dan asumsi

Metode grafik-matematika dapat ditentukan dengan nomor *tray* teoritis atau *stage* yang dibutuhkan untuk pemisahan campuran komponen A dan B digunakan metode *McCabe-Thiele*. Metode yang digunakan kesetimbangan massa sekitar bagian tower, yang digunakan untuk garis operasi kesetimbangan xy.

Persamaan kesetimbangan massa total:

$$F = D + W \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-3) (G.1)}$$

Persamaan kesetimbangan massa komponen:

$$F x_F = D x_D + W x_W \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-4) (G.2)}$$

2) Perhitungan bagian *enriching* (*section enriching*)

Section enriching merupakan perhitungan pada bagian atas tower distilasi dari umpan masuk menggunakan metode MCO

$$Y_{m+1} = L'/V' + (1-L'/V') \times X_D$$

Asumsikan $X = Y$ slope $1 - L'/V'$

3) Perhitungan bagian *stripping* (*section stripping*)

Section stripping merupakan perhitungan pada bagian bawah tower distilasi dari umpan masuk.

$$Y_{j+1} = L/V + (1-L/V) \times X_D$$

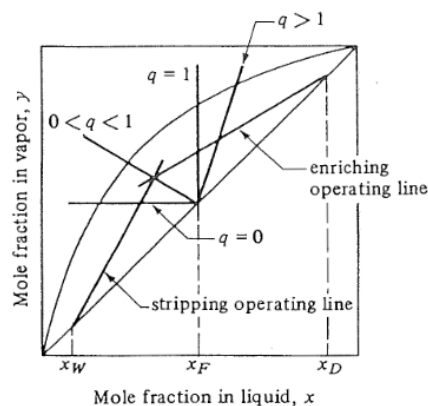
Menentukan garis operasi stripping section

Asumsikan $X = Y \longrightarrow$ slope $1 - L/V$

4) Pengaruh dari kondisi *feed*

$$q = \frac{H_v - H_F}{H_v - H_L} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers. 11.4-13) (G.8)}$$

Berikut gambar garis operasi dari *q line*:



Gambar D.15 Lokasi dari *q line* pada berbagai kondisi : cairan dibawah titik didih ($q > 1$), cairan pada titik didih ($q = 1$), cairan + uap ($0 < q < 1$), *saturated vapor* ($q = 0$)

D.3.4 Perhitungan Kondisi Operasi

Neraca massa total:

$$\text{Aliran Feed} = \text{Aliran bottom} + \text{Aliran overall heat}$$

$$13039,9223 \text{ kg/jam} = 12626,2626 \text{ kg/jam} + W$$

$$W = 413,6597 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa bagian *Top Product (section stripping)*:

$$\text{Rasio reflux (R)} = 1$$

$$R = L_n / D$$

$$L_n = 1 \times D$$

$$= 1 \times 12626,2626 \text{ kg/jam}$$

$$= 12626,2626 \text{ kg/jam}$$

Keseimbangan Total:

$$V_{n+1} = L_n + D$$

$$= 12626,2626 \text{ kg/jam} + 12626,2626 \text{ kg/jam}$$

$$= 25.252,5252 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa bagian *Top Product (Enriching section)*:

$$X_D = 0.9995$$

$$Y = \frac{XD}{R+1}$$

$$= \frac{0.9995}{1+1}$$

$$= 0.49975$$

Neraca massa bagian *bottom product (section stripping)*:

$$L_m = F$$

$$= 12626,2626 \text{ kg/jam}$$

$$V_{m+1} = L_m - W$$

$$= 12626,2626 \text{ kg/jam} - 413,6597 \text{ kg/jam}$$

$$= 12212,6029 \text{ kg/jam}$$

Menentukan garis operasi *stripping*:

$$Y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} X_m - \frac{w}{V_{m+1}}$$

$$= \frac{12626,2626 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{12212,6029 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}} 1 - \frac{80,74 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{12212,6029 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}$$

$$= 1$$

Dengan Slope = L_m / V_{m+1} intersept garis pada $x=0$

$$\begin{aligned} \text{Dengan slope} &= \frac{Lm}{Vm+1} \\ &= \frac{12626,2626 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{12212,6029 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}} = 1.03387 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kemiringan q line} &= \text{Slope} \frac{Lm}{Vm+1} \\ &= \text{Slope} \tan \alpha \\ 1,03387 &= \text{tg } \alpha \\ \alpha &= 90 - 1,03387 \\ \alpha &= 88,9661 \end{aligned}$$

D.3.5 Menentukan Spesifikasi Menara Distilasi

a. Jarak antar Tray

Tinggi *tray spacing* pada umumnya antara 0,3 – 0,6 m (Coulson, 1983).

Diambil *tray spacing* = 0,5 m.

- Laju alir massa bagian Atas

$$\text{Top product} = 413,6597 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor rate} = 0 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Liquid rate} = 413,6597 \text{ kg/jam}$$

- Laju alir massa bagian bawah

$$\text{Feed} = F = 13023,42918 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Botton Product} = D = 12626,2626 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor rate} = V = 0$$

$$\text{Liquid rate} = L = 12626,2626 \text{ kg/jam}$$

b. Perancangan Tray

$$\text{Tray spacing} = 2 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter menara, } D_c = 5 \text{ ft}$$

$$\text{Luas menara, } A_c (\pi/4 \times D_c^2) = 19,625 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas } \textit{downcomer}, A_d = 0,12 A_c = 2,355 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas } \textit{netto}, A_n = A_c - A_d = 17,27 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas aktif, } A_a = A_c - 2 A_d = 14,915 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas } \textit{hole}, A_h = 0,03 A_a = 0.4475 \text{ ft}^2$$

c. Perhitungan Perancangan Tray

Diameter menara, DC

$$DC = 5 \text{ ft}$$

Luas menara, Ac

$$\begin{aligned} Ac &= \frac{\pi}{4} \times DC^2 \\ &= 3.14 / 4 \times 5^2 \\ &= 19,625 \text{ ft} \end{aligned}$$

Luas downcomer, Ad

$$\begin{aligned} Ad &= 0,12 Ac \\ &= 0,12 \times 19,625 \\ &= 2,355 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas netto, An

$$\begin{aligned} An &= Ac - Ad \\ &= 19,625 - 2,355 = 17,27 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas Aktif, Aa

$$\begin{aligned} Aa &= Ac - 2 Ad \\ &= 19,625 - (2 \times 2,355) \\ &= 14,915 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas hole, Ah

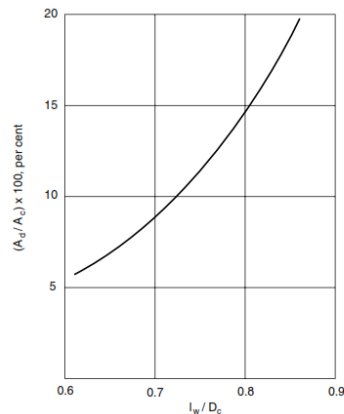
$$\begin{aligned} Ah &= 0,03 Aa \\ &= 0,03 \times 14,915 \\ &= 0,4475 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari *figure* 11.31 (Coulson, 1983), untuk $A_d/A_c = 0,12$ maka:

$$l_w/D_c = 0,77$$

$$\text{Panjang weir, } l_w = 0,77 \times D_c$$

$$= 3,85 \text{ ft}$$



Gambar D.17 Grafik penentuan panjang *weir*

d. Tinggi Weir (h_w)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi weir yang digunakan antara 40-90 mm. Tinggi *weir* yang direkomendasikan adalah antara 40 – 50 mm (Coulson,1983).

Tinggi weir yang digunakan (h_w) = 50 mm (0,164 ft)

e. Diameter Hole (d_h)

Diameter hole yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm, dan yang direkomendasikan adalah 5 mm (Coulson, 1983).

Diameter hole yang digunakan = 5 mm (0,016 ft)

f. Tebal Tray

Untuk bahan *carbon steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 3 mm.

Untuk menara distilasi ini digunakan bahan *carbon steel*, sehingga tebal *plate* yang digunakan = 5 mm (0.0164). (Coulson vol 6 1ed p465, 1983).

g. Layout Tray

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip around tray edge* dan 50 mm *wide calming zones*. Dari fig.11.32 (Coulson, 1983, hal.465), untuk $l_w/D_c = 0,77$, maka : $\theta_c = 99^\circ$

Derajat *tray edge*

$$(\alpha) = 180 - \theta_c$$

$$= 180 - 99 = 81^\circ$$

$$l_h/D_c = 0,17$$

Panjang rata-rata *unperforated edge strips*

$$L_{av} = \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (D_c - 0,164)$$

$$\begin{aligned} L_{av} &= \frac{81}{180} \times \pi \times (5 - 0,164) \\ &= 6,833 \text{ ft} \end{aligned}$$

Luas *unperforated edge strips*

$$\begin{aligned} (A_{up}) &= 0,164 \times L_{av} \\ &= 0,164 \times 6,833 \text{ ft} \\ &= 1,121 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas *calming zone*

$$\begin{aligned} (A_{cz}) &= 2 \times h_w \times (l_w - (2 \times h_w)) \\ &= 2 \times 0,164 \text{ ft} \times (3,85 \text{ ft} - 0,328) \\ &= 1,183 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas total tersedia untuk perforasi

$$\begin{aligned} A_p &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) \\ &= 14,915 \text{ ft}^2 - (1,121 \text{ ft}^2 + 1,183 \text{ ft}^2) \\ &= 12,61 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{Ah}{A_p} = \frac{0,4475}{12,61} = 0,035$$

Untuk Ah / A_p sebesar 0,035 maka diperoleh I_p / d_h sebesar 2.5 (Coulson,1983)

Hole pitch

$$\begin{aligned} (I_p) &= \frac{I_p}{d_h} \times d_h \\ &= 2,5 \times 0,016 \text{ ft} \\ &= 0,04 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas 1 lubang} &= \frac{\pi}{4} \times d_h^2 \\ &= 0,785 \times (0,016 \text{ ft})^2 \\ &= 2,00 \times 10^{-4} \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lubang} &= \frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}} \\ &= \frac{0,4475}{2,00 \times 10^{-4}} = 2.238 \text{ lubang} \end{aligned}$$

C. Spesifikasi Tray

Diameter tray (D_c) = 5 ft

Diameter lubang (d_h) = 0,016 ft

Hole pitch (l_p) = 0,04 ft

Jumlah hole = 2.283 lubang

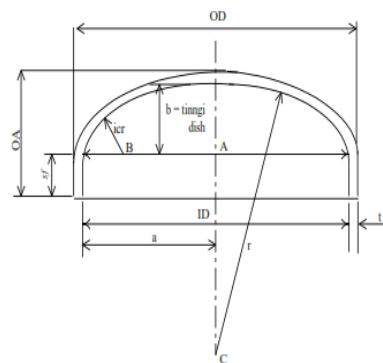
Tray spacing = 2 ft

Tray thickness = 0,0164 ft

Panjang weir = 3,85 ft

Tinggi weir = 0,164 ft

D.3.6 Menentukan Tebal Dinding dan Head Menara



Gambar D.18 Torispherical flanged and dished head

Keterangan:

t_h = Tebal head (in)

i_{cr} = Inside corner radius (in)

- r = Radius of dish (in)
 s_f = Straight flange (in)
 OD = Diameter luar (in)
 ID = Diameter dalam (in)
 b = Depth of dish (in)
 OA = Tinggi head (in)

a. Menentukan Tebal Shell

Data perhitungan:

$$P_{\text{operasi}} = 14,696 \text{ Psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times P_{\text{operasi}}$$

$$= 17,6352 \text{ Psi}$$

Material *Carbon steel SA-299 grade C* (alasan pemilihan material : tahan terhadap korosifitas dan memiliki struktur kuat)

$$f = 75000 \text{ psi (Brownell and Young, 1959, Appendix D)}$$

$$c = 0,125 \text{ in (Brownell and Young, 1959)}$$

$$E = 0,8 \text{ (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)}$$

$$D = 59,055 \text{ in}$$

$$r_i = 29,5275 \text{ in (0,749 m)}$$

Persamaan yang digunakan untuk menentukan tebal *shell* sebagai berikut:

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c \quad \text{(Brownell \& Young, 1959, pers. 13.11)}$$

Keterangan:

$$t_s = \text{Tebal shell (in)}$$

$$P = \text{Tekanan operasi (psi)}$$

$$f = \text{Allowable stress (psi)}$$

$$r_i = \text{Jari-jari shell (in)}$$

$$E = \text{Efisiensi pengelasan}$$

$$c = \text{Faktor korosi (in)}$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c$$

$$= \frac{14,696 \times 29,5275}{75000 \times 0,8 - 0,6 \times 14,696} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1974 \text{ in} = 0,01645 \text{ ft}$$

Digunakan tebal standar untuk *shell* : 3/16 in = 0,016 in

b. Menentukan Tebal Head

$$\text{OD} = \text{ID} + (2 \times t_c)$$

$$= 59,055 + (2 \times 3/16)$$

$$= 59,43 \text{ in (4,9525 ft)}$$

dari Tabel 5.7 hal. 89 Brownell and Young:

$$i_{cr} = 3,58 \text{ in}$$

$$r_c = 60 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{i_{cr}}} \right)$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{60}{3,58}} \right)$$

$$w = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{16,76})$$

$$w = 1,77 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 f_s - 0,2 P} = \frac{14,696 \times 60 \times 1,77}{2 \times 75000 \times 0,8 - 0,2 \times 14,696} = \frac{1560,7152}{119997,06} = 0,013 \text{ in}$$

$t_{\text{head standar}} = 1,75 \text{ in}$ maka tebal yang digunakan: 2 in

$$t_{\text{head}} = 1,75 \text{ in (0,146 ft)}$$

Untuk diameter distilasi 59,055 in, dari tabel 5,11 hal. 94 Brownell and Young maka $sf = 2 - 3 \text{ in}$. Diambil $sf = 3 \text{ in}$

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - i_{cr})^2 - \left(\frac{ID}{2} - i_{cr}\right)^2}$$

$$b = 60 - \sqrt{(60 - 3,58)^2 - \left(\frac{29,5276}{2} - 3,58\right)^2}$$

$$b = 3,59 \text{ in} = 0,299 \text{ ft}$$

c. Tinggi Head (OA)

Dari Tabel 5.8 Brownell & Young, untuk diameter distilasi = 59,055 in, sf = 2 – 3 in dan dipilih sf = 3 in.

$$\begin{aligned} \text{OA} &= \text{th} + \text{b} + \text{sf} \\ &= (1,75 + 3,59 + 3) \text{ in} \\ &= 8,34 \text{ in (0,695 ft)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= r_i - \text{icr} \\ &= 29,9025 - 3,58 \\ &= 26,3225 \text{ in (2,193 ft)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r_c - \text{icr} \\ &= 60 - 3,58 \\ &= 56,42 \text{ in (4,701 ft)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AC} &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{56,42^2 - 26,3225^2} \\ &= 49,90 \text{ in (4,158 ft)} \end{aligned}$$

d. Head Menara

Data perhitungan:

$$\text{Diameter kolom (D}_c) = 5 \text{ ft}$$

$$\text{Luas kolom (A}_c) = 19,625 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head} &= 0,000049 D_c^3 \\ &= 0,000049 (5)^3 \\ &= 0,006125 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head pada sf} &= \pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{sf} \\ &= 3,14/4 \times (29,5275)^2 \times 3 \\ &= 2053,262 \text{ in}^3 \\ &= 1188 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume total head} = V_{\text{head tanpa sf}} + V_{\text{head pada sf}}$$

$$= 0,006125 \text{ ft}^3 + 1188 \text{ ft}^3$$

$$= 1188,006125 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Blank diameter} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2\text{sf} + 2/3 \cdot i_{cr} \\ &= 29,9025 + 29,9025/24 + 2 \times 3 + 2/3 \times 3,58 \\ &= 29,9026 + 1,2459 + 6 + 1,25 \\ &= 39,5112 \text{ in (3,2926 ft)} \end{aligned}$$

Untuk bagian *bottom* kolom:

$$Q = \frac{L}{\rho_L}$$

$$Q = \frac{12626,2626}{1452}$$

$$Q = 8,6957 \text{ m}^3/\text{jam} = 5,118 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal cairan di bawah *plate* terakhir : 5 - 10 menit (Ulrich, 1984).

Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= Q \times \text{waktu tinggal} \\ &= 5,118 \text{ ft}^3/\text{menit} \times 5 \text{ menit} \\ &= 25,59 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam *shell* (H_L):

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= \frac{\pi}{4} Dc^2 H_L \\ HL &= \frac{V_{\text{cairan}}}{\pi/4 \times 5^2} = \frac{25,59}{3,14/4 \times 5^2} = 1,3039 \text{ ft} \end{aligned}$$

e. Tinggi Total Menara

Jarak dari <i>plate</i> teratas	= 0,166 ft
Tinggi penyangga menara	= 0,166 ft
Jumlah <i>plate</i>	= 40 buah
Tebal <i>plate</i>	= 0,0104 ft
Tinggi <i>head</i> dengan tebal <i>head</i>	= OA - sf
	= 8,34 in - 3
	= 5,34 in = 0,445 ft
Tinggi di bawah <i>plate</i> terbawah	= $H_L + (OA - sf)$

$$= 0,08879 + (0,445 \text{ ft}) = 0,5337 \text{ ft}$$

Tinggi total = (Jarak dari *plate* teratas + (Jumlah *plate* - 1 x *Tray spacing*)
+ Tebal *plate* + Tinggi *head* dengan tebal *head* + Tinggi
di bawah *plate* terbawah)

$$\begin{aligned} (H_v) &= (0,166 + (40-1 \times 2 \text{ ft}) + 0,0104 \text{ ft} + 0,445 \text{ ft} + 0,5337 \text{ ft}) \\ &= 79,1551 \text{ ft} \end{aligned}$$

D.3.7 Menentukan Ukuran pipa Pemasukan dan Pengeluaran

a. Pipa feed

Diketahui:

$$G = 13023,42918 \text{ kg/jam} = 3,6176 \text{ kg/s}$$

$$\mu = 0,3985 \text{ cP} = 0,0003985 \text{ Pa.s}$$

$$\rho = 1450 \text{ kg/m}^3$$

Diameter optimum (D_i , optimum):

$$\begin{aligned} D_{i\text{optimum}} &= 352,8 G^{0,52} \times \mu^{0,03} \times \rho^{-0,37} \\ &= 352,8 (3,6176)^{0,52} \times (0,0003985)^{0,03} \times (1450)^{-0,37} \\ &= 352,8 (1,9515) \times (0,7907) \times (0,06765) \\ &= 36,264 \text{ mm} = 1.4277 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (kern, 1965 Tabel 11 hal.844)

$$\text{Nominal pipe standar (NPS)} = 1 \frac{1}{2}$$

$$\text{Schedule number} = (80 \text{ standar})$$

$$\text{ID} = 1,50 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,90 \text{ in}$$

b. Pipa Keluar dari puncak Menara

Diketahui:

$$G = 413,6597 \text{ kg/jam} = 0,1149 \text{ kg/s}$$

$$\mu = 0,5679 \text{ cP} = 0,0005679 \text{ Pa.s}$$

$$\rho = 1211 \text{ kg/m}^3$$

Diameter optimum (D_i , optimum):

$$\begin{aligned} D_{i\text{optimum}} &= 352,8 G^{0,52} \times \mu^{0,03} \times \rho^{-0,37} \\ &= 352,8 (0,1149)^{0,52} \times (0,0005679)^{0,03} \times (1211)^{-0,37} \end{aligned}$$

$$= 352,8 (0,3246) \times (0,7991) \times (0,072)$$

$$= 6,5888 \text{ mm} = 0,2594 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (kern, 1965 Tabel 11 hal.845)

Nominal pipe standar (NPS) = 1/8 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 0,269 in

OD = 0,405 in

c. Pipa Keluar dari puncak bawah Menara

Diketahui:

$$G = 12626,2626 \text{ kg/jam} = 3,5072 \text{ kg/s}$$

$$\mu = 0,3868 \text{ cP} = 0.0003868 \text{ Pa.s}$$

$$\rho = 1452 \text{ kg/m}^3$$

Diameter optimum (D_i , optimum):

$$D_{i\text{optimum}} = 352,8 G^{0,52} \times \mu^{0,03} \times \rho^{-0,37}$$

$$= 352,8 (3,5072)^{0,52} \times (0.0003868)^{0,03} \times (1452)^{-0,37}$$

$$= 352,8 (1,9203) \times (0,7899) \times (0,06761)$$

$$= 36,181 \text{ mm} = 1,424 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (kern, 1965 Tabel 11 hal.844)

Nominal pipe standar (NPS) = 1 1/2 in

Schedule number = 80 (standar)

ID = 1,50 in

OD = 1,90 in

D.3.8 Berat Menara

Berat total kolom = berat vessel + berat material

1. Berat vessel dan perlengkapannya

a. Berat shell

Data perhitungan:

$$\text{ID shell} = 59,055 \text{ in} = 4,9212 \text{ ft}$$

$$t_s = 0,1974 \text{ in} = 0,01645 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
\text{OD shell} &= 59,43 \text{ in} = 4,9525 \text{ ft} \\
H_v &= 79,1551 \text{ ft} \\
\rho_{\text{carbon steel}} &= 288,32 \text{ lb/ft}^3 \\
\text{Volume shell} &= \frac{1}{4} \pi \times H_v \times (\text{OD}^2 - \text{ID}^2) \\
&= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 79,1551 \times ((4,9525)^2 - (4,9212)^2) \\
&= 19,203 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Berat shell total} &= \text{Volume shell} \times \rho_{\text{carbon steel}} \\
&= 19,203 \text{ ft}^3 \times 288,32 \text{ lb/ft}^3 \\
&= 5.536,6565 \text{ lb}
\end{aligned}$$

b. Berat dish head

Data perhitungan:

$$\begin{aligned}
\text{ID Head} &= 59,055 \text{ in} = 4,9212 \text{ ft} \\
\text{th} &= 1,75 = 0,146 \text{ ft} \\
\text{Blank Diameter} &= 39,5112 \text{ in} = 3,2926 \text{ ft} \\
\text{Volume dish head} &= \frac{1}{4} \pi \times \text{th} \times (\text{bd}^2) \\
&= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,146 \times (3,2926)^2 \\
&= 1,2415 \text{ lb} \\
\text{Berat head} &= \text{Volume dish head} \times \rho_{\text{carbon steel}} \\
&= 1,2415 \text{ lb} \times 288,32 \text{ lb/ft}^3 \\
&= 358,2376 \text{ lb} \\
\text{Berat head dan bottom} &= 2 \times 358,2376 \text{ lb} \\
&= 716,4752 \text{ lb}
\end{aligned}$$

c. Berat Jaket (Isolator)

Data Perhitungan:

$$\rho_{\text{isolator}} = 288,32 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume isolator} &= \pi (D_c) (H_v) (\text{sf}) \\ &= 3,14 \times 5 \text{ ft} \times 79,1551 \text{ ft} \times 0,250 \text{ ft} \\ &= 310,6837 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat isolator} &= \text{Volume isolator} \times \rho_{\text{isolator}} \\ &= 310,6837 \text{ ft}^3 \times 288,32 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 89.576,344 \text{ lb} \end{aligned}$$

d. Berat fluida dalam kolom

Berat bahan baku:

$$\text{Volume } \textit{feed} = 317,23165 \text{ ft}^3$$

$$\text{Densitas } \textit{feed} \text{ dalam kolom} = 90,51 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Berat fluida dalam kolom} &= \text{Volume } \textit{feed} \times \text{Densitas } \textit{feed} \\ &= 317,23165 \text{ ft}^3 \times 90,51 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 28.712,6366 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berat Total kolom:

$$\begin{aligned} \text{Berat total kolom} &= (\text{Berat shell} + \text{berat dish \& bottom} + \text{berat isolator} + \\ &\quad \text{berat fluida dalam kolom}) \\ &= 5.536,6565 + 716,4752 + 89.576,344 + 28.712,6366 \\ &= 124.542,112 \text{ lb} \end{aligned}$$

D.3.9. Wind loading

$$\text{Tekanan dinamis angin} = \frac{1}{2} C_d \rho a U_w$$

$$\text{Untuk smooth eylinder} = 0,05 U_w$$

$$\text{Design } 160 \text{ km/hr} \quad = (0,05)(160) = 1280 \text{ N/m}^3$$

Sehingga, tekanan angin adalah 1280 N/m^3

$$\text{Diameter rata-rata, termasuk isolator} = D_i + 2 (t_s + t_{ins})$$

$$= 1,5 + 2 (3 + 75) \times 10^{-3}$$

$$= 1,656 \text{ m}$$

$$\text{Loading (per linear meter) } F_w = \text{Diameter rata-rata termasuk isolator} \times \text{tekanan angin } x^2$$

$$= 1280 \text{ N/m}^3 \times 1,656 \text{ m}$$

$$= 2119,68 \text{ N/m}$$

$$\text{Bending moment, } M_x = F_w \left(\frac{x^2}{2} \right)$$

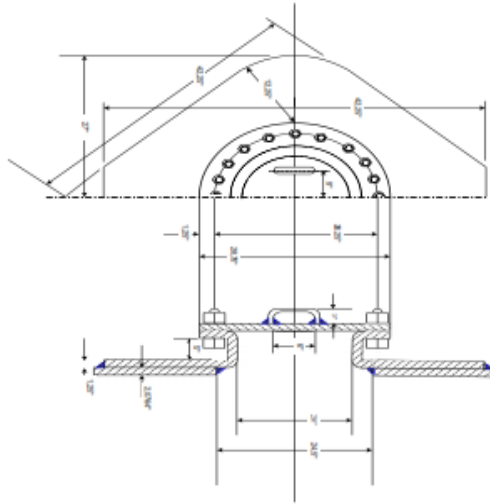
$$= (2119,68 \text{ N/m}) \left(\frac{24,1264^2}{2} \right)$$

$$= 616.915,035 \text{ Nm}$$

Dimana $x = H_v = 79,1551 \text{ ft}$ (Ketinggian Menara).

D.3.10 Desain *Manhole Acces (shell Manhole)*

Manhole merupakan lubang pemeriksaan yang diperlukan pada saat pembersihan atau pemeriksaan pada bagian dalam kolom. Setiap *pressure vessel* yang dalam operasinya melibatkan liquid ataupun vessel yang di dalamnya terdapat lain seperti *impeler*, *packing*, *plate*, dan lainnya sebaiknya dilengkapi dengan *manhole* yang tujuannya untuk pemeriksaan dan perbaikan. Untuk *vessel* dengan diameter antara 48 in sampai 96 in, digunakan *manhole* dengan diameter dalam minimal 15 in. (Megyesy, 2001). *Manhole* dipasang dengan tujuan sebagai tempat untuk perbaikan *plate*.



Gambar D.19 Detail desain *manhole*

Direncanakan manhole dipasang pada bagian samping sisi kolom sebanyak 3 buah dengan ukuran standar 20 in berdasarkan rekomendasi API standar 12 C. Maka konstruksi manhole berdasarkan rekomendasi API Standar 12 C (Brownell and Young, appendix F item 3 dan 4) dengan spesifikasi:

Diameter manhole (ID) = 20 in

Ketebalan *cover plate* = 5/8 in

Bolting-flange thickness after finishing = 1/2 in

Dimensi *manhole* 20 in berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C :

Ketebalan *shell manhole* = 0,3125 in

Ukuran *Fillet Weld A* = 0,1875 in

Ukuran *Fillet Weld B* = 0,3125 in

Approx radius (R) = 5/8 in

Length of side (L) = 45 in

Width of reinforcing plate (W) = 54 in

Max diameter of hole in shell = 24,5 in

Inside diameter of manhole = 20 in

Diameter bolt circle (DB) = 26,25 in

Diameter of cover plate (DC) = 28,7 in

6.2.11 Peralatan Penunjang Kolom Distilasi

a. Desain skirt support

Skirt adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menjaga vertikal *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu, ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari *skirt* harus mampu untuk menahan *dead weight* dan *bending moment* dari *vessel*. Ketebalan *skirt* harus lebih dari 6 mm.

Momen pada base

Penentuan besarnya momen pada base dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$M = P_w D_{is} H. h_l \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

$$P_w = \text{wind pressure } 25 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Tabel 9.1, Brownel, 1959})$$

$$D_{is} = \text{diameter menara dengan isolator} = 4,9525 \text{ ft}$$

$$H = \text{tinggi total menara} = 21,593 \text{ ft}$$

$$h_l = \text{level arm} = H/2 = 10,7965 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh momen pada base:

$$\begin{aligned} M &= P_w D_{is} H. h_l \\ &= 25 \times 4,9525 \times 21,593 \times 10,7965 \\ &= 28.864,263 \text{ ft.lb} \end{aligned}$$

Momen pada ketinggian tertentu (batas penyambung skrit)

Penentuan besarnya momen pada ketinggian tertentu dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$M_T = M - h_T (V - 0,5 P_w D_{is} h_T) \quad (\text{Megesy, 1983}) \quad (6.46)$$

$$V = \text{total shear} = 76,225 \text{ lb}$$

$$h_T = \text{ketinggian skirt} = 10 \text{ ft}$$

Sehingga besarnya momen pada batas penyambung:

$$\begin{aligned} M_T &= M - h_T (V - 0,5 P_w D_{is} h_T) \\ &= 28.864,263 - 10 (76,225 - (0,5 \times 25 \times 4,9525 \times 10)) \\ &= 28.864,263 - 10 (542,8375) \end{aligned}$$

$$= 23.435,888 \text{ ft.lb}$$

Menentukan tebal *skirt*

Penentuan tebal *skirt* dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$t = \frac{12 \times M_T}{R^2 \pi SE} + \frac{W}{D \pi SE} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

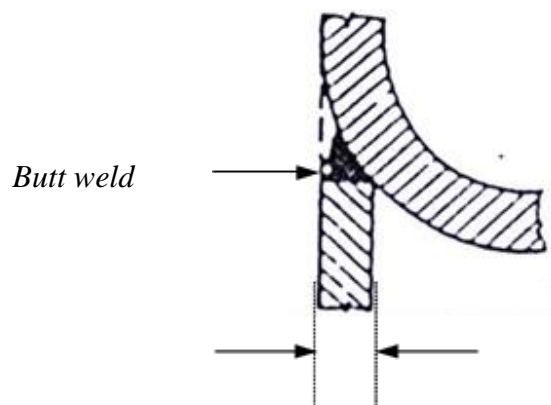
Keterangan:

- D_o = diameter luar *skirt* (*cylindrical skirt*) = 37,5 in
 E = efisiensi penyambung kolom dan *skirt* = 0,6 (*butt joint welding*)
 M_T = momen pada penyambung *skirt* & *vessel* = 23.435,888 ft lb
 R = radius luar *skirt* = 18,75 in
 S = nilai *stress* dari *head*, bahan *stainless steel* = 15000 psi
 W = berat kolom pada kondisi beroperasi = 46.953,3604 lb

Sehingga diperoleh tebal *skirt*:

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{12 \times M_T}{R^2 \pi SE} + \frac{W}{D \pi SE} \\
 &= \frac{12 \times 23.435,888}{18,75^2 \times 3,14 \times 15000 \times 0,6} + \frac{46.953,3604}{37,5 \times 3,14 \times 15000 \times 0,6} \\
 &= 2,38 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal *skirt* dan penyambungan kolom dan *skirt* dapat dilihat pada Gambar 6.7 sebagai berikut:



Tebal *skirt*

Gambar D.20 Desain *skirt* menara distilasi

b. Desain anchor bolt

Vertikal vessel harus merekat erat pada *concrete foundation*, *skirt* atau yang lain dengan *anchor bolt* dan *base (bearing) ring*. Jumlah *anchor bolt* harus 4 atau kelipatannya untuk setiap vertikal vessel, agar merekat kuat pada *concrete foundation*. *Anchor bolt* sebaiknya tidak dipasang terlampau dekat, yakni tidak kurang dari 18 in pada vessel yang diameter kecil, agar jarak minimal dari *anchor bolt* terpenuhi sebaiknya menggunakan *conical skirt* atau *wider base ring with gussets*, atau *anchor bolt chair*.

Menentukan maximum tension

Penentuan maximum tension dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$T = \frac{12 M}{A_B} - \frac{W}{C_B}$$

Keterangan:

M = momen pada *base ring* berdasarkan tekanan angin = 23958,825 ft.lb

W = berat vessel (pada ereksi) = 84201,658 lb

Diameter tempat *bolt-bolt* dipasang sebesar 30 in (Megyesy, 2001)

A_B = Area di dalam lingkaran *bolt*
= 707 in²

C_B = *Circumference* pada lingkaran *bolt*
= 94 in

Sehingga *tension* maksimum pada *bolt*:

$$\begin{aligned} T &= \frac{12 M}{A_B} - \frac{W}{C_B} \\ &= \frac{12 \times 23958,825}{707} - \frac{23968,930}{94} \\ &= 151,667 \text{ lb/lin.in} \end{aligned}$$

Menentukan area bolt

Penentuan besarnya area *bolt* dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$B_4 = \frac{T C_B}{S_{B N}}$$

Keterangan:

- T = maximum tension dari bolt = 151,667 lb/lin.in
 S_B = maximum allowable stress value dari material bolt bahan (SA 307)
 = 15000 psi (Megyesy, 2001)
 C_B = *circumference* pada lingkaran *bolt* = 94 in
 N = jumlah *anchor bolts* = 8 buah

Diperlukan *bolt area*

$$\begin{aligned} B_4 &= \frac{T C_B}{S_{B N}} \\ &= \frac{151,667 \times 94}{15000 \times 8} \\ &= 0,118 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Dipakai *bolt area* seluas = 0,126 in²

Area *bolt* 0,126 in² maka ukuran bolt = ½ (Tabel A Megyesy, 2001)

Bolt root area = 0,118 in²

Faktor korosi = 0,125 in² +

Total = 0,369 in²

Bolt area yang digunakan seluas (B₄) = 1,054 in²

Sehingga digunakan 8 buah bolt berukuran = 1,375 in

I₂ = 1,875 in

I₃ = 1,375 in

Desain *anchor bolt chair*

Pada menara distilasi, *anchor bolt* didesain dengan menggunakan *chair* agar lebih kuat dan mampu untuk menahan menara bermuatan berat, digunakan *bolt* dengan ukuran 1,375 in maka dari tabel standar *chair anchor bolt*, tabel berdasarkan Scheiman A.D. *Short Cuts to anchor Bolting and Base Ring Sizing*, Petroleum Refiner, June 1963 (Megyesy, 2001). Tabel standar *chair anchor bolt* sebagai berikut:

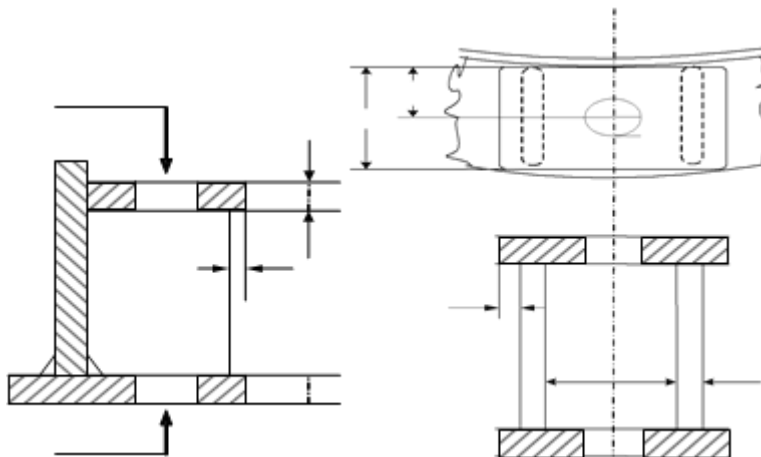
DIMENSIONS inches							
Anchor bolt diam.	A	B	C	D	E	F	G
1	1 3/4	3	2 1/2	1/2	3/4	1 1/4	1 1/2
1 1/8	1 7/8	3	2 1/2	1/2	3/4	1 3/8	1 5/8
1 1/4	2	3	2 1/2	1/2	1	1 1/2	1 3/4
1 3/8	2 1/8	4	3	5/8	1	1 5/8	1 7/8
1 1/2	2 1/4	4	3	5/8	1 1/4	1 3/4	2
1 5/8	2 3/8	4	3	5/8	1 1/4	1 7/8	2 1/8
1 3/4	2 1/2	5	3 1/2	3/4	1 1/2	2	2 1/4
1 7/8	2 5/8	5	3 1/2	3/4	1 1/2	2 1/8	2 3/8
2	2 3/4	5	3 1/2	3/4	1 3/4	2 1/4	2 1/2
2 1/4	3	6	4	1	1 3/4	2 1/2	2 3/4
2 1/2	3 1/4	6	4	1	2	2 3/4	3
2 3/4	3 1/2	7	5	1 1/4	2 1/2	3	3 1/4
3	3 3/4	7	5	1 1/4	2 1/2	3 1/4	3 1/2

Gambar D.21 standar *chair anchor bolt*

Sehingga diperoleh data:

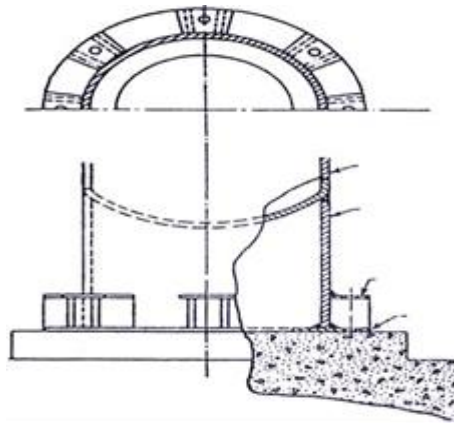
- A = 2 1/8
- B = 4
- C = 3
- D = 5/8
- E = 1
- F = 1 5/8
- G = 1 7/8

Dengan desain seperti Gambar D.21 sebagai berikut:



Gambar D.22 Desain *Anchor Bolt Chair*

Berikut ini adalah gambar penyangga menara distilasi



Gambar D.23 Sketsa Penyangga Menara Distilasi

LAMPIRAN E

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT UTILITAS

E.1 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Air Sungai (L-401)

Fungsi : Memompa air dari sungai ke bak penampungan air

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (2 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,00054 \frac{\text{lbm}}{\text{ft. s}}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{F}{\rho} \dots\dots\dots (\text{E.1})$$

$$= \frac{3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned}
D_{\text{opt}} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \quad (\text{E.2}) \\
&= 3,9 \times \left(52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \times \left(62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\
&= 20,203 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari appendix B.16 Crane, 1988, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 22 in

Schedule number = 30

Diameter dalam (ID) = 21 in = 1,750ft

Diameter luar (OD) = 22 in = 1,833 ft

Inside sectional area = 2,405 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (E.3)$$

$$V = \frac{52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{2,405 \text{ ft}^2}$$
$$= 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Sehingga :

$$NRe = \frac{\rho \times D \times V}{\mu} \dots\dots\dots (E.4)$$

$$NRe = \frac{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,750 \text{ ft} \times 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,00054 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

= 436033,514583 > 2.100 (aliran turbulen)

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ m dan $\epsilon/D = 0,000086$. Maka harga $f = 0,00275$ (Gbr 2.10-3, Geankoplis,1997). Kehilangan karena gesekan (*friction loss*) :

1. 1 *sharp edge enterance* (h_c)

$$Hc = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.5)$$

$$= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 5,00445 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

2. 2 elbow 90° (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times gc} \right) \dots\dots\dots (E.6)$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{\left(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbf.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 10,9212 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

3. 1 check valve (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times gc} \right) \dots\dots\dots (E.7)$$

$$= 1 \times 2 \times \frac{\left(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbf.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 14,5616 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

4. Pipa Lurus 50 ft (F_f)

$$F_f = 4 \times f \times \left(\frac{\Delta L}{D_i} \right) \times \frac{v^2}{2 \times a \times gc} \dots\dots\dots (E.8)$$

$$= 4 \times 0,00275 \times \left(\frac{50 \text{ ft}}{1,750 \text{ ft}} \right) \times \frac{\left(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbf.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 2,2883 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

5. 1 sharp edge exit (h_{ex})

$$\begin{aligned}
Hex &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.9) \\
&= (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{ft}{s})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{lbm \cdot ft}{lbf \cdot s^2}} \\
&= 7,28081 \frac{ft \cdot lbf}{lbm}
\end{aligned}$$

Sehingga total *frictional loss* yang terjadi pada sistem perpipaan:

$$\Sigma F = 40,05636 \frac{ft \cdot lbf}{lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots (E.10)$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 2.116,213 \frac{lbf}{ft^2}$$

$$P_2 = 2.116,213 \frac{lbf}{ft^2}$$

$$\Delta P = 0 \frac{lbf}{ft^2}$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \frac{ft}{s^2}}{32,174 \frac{ft \cdot lbm}{lbf \cdot s^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 40,05636 \frac{ft \cdot lbf}{lbm} + W_s = 0$$

$$W_s = -90,05636 \frac{ft \cdot lbf}{lbm}$$

Untuk efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$, maka:

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{W_s}{-\eta} \dots\dots\dots (E.11) \\
 &= \frac{-90,05636}{-0,8} \\
 &= 112,57045 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}
 \end{aligned}$$

Daya Pompa

$$\begin{aligned}
 P &= m \times W_p \dots\dots\dots (E.12) \\
 &= 3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}} \times 112,57045 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}} \\
 &= 364264,94268 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{s}} \\
 &= 662,2991 \text{ Hp} \\
 &= 493,8777 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

2. Bak Penampung Air (BP-101)

Fungsi : Menampung air sungai untuk mengendapkan partikel-partikel yang besar tanpa bantuan bahan kimia

Jenis : Bak dengan permukaan bentuk persegi

Jumlah : 3 Unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : Beton

Densitas air (ρ) : $62,161 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$

Laju alir massa (F) : $3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$

Laju volumetrik air : $52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$

Bak pengendap dirancang untuk menampung air selama 1 hari

Volume air buangan : $(42.228,047 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}} \times 1 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}) = 1.013.473,140 \text{ ft}^3$

Bak terisi 90% maka volume bak = $1.126.081,266 \text{ ft}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut :

- Panjang bak = $2 \times \text{lebar bak (l)}$ (E.13)

- tinggi bak = lebar bak (l)

maka, volume bak = $p \times L \times t$ (E.14)

$1.126.081,266 \text{ ft}^3 = 2L \times L \times L$, maka $L = 82,575 \text{ ft}$

Jadi,

Panjang bak = $165,149 \text{ ft}$

Lebar bak = $82,925 \text{ ft}$

Tinggi bak = $82,575 \text{ ft}$

3. Pompa Bak Pengendapan (L-411)

Fungsi : Memompa air dari bak pengendapan air ke *clarifier*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (2 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,00054 \frac{\text{lbm}}{\text{ft} \cdot \text{s}}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{F}{\rho} \dots\dots\dots (\text{E.15})$$

$$= \frac{3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \quad (\text{E.16}) \\ &= 3,9 \times \left(52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \times \left(62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 20,203 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari appendix B.16 Crane, 1988, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 22 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 30$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 21 \text{ in} = 1,750 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 22 \text{ in} = 1,833 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 2,405 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (E.17)$$

$$V = \frac{52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{2,405 \text{ ft}^2}$$

$$= 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Sehingga :

$$\text{NRe} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu} \dots\dots\dots (E.18)$$

$$\text{NRe} = \frac{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,750 \text{ ft} \times 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,00054 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

$$= 436033,514583 > 2.100 \text{ (aliran turbulen)}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015 \text{ m}$ dan $\epsilon/D = 0,000086$. Maka harga $f = 0,00275$ (Gbr 2.10-3, Geankoplis,1997). Kehilangan karena gesekan (*friction loss*) :

1. 1 *sharp edge entrance* (h_c)

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (E.19)$$

$$= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 5,00445 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

2. 2 elbow 90° (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times gc} \right) \dots\dots\dots (E.20)$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{(21,645 \frac{ft}{s})^2}{2 \times 32,174 \frac{lbm \cdot ft}{lbf \cdot s^2}}$$

$$= 10,9212 \frac{ft \cdot lbf}{lbm}$$

3. 1 check valve (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times gc} \right) \dots\dots\dots (E.21)$$

$$= 1 \times 2 \times \frac{(21,645 \frac{ft}{s})^2}{2 \times 32,174 \frac{lbm \cdot ft}{lbf \cdot s^2}}$$

$$= 14,5616 \frac{ft \cdot lbf}{lbm}$$

4. Pipa Lurus 50 ft (F_f)

$$Ff = 4 \times f \times \left(\frac{\Delta L}{Di} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.22)$$

$$= 4 \times 0,00275 \times \left(\frac{50 \text{ ft}}{1,750 \text{ ft}} \right) \times \frac{(21,645 \frac{ft}{s})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{lbm \cdot ft}{lbf \cdot s^2}}$$

$$= 2,2883 \frac{ft \cdot lbf}{lbm}$$

5. 1 sharp edge exit (h_{ex})

$$Hex = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.23)$$

$$= (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf. s}^2}}$$

$$= 7,28081 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Sehingga total *frictional loss* yang terjadi pada sistem perpipaan:

$$\Sigma F = 40,05636 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad \dots\dots\dots (E.24)$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$P_2 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta P = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,174 \frac{\text{ft. lbm}}{\text{lbf. s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 40,05636 \frac{\text{ft. lbf}}{\text{lbm}} + W_s = 0$$

$$W_s = -90,05636 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Untuk efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$, maka:

$$\begin{aligned}
W_p &= \frac{W_s}{-\eta} \dots\dots\dots (E.25) \\
&= \frac{-90,05636}{-0,8} \\
&= 112,57045 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}
\end{aligned}$$

Daya Pompa

$$\begin{aligned}
P &= m \times W_p \dots\dots\dots (E.26) \\
&= 3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}} \times 112,57045 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}} \\
&= 364264,94268 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{s}} \\
&= 662,2991 \text{ Hp} \\
&= 493,8777 \text{ kW}
\end{aligned}$$

4. Tangki Pelarutan Alumina Sulfat [Al₂(SO₄)₃]

Fungsi : Membuat larutan alum [Al₂(SO₄)₃]

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA-240 grade C

Jumlah : 1 Unit

Volume Tangki :

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan = 50 ppm

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan berupa larutan 30% (% berat)

$$\text{Laju massa Al}_2(\text{SO}_4)_3 = 0,012 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas Al}_2(\text{SO}_4)_3 \text{ 30\%} = 85,089 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \text{ (Perry, 1997)}$$

$$\text{Kebutuhan perancangan} = 30 \text{ hari}$$

$$\text{Kapasitas penampungan} = \frac{0,004 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari} \times 3.600 \frac{\text{s}}{\text{hr}}}{85,089 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}} \dots\dots\dots \text{ (E.27)}$$

$$= 121,8488876 \text{ ft}^3$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

maka :

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 121,8488876 \text{ ft}^3$$

$$= 146,2186652 \text{ ft}^3$$

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki (Vs)

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \text{ (Brownell \& Young, 1959)} \dots\dots\dots \text{ (E.28)}$$

Dimana:

Vs = volume silinder (ft³)

Di = diameter dalam silinder (ft)

Hs = tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan : perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 2 : 1$$

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3/2 D_i)}{4} \dots\dots\dots \text{ (E.29)}$$

$$133,268 \text{ ft}^3 = \frac{\pi \times Di^2 \times (3 \times Di)}{8}$$

$$Di = 4,837 \text{ ft} = 58,046 \text{ in}$$

$$Hs = 9,674 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Kapasitas penampungan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \dots\dots\dots (E.30) \\ &= \frac{121,8488876 \text{ ft}^3 \times 9,674 \text{ ft}}{133,268 \text{ ft}^3} \\ &= 8,845080132 \text{ ft} \end{aligned}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5 %

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \text{ atm} = 15,431 \text{ psi}$$

Joint efficiency = 0,8 (Brownell & Young, 1959)

Allowable stress = 18.750 psia (Brownell & Young, 1959)

Tebal *shell* tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E)} \dots\dots\dots (E.31) \\ &= \frac{15,431 \text{ psi} \times 58,046 \text{ in}}{(2 \times 18.7550 \text{ psia} \times 0,8)} \\ &= 0,02985 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = \frac{1}{8} \frac{\text{in}}{\text{tahun}}$$

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,02985 in + $\frac{1}{8}$ in = 0,1548 in

Daya pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}; D_a = \frac{1}{3} \times 4,837 \text{ ft} = 1,612 \text{ ft}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1; E = 1,612 \text{ ft}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}; L = \frac{1}{4} \times 1,612 \text{ ft} = 0,403 \text{ ft}$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \times 1,612 \text{ ft} = 0,322 \text{ ft}$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \times 4,837 \text{ ft} = 0,403 \text{ ft}$$

Dimana :

D_t = diameter tangki

D_a = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *baffle*

Kecepatan pengadukan, $N = 2$ rps

Viskositas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 70% = $6,72 \times 10^{-4} \frac{\text{lbm}}{\text{ft.s}}$ (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \dots\dots\dots (E.32)$$

$$= \frac{85,089 \frac{lb}{ft^3} \times 2 \times (1,612^2)}{0,000672}$$

$$= 658.379,397$$

$N_{Re} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$P = \frac{K_T \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \text{ (McCabe, 1999) } \dots\dots\dots (E.33)$$

$$K_T = 6,3 \text{ (McCabe, 1999)}$$

$$= \frac{6,3 \times 2^3 \times 1,612^5 \times 85,089}{32,174 \times 550}$$

$$= 2,641 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{2,641 \text{ hp}}{0,8} = 3,301 \text{ Hp}$$

5. Tangki Pelarutan Kaustik Soda (NaOH) (M-422)

Fungsi : Membuat larutan soda abu Na_2CO_3

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 grade C*

Jumlah : 1 Unit

Volume Tangki :

Na_2CO_3 yang digunakan = 27 ppm

Na_2CO_3 yang digunakan berupa larutan 30% (% berat)

$$\text{Laju massa Na}_2\text{CO}_3 = 0,020 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\%} = 82,842 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \text{ (Perry, 1997)}$$

$$\text{Kebutuhan perancangan} = 30 \text{ hari}$$

$$\text{Kapasitas penampungan} = 614,533 \text{ ft}^3$$

$$\text{Kapasitas penampungan} = \frac{0,020 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari} \times 3.600 \frac{\text{s}}{\text{hr}}}{82,842 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 614,533 \text{ ft}^3$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%,$$

maka :

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 614,533 \text{ ft}^3$$

$$= 737,440 \text{ ft}^3$$

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki (V_s)

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

Dimana:

V_s = volume silinder (ft^3)

D_i = diameter dalam silinder (ft)

H_s = tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan : perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 2 : 1$$

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3/2 D_i)}{4}$$

$$737,440 \text{ ft}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3 \times D_i)}{8}$$

$$D_i = 8,556 \text{ ft} = 102,668 \text{ in}$$

$$H_s = 17,111 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki :

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{kapasitas penampungan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \dots\dots\dots (\text{E.34})$$

$$= \frac{614,533 \text{ ft}^3 \times 17,111 \text{ ft}}{737,440 \text{ ft}^3}$$

$$= 14,259 \text{ ft}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5 %

$$P_{\text{desain}} = 1,050 \text{ atm} = 15,431 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Allowable stress} = 18.750 \text{ psia (Brownell \& Young, 1959)}$$

Tebal *shell* tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E)} \dots\dots\dots (\text{E.35})$$

$$= \frac{15,431 \text{ psi} \times 102,668 \text{ in}}{(2 \times 18.750 \text{ psia} \times 0,8)}$$

$$= 0,053 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = \frac{1}{8} \frac{\text{in}}{\text{tahun}}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,053 \text{ in} + \frac{1}{8} \text{ in} = 0,178 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tangki standart yang digunakan} = \frac{1}{2} \text{ in}$$

Daya pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}; D_a = \frac{1}{3} \times 8,556 \text{ ft} = 2,852 \text{ ft}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1; E = 2,852 \text{ ft}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}; L = \frac{1}{4} \times 2,852 \text{ ft} = 0,713 \text{ ft}$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \times 2,852 \text{ ft} = 0,570 \text{ ft}$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \times 8,556 \text{ ft} = 0,713 \text{ ft}$$

Dimana :

D_t = diameter tangki

D_a = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *baffle*

Kecepatan pengadukan, $N = 2$ rps

$$\text{Viskositas Na}_2\text{CO}_3 \text{ 30\%} = 3,69 \times 10^{-4} \frac{\text{lbm}}{\text{ft.s}} \quad (\text{Othmer, 1967})$$

Bilangan Reynold :

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \dots\dots\dots (E.36)$$

$$= \frac{82,842 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1 \times (2,852^2)}{3,69 \times 10^{-4} \frac{\text{lbm}}{\text{ft.s}}}$$

$$= 1.825.963,357$$

$N_{\text{Re}} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$P_{..} = \frac{K_T \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \quad (\text{McCabe, 1999}) \dots\dots\dots (E.37)$$

$$K_T = 6,3 \quad (\text{McCabe, 1999})$$

$$= \frac{6,3 \times 1 \times 2,852^5 \times 82,842}{32,174 \times 550}$$

$$= 5,564 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{5,564}{0,8} = 6,955 \text{ Hp}$$

6. Clarifier (H-420)

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena Penambahan alum dan soda abu.

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-40 grade C

Tipe : Eksternal solid recirculation clarifier

Jumlah : 3 Unit

Data :

$$\text{Laju massa air (F)} : 3235,884219 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

$$\text{Laju massa Al}_2(\text{SO}_4)_3 : 0,004 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

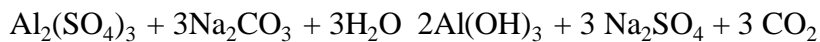
$$\text{Laju massa Na}_2\text{CO}_3 : 0,020 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

$$\text{Laju massa total} : 3235,908219 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas Al}_2(\text{SO}_4)_3 : 1.363 \frac{\text{gr}}{\text{L}} = 85,089 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \text{ (Perry, 1997)}$$

$$\text{Densitas Na}_2\text{CO}_3 : 2.533.000 \frac{\text{gr}}{\text{L}} = 158.130,124 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \text{ (Perry, 1997)}$$

Reaksi koagulasi :



Perhitungan :

Dari Metcalf & Eddy, 1984 diperoleh :

Untuk *clarifier* tipe *upflow* (radial) :

$$\text{Kedalaman air} = 3 - 5 \text{ m} = 9,842 - 16,404 \text{ ft}$$

$$\text{Settling time} = 1 - 3 \text{ jam} = 3.600 - 10.800 \text{ s}$$

Dipilih kedalaman air (H) = 9,842 ft dan *settling time* = 3.600 s

Diameter & tinggi clarifier

$$\rho_{\text{larutan}} = \frac{\text{Laju massa tot}}{\frac{\text{Laju massa air}}{\rho_{\text{air}}} + \frac{\text{Laju massa Al}_2(\text{SO}_4)_3}{\rho_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3}} + \frac{\text{Laju massa Na}_2\text{CO}_3}{\rho_{\text{Na}_2\text{CO}_3}}} \dots\dots\dots \text{(E.38)}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{3235,908219 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{\frac{3235,884219 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} + \frac{0,004 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{85,089 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} + \frac{0,020 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{158.130,124 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}} \\
&= \frac{3235,908219 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{52,0565 + 4,70096\text{e-}5 + 1,26478\text{e-}7} \\
&= 63,8902 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}
\end{aligned}$$

Kapasitas penampungan = $\frac{\text{Laju massa tot}}{\rho \text{ larutan}} \times 3600 \text{ s} \dots\dots\dots (E.39)$

$$\begin{aligned}
&= \frac{3235,908219 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{62,163 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \times 3600 \text{ s} \\
&= 187.398,76757 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

Faktor kelonggaran = 50%, maka :

$$\begin{aligned}
\text{Volume tangki} &= 1,5 \times 187.398,76757 \text{ ft}^3 \\
&= 281.098,15135 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

$$D = \left(\frac{4 \times v}{\pi \times H} \right)^{\frac{1}{2}} \dots\dots\dots (E.40)$$

$$\begin{aligned}
&= \left(\frac{4 \times 187.398,76757 \text{ ft}^3}{3,14 \times 9,842 \text{ ft}} \right)^{\frac{1}{2}} \\
&= 155,5 \text{ ft} = 1866 \text{ in}
\end{aligned}$$

Tinggi clarifier = $1,5 \times D = 233,25 \text{ ft}$

Tebal Tangki

Tekanan operasi = 1 atm = 14,696 psi

Faktor keamanan untuk tekanan= 5 %

$P_{\text{desain}} = 1,050 \text{ atm} = 15,431 \text{ psi}$

Joint efficiency = 0,8 (Brownell & Young,1959)

Allowable stress = 18.750 psia (Brownell & Young,1959)

C = 0,125 in (Brownell & Young,1959)

Tebal *shell* tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E)} \dots\dots\dots (E.41) \\ &= \frac{15,431 \text{ psi} \times 1866 \text{ in}}{(2 \times 18.750 \text{ psia} \times 0,8)} + 0,125 \text{ in} \\ &= 1,085 \text{ in} \end{aligned}$$

7. Pompa Clarifier (L-421)

Fungsi : Memompa air dari *clarifier* air ke *sand filter*

Jenis : pompa sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (*standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

Laju alir massa (F) = 3235,884219 $\frac{\text{lbm}}{\text{s}}$

Densitas air (ρ) = 62,161 $\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,00054 \frac{\text{lbm}}{\text{ft. s}}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{F}{\rho} \dots\dots\dots (E.42)$$

$$= \frac{3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \quad (E.43)$$

$$= 3,9 \times (52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}})^{0,45} \times (62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3})^{0,13}$$

$$= 20,203 \text{ in}$$

Dari appendix B.16 Crane, 1988, dipilih pipa *commercial steel*:

$$\text{Ukuran nominal} = 22 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 30$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 21 \text{ in} = 1,750 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 22 \text{ in} = 1,833 \text{ ft}$$

$$\text{Inside sectional area} = 2,405 \text{ ft}^2$$

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (E.44)$$

$$V = \frac{52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{2,405 \text{ ft}^2}$$

$$= 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Sehingga :

$$\text{NRe} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu} \dots\dots\dots (\text{E.45})$$

$$\text{NRe} = \frac{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,750 \text{ ft} \times 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,00054 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

$$= 436033,514583 > 2.100 \text{ (aliran turbulen)}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015 \text{ m}$ dan $\epsilon/D = 0,000086$. Maka harga $f = 0,00275$ (Gbr 2.10-3, Geankoplis,1997). Kehilangan karena gesekan (*friction loss*) :

1. 1 *sharp edge enterance* (h_c)

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (\text{E.46})$$

$$= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 5,00445 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb} \cdot \text{f}}{\text{lbm}}$$

2. 2 *elbow 90°* (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \dots\dots\dots (\text{E.47})$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 10,9212 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb} \cdot \text{f}}{\text{lbm}}$$

3. 1 *check valve* (hf)

$$\begin{aligned}
 H_f &= n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times gc} \right) \dots\dots\dots (E.48) \\
 &= 1 \times 2 \times \frac{\left(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}} \\
 &= 14,5616 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}
 \end{aligned}$$

4. Pipa Lurus 50 ft (F_f)

$$\begin{aligned}
 F_f &= 4 \times f \times \left(\frac{\Delta L}{D_i} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.49) \\
 &= 4 \times 0,00275 \times \left(\frac{50 \text{ ft}}{1,750 \text{ ft}} \right) \times \frac{\left(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}} \\
 &= 2,2883 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}
 \end{aligned}$$

5. 1 *sharp edge exit* (h_{ex})

$$\begin{aligned}
 H_{ex} &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.50) \\
 &= (1-0) \times \frac{\left(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}} \\
 &= 7,28081 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}
 \end{aligned}$$

Sehingga total *frictional loss* yang terjadi pada sistem perpipaan:

$$\Sigma F = 40,05636 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad \dots\dots\dots (E.51)$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 2.116,213 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2}$$

$$P_2 = 2.116,213 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta P = 0 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,174 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 40,05636 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m} + W_s = 0$$

$$W_s = -90,05636 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m}$$

Untuk efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$, maka:

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta} \quad \dots\dots\dots (E.52)$$

$$= \frac{-90,05636}{-0,8}$$

$$= 112,57045 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m}$$

Daya Pompa

$$P = m \times W_p \quad \dots\dots\dots (E.53)$$

$$= 3235,884219 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}} \times 112,57045 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m}$$

$$= 364264,94268 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{s}}$$

$$= 662,2991 \text{ Hp}$$

$$= 493,8777 \text{ kW}$$

8. *Sand Filter (H-430)*

Fungsi : Tempat menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari *clarifier*

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 Grade C*

Jumlah : 3 Unit

Volume Tangki :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,00054 \frac{\text{lbm}}{\text{ft} \cdot \text{s}}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

$$\text{Kapasitas penampungan} = 46.850,85177 \text{ ft}^3$$

Sand filter dirancang untuk menampung $\frac{1}{4}$ jam = 900 s operasi

$$\text{Kapasitas penampungan} = \frac{3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}} \times 900 \text{ s}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 46.850,85177 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume total, } V_t = (1 + \frac{1}{4}) \times 46.850,85177 \text{ ft}^3$$

$$= 58.563,5647125 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,2 \times 58563,5647125 \text{ ft}^3 \\ &= 70.276,277655 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki (Vs)

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \text{ (Brownell \& Young, 1959) (E.54)}$$

Dimana:

Vs = volume silinder (ft³)

Di = diameter dalam silinder (ft)

Hs = tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan : perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

Hs : Di = 2 : 1

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3/2 D_i)}{4} \text{ (E.55)}$$

$$70.276,277655 \text{ ft}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3 \times D_i)}{8}$$

$$D_i = 39,0795 \text{ ft} = 468,954 \text{ in}$$

$$H_s = \frac{4}{3} D_i = 52,106 \text{ ft}$$

Diameter dan tinggi tutup

Diameter tutup = diameter tangki = 23,781 ft

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tutup D : H = 4 : 1

$$\text{Tinggi tutup} = \frac{1}{4} \times (39,0795 \text{ ft}) = 9,7698 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= 52,106 \text{ ft} + (2 \times 9,7698 \text{ ft}) \\ &= 71,64575 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tebal shell dan tutup tangki

$$\text{Tinggi penyangkai} = \frac{1}{4} \times 71,64575 \text{ ft} = 17,91 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{kapasitas penampungan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \dots\dots\dots (\text{E.56}) \\ &= \frac{46.850,85177 \text{ ft}^3 \times 52,106 \text{ ft}}{70.276,277655 \text{ ft}^3} \\ &= 34,7373 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$\text{Faktor keamanan untuk tekanan} = 5 \%$$

$$\text{Maka, } P_{\text{desain}} = 1,050 \text{ atm} = 15,431 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Allowable stress} = 18.750 \text{ psia (Brownell \& Young, 1959)}$$

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E)} \dots\dots\dots (E.57)$$

$$= \frac{15,431 \text{ psia} \times 468,954 \text{ in}}{(2 \times 18.750 \text{ psia} \times 0,8)}$$

$$= 0,2412 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = \frac{1 \text{ in}}{8 \text{ tahun}}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,2412 \text{ in} + \frac{1}{8} \text{ in} = 0,366 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standart yang digunakan} = \frac{1}{2} \text{ in}$$

9. Pompa Sand Filter (L-431)

Fungsi : Memompa air dari sungai ke bak penampungan air

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (2 standby)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,00054 \frac{\text{lbm}}{\text{ft. s}}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{F}{\rho} \dots\dots\dots (E.58)$$

$$= \frac{3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \quad (\text{E.59})$$

$$= 3,9 \times \left(52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \times \left(62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 20,203 \text{ in}$$

Dari appendix B.16 Crane, 1988, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 22 in

Schedule number = 30

Diameter dalam (ID) = 21 in = 1,750ft

Diameter luar (OD) = 22 in = 1,833 ft

Inside sectional area = 2,405 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (\text{E.60})$$

$$V = \frac{52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{2,405 \text{ ft}^2}$$

$$= 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Sehingga :

$$\text{NRe} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu} \dots\dots\dots (\text{E.61})$$

$$\text{NRe} = \frac{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,750 \text{ ft} \times 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,00054 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

$$= 436033,514583 > 2.100 \text{ (aliran turbulen)}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ m dan $\epsilon/D = 0,000086$. Maka harga $f = 0,00275$ (Gbr 2.10-3, Geankoplis,1997). Kehilangan karena gesekan (*friction loss*) :

1. 1 *sharp edge enterance* (h_c)

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (\text{E.62})$$

$$= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 5,00445 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb} \cdot \text{f}}{\text{lbm}}$$

2. 2 *elbow 90°* (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \dots\dots\dots (\text{E.63})$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 10,9212 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb} \cdot \text{f}}{\text{lbm}}$$

3. 1 *check valve* (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \dots\dots\dots (\text{E.64})$$

$$= 1 \times 2 \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 14,5616 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

4. Pipa Lurus 50 ft (F_f)

$$F_f = 4 \times f \times \left(\frac{\Delta L}{D_i} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (E.65)$$

$$= 4 \times 0,00275 \times \left(\frac{50 \text{ ft}}{1,750 \text{ ft}} \right) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 2,2883 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

5. 1 sharp edge exit (h_{ex})

$$H_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (E.66)$$

$$= (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 7,28081 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

Sehingga total *frictional loss* yang terjadi pada sistem perpipaan:

$$\Sigma F = 40,05636 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad \dots\dots\dots (E.67)$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$P_2 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta P = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,174 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 40,05636 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbfm}} + W_s = 0$$

$$W_s = -90,05636 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbfm}}$$

Untuk efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$, maka:

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta} \quad \dots\dots\dots (E.68)$$

$$= \frac{-90,05636}{-0,8}$$

$$= 112,57045 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbfm}}$$

Daya Pompa

$$P = m \times W_p \quad \dots\dots\dots (E.69)$$

$$\begin{aligned}
&= 3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}} \times 112,57045 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}} \\
&= 364264,94268 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{s}} \\
&= 662,2991 \text{ Hp} \\
&= 493,8777 \text{ kW}
\end{aligned}$$

10. Menara Air (F-440)

Fungsi : Tempat menampung air sementara untuk didistribusikan ke unit lain.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA-283 Grade C

Jumlah : 3 Unit

Volume Tangki :

Laju alir massa (F) = $3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$

Densitas air (ρ) = $62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$

Viskositas (μ) = $0,00054 \frac{\text{lbm}}{\text{ft. s}}$

Kapasitas penampungan = $247.074,519 \text{ ft}^3$

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 6 jam = 21.600 s

Kapasitas penampungan = $\frac{F \times t}{\rho}$ (E.70)

$$= \frac{3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}} \times 21.600 \text{ s}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 1.124.420,44256 \text{ ft}^3$$

Faktor kelonggaran = 40%

Volume tangki = $1,4 \times 1.124.420,44256 \text{ ft}^3$
 = $1.574.188,6196 \text{ ft}^3$

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki (Vs)

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \text{ (Brownell \& Young, 1959) (E.71)}$$

Dimana:

Vs = volume silinder (ft³)

Di = diameter dalam silinder (ft)

Hs = tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan : perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

$$H_s : D_i = 3 : 4 \text{ (E.72)}$$

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3/2 D_i)}{4} \text{ (E.73)}$$

$$1.574.188,6196 \text{ ft}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3 \times D_i)}{8}$$

$$D_i = 110,16 \text{ ft} = 1321,92 \text{ in}$$

$$H_s = \frac{3}{2} D_i = 165,24 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{kapasitas penampungan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \dots\dots\dots (\text{E.74})$$

$$= \frac{1124420,44256 \text{ ft}^3 \times 165,24 \text{ ft}}{1574188,6196 \text{ ft}^3}$$

$$= 118,0307 \text{ ft}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5 %

$$P_{\text{desain}} = 1,050 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Allowable stress} = 18.750 \text{ psia (Brownell \& Young, 1959)}$$

Tebal *shell* tangki :

$$T = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E)} \dots\dots\dots (\text{E.75})$$

$$= \frac{14,696 \text{ psi} \times 1321,92 \text{ in}}{(2 \times 18.750 \text{ psia} \times 0,8)}$$

$$= 0,6476 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = \frac{1 \text{ in}}{8 \text{ tahun}}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,6476 \text{ in} + \frac{1}{8} \text{ in} = 0,7726 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standart yang digunakan} = 1 \text{ in}$$

11. Pompa Menara Air (L-441)

Fungsi : Memompa air dari sungai ke bak penampungan air

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (2 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,00054 \frac{\text{lbm}}{\text{ft} \cdot \text{s}}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{F}{\rho} \dots\dots\dots (\text{E.76})$$

$$= \frac{3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \quad (\text{E.77})$$

$$= 3,9 \times \left(52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \times \left(62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 20,203 \text{ in}$$

Dari appendix B.16 Crane, 1988, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 22 in

Schedule number = 30

Diameter dalam (ID) = 21 in = 1,750ft

Diameter luar (OD) = 22 in = 1,833 ft

Inside sectional area = 2,405 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (E.78)$$

$$V = \frac{52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{2,405 \text{ ft}^2}$$
$$= 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Sehingga :

$$NRe = \frac{\rho \times D \times V}{\mu} \dots\dots\dots (E.79)$$

$$NRe = \frac{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,750 \text{ ft} \times 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,00054 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

$$= 436033,514583 > 2.100 \text{ (aliran turbulen)}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ m dan $\epsilon/D = 0,000086$. Maka harga $f = 0,00275$ (Gbr 2.10-3, Geankoplis,1997). Kehilangan karena gesekan (*friction loss*) :

1. 1 sharp edge enterance (h_c)

$$Hc = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.80)$$

$$= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 5,00445 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

2. 2 elbow 90° (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times gc} \right) \dots\dots\dots (E.81)$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{\left(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 10,9212 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

3. 1 check valve (hf)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times gc} \right) \dots\dots\dots (E.82)$$

$$= 1 \times 2 \times \frac{\left(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 14,5616 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

4. Pipa Lurus 50 ft (F_f)

$$Ff = 4 \times f \times \left(\frac{\Delta L}{Di} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.83)$$

$$= 4 \times 0,00275 \times \left(\frac{50 \text{ ft}}{1,750 \text{ ft}} \right) \times \frac{\left(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 2,2883 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

5. 1 sharp edge exit (h_{ex})

$$Hex = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.84)$$

$$= (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lb.f. s}^2}}$$

$$= 7,28081 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Sehingga total *frictional loss* yang terjadi pada sistem perpipaan:

$$\Sigma F = 40,05636 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots (E.85)$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$P_2 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta P = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,174 \frac{\text{ft. lbm}}{\text{lb.f. s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 40,05636 \frac{\text{ft. lbf}}{\text{lbm}} + W_s = 0$$

$$W_s = -90,05636 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Untuk efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$, maka:

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta} \dots\dots\dots (E.86)$$

$$= \frac{-90,05636}{-0,8}$$

$$= 112,57045 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

Daya Pompa

$$P = m \times W_p \dots \dots \dots (E.87)$$

$$= 3235,884219 \frac{\text{lbf}}{\text{s}} \times 112,57045 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

$$= 364264,94268 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{s}}$$

$$= 662,2991 \text{ Hp}$$

$$= 493,8777 \text{ kW}$$

12. Penukar Kation (*Cation Exchanger*) (F-450)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler).

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah ellipsoidal.

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-167 Grade 3*

Jumlah : 1 Unit

Volume Tangki :

$$\text{Laju alir massa air} = 3235,884219 \frac{\text{lbf}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^3} \text{ (Perry, 1997)}$$

Direncanakan $\frac{1}{4}$ volume tangki berisi resin

$$\text{Kapasitas penampungan} = \frac{\text{Laju alir massa air} \times t}{\rho} \dots\dots\dots (\text{E.88})$$

$$= \frac{3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}} \times 900 \text{ s}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 46850,85177 \text{ ft}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%

Volume tangki = $1,2 \times 46850,85177 \text{ ft}^3$

$$= 56221,022 \text{ ft}^3$$

Diameter dan tebal tangki

$$H = \left(\frac{3}{2}\right) \times D_t \dots\dots\dots (\text{E.89})$$

$$h = \left(\frac{1}{4}\right) \times D_t \dots\dots\dots (\text{E.90})$$

Maka,

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3 \times \pi}} \dots\dots\dots (\text{E.91})$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{56221,022 \text{ ft}^3 \times 8}{3 \times 3,14}}$$

$$= 36,2782 \text{ ft} = 435,3384 \text{ in}$$

Tinggi silinder (Hs)

$$H_s = \frac{3}{2} \times D_t \dots\dots\dots (\text{E.92})$$

$$= \frac{3}{2} \times 36,2782 \text{ ft}$$

$$= 54,417 \text{ ft}$$

Tinggi *head* (Hh) : (Hh : Dt = 1 : 4)

$$\text{Hh} = \frac{1}{4} \times \text{Dt} \dots\dots\dots (E.93)$$

$$= \frac{1}{4} \times 36,2782 \text{ ft}$$

$$= 9,06955 \text{ ft}$$

Tinggi total tangki (Ht)

$$\text{Ht} = \text{Hs} + (2 \times \text{Hh})$$

$$= 54,417 \text{ ft} + (2 \times 9,06955 \text{ ft})$$

$$= 72,5561 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki (Hc)} = \frac{\text{volume larutan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \dots\dots\dots (E.94)$$

$$= \frac{46850,85177 \text{ ft}^3 \times 54,417 \text{ ft}}{56221,022 \text{ ft}^3}$$

$$= 45,3475 \text{ ft}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5 %

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \text{ atm} = 15,431 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

Allowable stress = 18750 psia = 87.218,714 kPa (Brownell & Young, 1959)

Tebal *shell* tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E)} \dots\dots\dots (E.95)$$
$$= \frac{15,431 \text{ psi} \times 435,3384 \text{ in}}{(2 \times 18.750 \text{ psia} \times 0,8)}$$
$$= 0,2239 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = \frac{1}{8} \frac{\text{in}}{\text{tahun}}$$

$$\text{Maka tebal } shell \text{ yang dibutuhkan} = 0,564 \text{ in} + \frac{1}{8} \text{ in} = 0,3489 \text{ in}$$

Tebal *shell standart* yang digunakan = 0,5 in

13. Pompa Kation *Exchanger* (L-451)

Fungsi : Memompa air dari kation *exchanger* ke anion *exchanger*.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (*standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,00054 \frac{\text{lbm}}{\text{ft. s}}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{F}{\rho} \dots\dots\dots (E.96)$$

$$= \frac{3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \quad (E.97) \\ &= 3,9 \times \left(52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \times \left(62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 20,203 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari appendix B.16 Crane, 1988, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 22 in

Schedule number = 30

Diameter dalam (ID) = 21 in = 1,750ft

Diameter luar (OD) = 22 in = 1,833 ft

Inside sectional area = 2,405 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (E.98)$$

$$V = \frac{52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{2,405 \text{ ft}^2}$$

$$= 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Sehingga :

$$\text{NRe} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu} \dots\dots\dots (\text{E.99})$$

$$\text{NRe} = \frac{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,750 \text{ ft} \times 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,00054 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

$$= 436033,514583 > 2.100 \text{ (aliran turbulen)}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ m dan $\epsilon/D = 0,000086$. Maka harga $f = 0,00275$ (Gbr 2.10-3, Geankoplis,1997). Kehilangan karena gesekan (*friction loss*) :

1. 1 *sharp edge enterance* (h_c)

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (\text{E.100})$$

$$= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 5,00445 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb} \cdot \text{f}}{\text{lbm}}$$

2. 2 *elbow 90°* (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \dots\dots\dots (\text{E.101})$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 10,9212 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb} \cdot \text{f}}{\text{lbm}}$$

3. 1 *check valve* (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \dots\dots\dots (\text{E.102})$$

$$= 1 \times 2 \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 14,5616 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

4. Pipa Lurus 50 ft (F_f)

$$F_f = 4 \times f \times \left(\frac{\Delta L}{D_i} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (E.103)$$

$$= 4 \times 0,00275 \times \left(\frac{50 \text{ ft}}{1,750 \text{ ft}} \right) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 2,2883 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

5. 1 sharp edge exit (h_{ex})

$$H_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (E.104)$$

$$= (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 7,28081 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Sehingga total *frictional loss* yang terjadi pada sistem perpipaan:

$$\Sigma F = 40,05636 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots (E.105)$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 2.116,213 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2}$$

$$P_2 = 2.116,213 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta P = 0 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,174 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_m}{\text{lb}_f \cdot \text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 40,05636 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m} + W_s = 0$$

$$W_s = -90,05636 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m}$$

Untuk efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$, maka:

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{W_s}{-\eta} \dots\dots\dots (E.106) \\ &= \frac{-90,05636}{-0,8} \\ &= 112,57045 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m} \end{aligned}$$

Daya Pompa

$$\begin{aligned} P &= m \times W_p \dots\dots\dots (E.107) \\ &= 3235,884219 \frac{\text{lb}_m}{\text{s}} \times 112,57045 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m} \\ &= 364264,94268 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$= 662,2991 \text{ Hp}$$

$$= 493,8777 \text{ kW}$$

14. Penukar Anion (*Anion Exchanger*) (F-460)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler).

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah ellipsoidal.

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-167 Grade 3*

Jumlah : 3 Unit

Volume Tangki :

$$\text{Laju alir massa air} = 3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \text{ (Perry, 1997)}$$

Direncanakan $\frac{1}{4}$ volume tangki berisi resin

$$\text{Kapasitas penampungan} = \frac{\text{Laju alir massa air} \times t}{\rho} \dots\dots\dots (\text{E.108})$$

$$= \frac{3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}} \times 900 \text{ s}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 46850,85177 \text{ ft}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 46850,85177 \text{ ft}^3$$

$$= 56221,0221 \text{ ft}^3$$

Diameter dan tebal tangki

$$H = \left(\frac{3}{2}\right) \times D_t \dots\dots\dots (E-109)$$

$$h = \left(\frac{1}{4}\right) \times D_t \dots\dots\dots (E.110)$$

Maka,

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3 \times \pi}} \dots\dots\dots (E.111)$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{2516797476 \text{ ft}^3 \times 8}{3 \times 3,14}}$$

$$= 2762 \text{ ft}$$

Tinggi silinder (Hs)

$$H_s = \frac{3}{2} \times D_t \dots\dots\dots (E.112)$$

$$= \frac{3}{2} \times 2766 \text{ ft}$$

$$= 4143 \text{ ft}$$

Tinggi head (Hh) : (Hh : Dt = 1 : 4)

$$H_h = \frac{1}{4} \times D_t \dots\dots\dots (E.113)$$

$$= \frac{1}{4} \times 2762 \text{ ft}$$

$$= 11048 \text{ ft}$$

Tinggi total tangki (Ht)

$$Ht..... = H_s + (2 \times H_h) \text{ (E.114)}$$

$$= 4143 \text{ ft} + (2 \times 11048 \text{ ft})$$

$$= 26239 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki (Hc)} = \frac{\text{kapasitas tangki} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \text{ (E.115)}$$

$$= \frac{2097331230 \text{ ft}^3 \times 4,150 \text{ ft}}{24,930 \text{ ft}^3}$$

$$= 3452,5 \text{ ft}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5 %

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \text{ atm} = 15,431 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Allowable stress} = 18.750 \text{ psia (Brownell \& Young, 1959)}$$

Tebal *shell* tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E)} \text{ (E.116)}$$

$$= \frac{15,431 \text{ psi} \times 2,766 \text{ ft}}{(2 \times 18.750 \text{ psia} \times 0,8)}$$

$$= 0,0014 \text{ ft} = 0,017 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = \frac{1}{8} \frac{\text{in}}{\text{tahun}}$$

$$\text{Maka tebal } \textit{shell} \text{ yang dibutuhkan} = 0,017 \text{ in} + \frac{1}{8} \text{ in} = 0,142 \text{ in}$$

Tebal *shell standart* yang digunakan = 0,5 in

$$\begin{aligned}\text{Volume resin} &= \frac{\frac{1}{4} \times 1,435 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \\ &= 20,775 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

15. Tangki Pelarutan NaOH (M-461)

Fungsi : Tempat membuat larutan natrium hidroksida (NaOH)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-167 Grade 3*

Jumlah : 1 Unit

Volume Tangki :

$$\text{Laju massa NaOH (F)} = 0,020 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas larutan NaOH } (\rho) = 1.518 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 94,766 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

Kebutuhan perancangan = 30 hari

$$\text{Kapasitas tangki} = \frac{\text{Laju massa NaOH} \times t}{\rho} \dots\dots\dots (\text{E.117})$$

$$= \frac{0,020 \frac{\text{lbm}}{\text{s}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari} \times 3.600 \frac{\text{s}}{\text{jam}}}{94,766 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 547,0316358 \text{ ft}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 547,0316358 \text{ ft}^3$$

$$= 656,437963 \text{ ft}^3$$

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki (Vs)

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \text{ (Brownell \& Young, 1959) (E.118)}$$

Dimana:

Vs = volume silinder (ft³)

Di = diameter dalam silinder (ft)

Hs = tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan : perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

Hs : Di = 1 : 1

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3/2 D_i)}{4} \text{ (E.116)}$$

$$656,437963 \text{ ft}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3 \times D_i)}{8}$$

Di = 9,219 ft = 110,623 in

Hs = 9,219 ft

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{kapasitas tangki} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \text{ (E.119)}$$

$$= \frac{547,0316358 \text{ ft}^3 \times 9,219 \text{ ft}}{656,437963 \text{ ft}^3}$$

$$= 7,6825 \text{ ft}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 20 %

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \text{ atm} = 17,635 \text{ psi}$$

Direncanakan bahan konstruksi yang digunakan adalah *Carbon Steel SA-283, Grade C*. Dari Brownell & Young, item 4, *Appendix D*, 1979 diperoleh data :

$$\text{Allowable stress} = 18.750 \text{ psia}$$

$$\text{Efisiensi sambungan, } E = 0,80 \text{ (Timmerhaus, 1991)}$$

$$\text{Faktor korosi, } C = \frac{1}{8} \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \text{ (Perry, 1997)}$$

$$n = 20 \text{ tahun}$$

$$C_c = 0,125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \times 20 \text{ tahun}$$

$$= 2,5 \text{ in}$$

Tebal *shell* tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E)} + C_c \dots\dots\dots (E.120)$$

$$= \frac{17,635 \text{ psi} \times 110,623 \text{ in}}{(2 \times 18.750 \text{ Psi} \times 0,80)} + 2,5 \text{ in}$$

$$= 2,565 \text{ in}$$

Daya pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}; D_a = \frac{1}{3} \times 9,219 \text{ ft} = 3,073 \text{ ft}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1; E = 3,073 \text{ ft}$$

$$\frac{L}{Da} = \frac{1}{4}; L = \frac{1}{4} \times 3,073 \text{ ft} = 0,768 \text{ ft}$$

$$\frac{W}{Da} = \frac{1}{5} \times 3,073 \text{ ft} = 0,615 \text{ ft}$$

$$\frac{J}{Dt} = \frac{1}{12} \times 9,219 \text{ ft} = 0,768 \text{ ft}$$

Dimana :

Dt = diameter tangki

Da= diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *baffle*

Kecepatan pengadukan, N = 1 rps

$$\text{Viskositas NaOH 50\%} = 3,4942 \times 10^{-4} \frac{\text{lbm}}{\text{ft.s}} \text{ (Othmer, 1967)}$$

Bilangan Reynold :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \dots\dots\dots (E.121)$$

$$= \frac{94,766 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1 \times (3,073 \text{ ft}^2)}{0,0043 \frac{\text{lbm}}{\text{ft.s}}}$$

$$= 208.003,171$$

$N_{Re} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$P = \frac{K_T \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \dots\dots\dots (E.122)$$

$$K_T = 6,3 \text{ (McCabe, 1999)}$$

$$= \frac{6,3 \times 1^3 \times 3,073^5 \text{ ft} \times 94,766 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}{32,174 \times 550}$$

$$= 9,244 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{9,244 \text{ hp}}{0,8} = 11,555 \text{ Hp}$$

16. Pompa Anion *Exchanger* (L-461)

Fungsi : Memompa air dari kation *exchanger* ke anion *exchanger*.

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 3 Unit (*standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa (F)} = 3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Viscositas } (\mu) = 0,00054 \frac{\text{lbm}}{\text{ft} \cdot \text{s}}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{F}{\rho} \dots\dots\dots \text{(E.123)}$$

$$= \frac{3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk aliran turbulen :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \quad (\text{E.124})$$

$$= 3,9 \times \left(52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \times \left(62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13}$$

$$= 20,203 \text{ in}$$

Dari appendix B.16 Crane, 1988, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 22 in

Schedule number = 30

Diameter dalam (ID) = 21 in = 1,750ft

Diameter luar (OD) = 22 in = 1,833 ft

Inside sectional area = 2,405 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (\text{E.125})$$

$$V = \frac{52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{2,405 \text{ ft}^2}$$

$$= 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Sehingga :

$$\text{NRe} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu} \dots\dots\dots (\text{E.126})$$

$$\text{NRe} = \frac{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,750 \text{ ft} \times 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,00054 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

$$= 436033,514583 > 2.100 \text{ (aliran turbulen)}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ m dan $\epsilon/D = 0,000086$. Maka harga $f = 0,00275$ (Gbr 2.10-3, Geankoplis,1997). Kehilangan karena gesekan (*friction loss*) :

6. 1 *sharp edge enterance* (h_c)

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (\text{E.127})$$

$$= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 5,00445 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

7. 2 *elbow 90°* (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \dots\dots\dots (\text{E.128})$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbm} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 10,9212 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

8. 1 *check valve* (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \dots\dots\dots (\text{E.129})$$

$$= 1 \times 2 \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 14,5616 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

9. Pipa Lurus 50 ft (F_f)

$$F_f = 4 \times f \times \left(\frac{\Delta L}{D_i} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (E.130)$$

$$= 4 \times 0,00275 \times \left(\frac{50 \text{ ft}}{1,750 \text{ ft}} \right) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 2,2883 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

10. 1 sharp edge exit (h_{ex})

$$H_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (E.131)$$

$$= (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf.s}^2}}$$

$$= 7,28081 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Sehingga total *frictional loss* yang terjadi pada sistem perpipaan:

$$\Sigma F = 40,05636 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad \dots\dots\dots (E.132)$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$P_2 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta P = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,174 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 40,05636 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbfm}} + W_s = 0$$

$$W_s = -90,05636 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbfm}}$$

Untuk efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$, maka:

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta} \quad \dots\dots\dots (E.133)$$

$$= \frac{-90,05636}{-0,8}$$

$$= 112,57045 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbfm}}$$

Daya Pompa

$$P = m \times W_p \quad \dots\dots\dots (E.134)$$

$$\begin{aligned}
&= 3235,884219 \frac{\text{lbm}}{\text{s}} \times 112,57045 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}} \\
&= 364264,94268 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{s}} \\
&= 662,2991 \text{ Hp} \\
&= 493,8777 \text{ kW}
\end{aligned}$$

17. Deaerator (E-510)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel (boiler).

Bentuk : Silinder horizontal dengan alas dan tutup ellipsoidal.

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-167 Grade 3*

Jumlah : 3 Unit

Waktu operasi : 1 jam

Volume Tangki :

$$\text{Laju alir massa air} = 0,3155 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \text{ (Perry, 1997)}$$

Direncanakan $\frac{1}{4}$ volume tangki berisi resin :

$$\text{Kapasitas tangki} = \frac{\text{Laju massa NaOH} \times t}{\rho} \dots\dots\dots (\text{E.135})$$

$$= \frac{0,3155 \frac{\text{lbm}}{\text{s}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari} \times 3.600 \frac{\text{s}}{\text{jam}}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 13155,7729 \text{ ft}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 13155,7729 \text{ ft}^3$$

$$= 15786,9275 \text{ ft}^3$$

Diameter dan tebal tangki

$$H = \left(\frac{3}{2}\right) \times D_t \dots\dots\dots \text{(E.136)}$$

$$h = \left(\frac{1}{4}\right) \times D_t \dots\dots\dots \text{(E.137)}$$

Maka,

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_t \times 8}{3 \times \pi}} \dots\dots\dots \text{(E.138)}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{15786,9275 \text{ ft}^3 \times 8}{3 \times 3,14}}$$

$$= 23,7562 \text{ ft} = 285,0744 \text{ in}$$

Tinggi silinder (Hs)

$$H_s = \frac{3}{2} \times D_t \dots\dots\dots \text{(E.139)}$$

$$= \frac{3}{2} \times 23,7562 \text{ ft}$$

$$= 35,6344 \text{ ft}$$

Tinggi *head* (Hh) : (Hh : Dt = 1 : 4)

$$Hh = \frac{1}{4} \times Dt \dots\dots\dots (E.140)$$

$$= \frac{1}{4} \times 23,7562 \text{ ft}$$

$$= 5,93905 \text{ ft}$$

Tinggi total tangki (Ht)

$$Ht = Hs + (2 \times Hh) \dots\dots\dots (E.141)$$

$$= 35,6344 \text{ ft} + (2 \times 5,93905 \text{ ft})$$

$$= 47,5125 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki (Hc)} = \frac{\text{kapasitas tangki} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \dots\dots\dots (E.142)$$

$$= \frac{13155,7729 \text{ ft}^3 \times 59,039 \text{ ft}}{71.797,070 \text{ ft}^3}$$

$$= 29,6953 \text{ ft}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 5 %

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \text{ atm} = 15,431 \text{ psi}$$

Joint efficiency = 0,8 (Brownell & Young, 1959)

Allowable stress = 18.750 psia (Brownell & Young, 1959)

Tebal *shell* tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E)} \dots\dots\dots (E.143)$$

$$= \frac{15,431 \text{ psi} \times 285,0744 \text{ in}}{(2 \times 18.750 \text{ psia} \times 0,8)}$$

$$= 0,1466 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = \frac{1 \text{ in}}{8 \text{ tahun}}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,360 \text{ in} + \frac{1}{8} \text{ in} = 0,2716 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standart yang digunakan} = 0,5 \text{ in}$$

18. Pompa Deaerator (L-511)

Fungsi : Memompa air dari deaerator ke boiler

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 Unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa air (F)} = 0,3155 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,00054 \frac{\text{lbm}}{\text{ft. s}}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{F}{\rho} \dots\dots\dots (E.144)$$

$$= \frac{0,3155 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 0,005076 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots (\text{E.145}) \\ &= 3,9 \times \left(0,005076 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}\right)^{0,45} \times \left(62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}\right)^{0,13} \\ &= 0,619 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari appendix A.16 Crane, 1988, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 1/2 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 0,622 in = 0,05183 ft

Diameter luar (OD) = 0,840 in = 0,07 ft

Inside sectional area = 0,0211 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (\text{E.146})$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{0,005076 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{0,0211 \text{ ft}^2} \\ &= 0,24057 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho \times D \times V}{\mu} \dots\dots\dots (\text{E.147}) \\ &= \frac{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,05183 \text{ ft} \times 0,24057 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,00054 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \end{aligned}$$

$$= 1435,3063 < 2.100 \text{ (aliran laminar)}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ dan $\epsilon/D = 0,005$

Maka harga $f = 0,01$ (Gbr 2.10-3, Geankoplis,1997). Kehilangan karena gesekan (*friction loss*) :

1. 1 *sharp edge enterance* (h_c)

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (E.148)$$

$$= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(0,24057 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbf} \cdot \text{ft}}{\text{lbm} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 0,0009466 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

2. 2 *elbow 90°* (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \dots\dots\dots (E.149)$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{(0,24057 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbf} \cdot \text{ft}}{\text{lbm} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 0,00561 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

3. 1 *check valve* (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \dots\dots\dots (E150)$$

$$= 1 \times 2 \times \frac{(0,24057 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbf} \cdot \text{ft}}{\text{lbm} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 0,007477 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

4. Pipa Lurus 50 ft (F_f)

$$F_f = 4 \times f \times \left(\frac{\Delta L}{di} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.151)$$

$$= 4 \times 0,01 \times \left(\frac{50 \text{ ft}}{0,622 \text{ ft}} \right) \times \frac{(0,24057 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 2 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{bf. s}^2}}$$

$$= 0,00145 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

5. 1 sharp edge exit (h_{ex})

$$H_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.152)$$

$$= (1-0) \times \frac{(0,24057 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{bf. s}^2}}$$

$$= 0,00899 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Sehingga total *frictional loss* yang terjadi pada sistem perpipaan:

$$\Sigma F = 0,0164 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Dari persamaan Bernouli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots (E.153)$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$P_2 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta P = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta z = 15 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,174 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbm}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}} \times (15 \text{ ft}) + 0 + 0,0164 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}} + W_s = 0$$

$$W_s = - 15,0164 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

Untuk efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$, maka:

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta} \dots\dots\dots(\text{E.154})$$

$$= \frac{- 15,641}{- 0,8}$$

$$= 18,7705 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

Daya Pompa

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots (\text{E.155})$$

$$= 0,3155 \frac{\text{lbm}}{\text{s}} \times 19,552 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbm}}$$

$$= 5,92 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{s}}$$

$$= 0,011 \text{ Hp}$$

$$= 0,0082 \text{ kW}$$

19. Boiler (E-520)

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Ketel pipa air (*water tube boiler*)

Jumlah : 1 Unit

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Kondisi operasi:

Uap yang digunakan bersuhu 932°F, dari *steam table*, Geankoplis, diperoleh

kalor laten $3.478,4 \frac{\text{Btu}}{\text{lbm}}$.

Laju alir massa air (F) = $5.165,467 \frac{\text{lbm}}{\text{hr}}$

Perhitungan :

$$W = \frac{77 \times P}{H} \dots\dots\dots (E.156)$$

Dimana:

P = daya boiler, Hp

W = Kebutuhan uap, $\frac{\text{lbm}}{\text{jam}}$

H = kalor laten *stem*, $\frac{\text{Btu}}{\text{lbm}}$

Maka,

$$P = \frac{5.165,467 \frac{\text{lbm}}{\text{hr}} \times 3.478,4 \frac{\text{Btu}}{\text{lbm}}}{34,5 \times 970,3}$$
$$= 536,733 \text{ Hp}$$

Menghitung jumlah *tube*,

$$N = \frac{A}{L \times a'} \dots\dots\dots (E.157)$$

$$= \frac{5.367,334 \text{ ft}^2}{30 \text{ ft} \times 0,917 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}}$$

$$= 195$$

20. Menara Pendingin Air (*Water Cooling Tower*) (E-530)

Fungsi : Menurunkan temperatur air pendingin bekas dari temperatur 120°F menjadi 85°F.

Jenis : *Mechanical draft cooling tower*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283, Grade C*

Jumlah : 2 Unit

Data :

Temperatur air masuk, $T_2 = 120^\circ\text{F}$

Temperatur keluar, $T_1 = 85^\circ\text{F}$

Temperatur bola basah, $T_w = 75^\circ\text{F}$ (Perry, 1997)

Konstanta air $= 1,500 \frac{\text{gpm}}{\text{ft}^2}$ (Perry, 1997)

Laju massa air pendingin $= 156,5799 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$

Densitas air (ρ) $= 62,161 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$

Laju alir volumetrik (Q) $= \frac{156,5799 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$

$$= 2,5189 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$= 11,3055 \text{ gpm}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas menara} &= \frac{11,3055 \text{ gpm}}{1,500 \frac{\text{gpm}}{\text{ft}^2}} \\ &= 7,5369 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Daya untuk standar *tower performance* 90% = $0,9 \frac{\text{Hp}}{\text{ft}^2}$ (Fig. 12-15, Perry, 1997)

$$\begin{aligned} \text{Daya untuk fan} &= 0,031 \frac{\text{Hp}}{\text{ft}^2} \times 7,5369 \text{ ft}^2 \\ &= 0,2336 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipakai *fan* dengan daya 0,2 Hp

Kecepatan rata-rata udara masuk = $4-6 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$ (Perry, 1997)

Kapasitas *fan* dipakai = $3,2 \cdot 10^5 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$ (Perry, 1997)

Pada temperatur bola basah 75°F, densitas udara = $0,073 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$ (Kern, 1965)

$$\begin{aligned} L &= \frac{563687,8 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{0,001 \text{ ft}^2} \\ &= 74790,4045 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G \text{ (Kec. Udara masuk)} &= 5 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,073 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \\ &= 0,365 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{s}} \\ &= 1.314 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}} \end{aligned}$$

$$\frac{L}{G} = \frac{74790,4045 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}}{1.314 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}}$$

$$= 56918,11609$$

Pada temperatur bola basah 75°F diperoleh $H_1 = 28,931 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$

$$H_2 = H_1 + \frac{L}{G} \times (T_2 - T_1) \dots \dots \dots (E.158)$$

$$= 28,931 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} + 56.918,11609 \times (120 - 85)^\circ\text{F}$$

$$= 1.992.162,994 \frac{\text{Btu}}{\text{lb udara kering}}$$

Dari gambar 17.12 Kern, 1965 diperoleh :

Pada temperatur air masuk, $T_2 = 120^\circ\text{F}$, $H_2 = 1.992.152,825 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$

Pada temperatur air keluar, $T_1 = 85^\circ\text{F}$, $H_1 = 39,1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$

Log Mean Entalphy Differences :

Bagian atas menara : $H_2' - H_2 = 1.992.162,994 - 1.992.152,825 = 10,169 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$

Bagian bawah menara: $H_1' - H_1 = 39,1 - 28,931 = 10,169 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$

$$\text{Log mean } (H' - H) = \frac{10,169 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} - 10,169 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}}{2,3 \text{ Log } \left(\frac{10,169 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}}{10,169 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}} \right)}$$

$$= 10,180 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$$

Tinggi tower, $Z = \frac{nd \times L}{K \times a}$ (Kern, 1965) (E.159)

$$HDU = \frac{Z}{nd} \dots\dots\dots (E.160)$$

Dimana :

$$L = \text{Liquid loading } \left(\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}\right)$$

$$K \times a = \text{Koefisien perpindahan panas overall } \left(\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \cdot \text{hr}} \left(\frac{\text{lb}}{\text{lb}}\right)\right)$$

$$Z = \text{tinggi tower}$$

$$HDU = \text{Height of Diffusion Unit (ft)}$$

$$nd = K \times a \frac{V}{L} \dots\dots\dots (E.161)$$

$$= \frac{dT}{(H' - H)}$$

$$= \frac{35}{10,180 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}}$$

$$= 3,438$$

Untuk industri digunakan harga $K \times a = 10000 \left(\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3 \cdot \text{hr}}\right)$

$$\text{Tinggi tower, } Z = \frac{nd \times L}{K \times a} \dots\dots\dots (E.162)$$

$$= \frac{3,438 \times 74790,4045 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr}}}{10000}$$

$$= 25,71294 \text{ ft}$$

$$HDU = \frac{Z}{nd} \dots\dots\dots (E.163)$$

$$= \frac{25,71294 \text{ ft}}{3,438}$$

$$= 7,479 \text{ ft}$$

21. Pompa WCT (L-531)

Fungsi : Memompa air dari menara pendingin ke unit proses

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 Unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa air (F)} = 156,5799 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,00054 \frac{\text{lbm}}{\text{ft. s}}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{F}{\rho} \dots \dots \dots \text{ (E.164)}$$

$$= \frac{156,5799 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 2,5189 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk turbulen :

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \dots \dots \dots \text{ (E.165)}$$

$$\begin{aligned}
&= 3,9 \times (2,5189 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}})^{0,45} \times (62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3})^{0,13} \\
&= 10,1104 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari appendix B.6 Crane, 1988, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 10 in

Schedule number = 30

Diameter dalam (ID) = 10,136 in = 0,844667 ft

Diameter luar (OD) = 10,750 in = 0,8958 ft

Inside sectional area = 0,5603 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (E.166)$$

$$\begin{aligned}
V &= \frac{2,5189 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{0,5603 \text{ ft}^2} \\
&= 4,4956 \frac{\text{ft}}{\text{s}}
\end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
N_{Re} &= \frac{\rho \times D \times V}{\mu} \dots\dots\dots (E.167) \\
&= \frac{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 0,844667 \text{ ft} \times 4,4956 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,00054 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\
&= 437119,3821 > 2.100 \text{ (aliran turbulen)}
\end{aligned}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ dan $\epsilon/D = 0,0001$

Maka harga $f = 0,00325$ (Gbr 2.10-3, Geankoplis,1997). Kehilangan karena gesekan (*friction loss*) :

1. 1 sharp edge enterance (h_c)

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.168)$$

$$= 0,55 \times (1-0) \times \frac{\left(4,4956 \frac{\text{ft}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbf} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 0,1727 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

2. 2 elbow 90° (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times gc}\right) \dots\dots\dots (E.169)$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{\left(4,4956 \frac{\text{ft}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbf} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 0,471 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

3. 1 check valve (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times gc}\right) \dots\dots\dots (E.170)$$

$$= 1 \times 2 \times \frac{\left(4,4956 \frac{\text{ft}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbf} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 0,628 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

4. Pipa Lurus 30 ft (F_f)

$$F_f = 4 \times f \times \left(\frac{\Delta L}{di}\right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc} \dots\dots\dots (E.171)$$

$$= 4 \times 0,00325 \times \left(\frac{30 \text{ ft}}{0,844667 \text{ ft}} \right) \times \frac{(4,4956 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 2 \times 32,174 \frac{\text{lbf} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 0,06125 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

5. 1 sharp edge exit (h_{ex})

$$H_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (E.172)$$

$$= (1-0) \times \frac{(4,4956 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbf} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 0,314 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

Sehingga total *frictional loss* yang terjadi pada sistem perpipaan:

$$\Sigma F = 1,647 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

Dari persamaan Bernouli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots (E.173)$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$P_2 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta P = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta z = 30 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,174 \frac{\text{ft. lbf}}{\text{lbf. s}^2}} \times (30 \text{ ft}) + 0 + 1,647 \frac{\text{ft. lbf}}{\text{lbf}} + W_s = 0$$

$$W_s = - 31,647 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

Untuk efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$, maka:

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta} \dots\dots\dots (E.174)$$

$$= \frac{- 31,647}{- 0,8}$$

$$= 39,55875 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

Daya Pompa

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots (E.175)$$

$$= 156,5799 \frac{\text{lbf}}{\text{s}} \times 39,55875 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbf}}$$

$$= 6194,1051 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{s}}$$

$$= 11,2621 \text{ Hp}$$

$$= 8,398 \text{ kW}$$

22. Tangki Penampungan Air Domestik (F-490)

Fungsi : Menampung air dari menara air untuk keperluan air domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA-240 Grade C

Jumlah : 3 Unit

Volume Tangki :

$$\text{Laju alir massa air (F)} = 3235,56872 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 hari

$$\text{Kapasitas tangki} = \frac{\text{Laju massa} \times t}{\rho} \dots\dots\dots (\text{E.176})$$

$$= \frac{3235,56872 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari} \times 3.600 \frac{\text{s}}{\text{jam}}}{62,161 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 134.917.297,3536462 \text{ ft}^3$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 134.917.297,3536462 \text{ ft}^3$$

$$= 161.900.756,8243754 \text{ ft}^3$$

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki (Vs)

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \dots\dots\dots (\text{E.177})$$

Dimana:

Vs = volume silinder (ft³)

Di = diameter dalam silinder (ft)

Hs = tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan : perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

Hs : Di = 2 : 1

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3/2 D_i)}{4} \dots\dots\dots (E.178)$$

$$161.900.756,8243754 \text{ ft}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3 \times D_i)}{8}$$

$$161.900.756,8243754 \text{ ft}^3 = \frac{3,14 \times D_i^2 \times (3 \times D_i)}{8}$$

$$D_i^3 = 137495334,8827 \text{ ft}^3$$

$$D_i = 516,1342 \text{ ft} = 6193,6104 \text{ in}$$

$$H_s = 1032,2684 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{kapasitas tangki} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \dots\dots\dots (E.179)$$

$$= \frac{134.917.297,3536462 \text{ ft}^3 \times 1032,2684 \text{ ft}}{161.900.756,8243754 \text{ ft}^3}$$

$$= 860,2236 \text{ ft}$$

Faktor keamanan untuk tekanan = 20 %

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \text{ atm} = 17,635 \text{ psi}$$

Direncanakan bahan konstruksi yang digunakan adalah *Carbon Steel SA-283, Grade C*. Dari Brownell & Young, item 4, *Appendix D*, 1979 diperoleh data :

$$\text{Allowable stress} = 18.750 \text{ psia}$$

$$\text{Efisiensi sambungan, E} = 0,85 \text{ (Timmerhaus, 1991)}$$

$$\text{Faktor korosi, } C = \frac{1}{8} \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \text{ (Perry, 1997)}$$

$$n = 20 \text{ tahun}$$

$$C_c = 0,125 \frac{\text{in}}{\text{tahun}} \times 20 \text{ tahun}$$

$$= 2,5 \text{ in}$$

Tebal *shell* tangki :

$$t = \frac{P \times D}{(2 \times S \times E)} + C_c \dots\dots\dots (E.180)$$

$$= \frac{17,635 \text{ psi} \times 6193,6104 \text{ in}}{(2 \times 18.750 \text{ Psi} \times 0,80)} + 2,5 \text{ in}$$

$$= 6,14 \text{ in}$$

23. Tangki Pelarutan Kaporit [Ca(Cl)₂] (M-471)

Fungsi : Tempat membuat larutan klorin untuk proses klorinasi air domestik.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-240 Grade C*

Jumlah : 2 Unit

Volume Tangki :

Kaporit yang digunakan = 2 ppm

Kaporit yang digunakan berupa larutan 70% (% berat)

Laju massa kaporit = $0,0000622 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$

Densitas larutan kaporit 70% = $1.272 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 79,409 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$ (Perry, 1997)

Kebutuhan perancangan = 90 hari

Kapasitas tangki = $\frac{0,0000622 \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 90 \text{ hari} \times 3.600 \frac{\text{s}}{\text{hr}}}{79,409 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$

= $6,091 \text{ ft}^3$

Faktor kelonggaran = 20%, maka :

Volume tangki = $1,2 \times 6,091 \text{ ft}^3$

= $7,309 \text{ ft}^3$

Diameter dan tebal tangki

Volume silinder tangki (Vs)

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times H_s}{4} \text{ (Brownell \& Young, 1959)..... (E.181)}$$

Dimana:

Vs = volume silinder (ft³)

Di = diameter dalam silinder (ft)

Hs = tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan : perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki

Hs : Di = 3 : 2

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3/2 D_i)}{4} \dots\dots\dots (E.182)$$

$$7,309 \text{ ft}^3 = \frac{\pi \times D_i^2 \times (3 \times D_i)}{8}$$

$$D_i = 1,838 \text{ ft} = 22,054 \text{ in}$$

$$H_s = 2,757 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{kapasitas tangki} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \dots\dots\dots (E.183) \\ &= \frac{6,091 \text{ ft}^3 \times 2,757 \text{ ft}}{7,309 \text{ m}^3} \\ &= 2,297 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \text{ atm} = 17,635 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,8 \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Allowable stress} = 18.750 \text{ psi (Brownell \& Young, 1959)}$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} T &= \frac{P \times D}{(2 \times S \times E)} \dots\dots\dots (E.184) \\ &= \frac{17,635 \text{ psi} \times 22,054 \text{ in}}{(2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,8)} \\ &= 0,013 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = \frac{1 \text{ in}}{8 \text{ tahun}}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,013 \text{ in} + \frac{1}{8} \text{ in} = 0,138 \text{ in}$$

Tebal tangki *standart* yang digunakan = $\frac{1}{2}$ in

Daya pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}; D_a = \frac{1}{3} \times 1,833 \text{ ft} = 0,611 \text{ ft}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1; E = 0,611 \text{ ft}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}; L = \frac{1}{4} \times 0,611 \text{ ft} = 0,153 \text{ ft}$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \times 0,611 \text{ ft} = 0,122 \text{ ft}$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \times 1,833 \text{ ft} = 0,153 \text{ ft}$$

Dimana :

D_t = diameter tangki

D_a = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *baffle*

Kecepatan pengadukan, $N = 1$ rps

Viskositas $\text{Ca}(\text{Cl})_2$ 70% = $3,69 \times 10^{-4} \frac{\text{lbm}}{\text{ft. s}}$ (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} \dots\dots\dots (E.185)$$

$$= \frac{79,409 \times 1 \times (0,611^2)}{0,000672}$$

$$= 44.100,891$$

$N_{Re} > 10.000$ maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus :

$$P = \frac{K_T \times n^3 \times Da^5 \times \rho}{gc} \text{ (McCabe, 1999) } \dots\dots\dots (E.186)$$

$$K_T = 6,3 \text{ (McCabe, 1999)}$$

$$= \frac{6,3 \times 1^3 \times 0,611^5 \times 79,409}{32,174 \times 550}$$

$$= 5,45 \times 10^{-8} \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{5,45 \times 10^{-8}}{0,8} = 68,175 \times 10^{-9} \text{ Hp}$$

24. Bak Penampungan

Fungsi : Tempat menampung air buangan sementara dan menetralkan pH limbah.

$$\text{Laju air buangan} = 729,147 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

Waktu penampungan air buangan = 7 hari

$$\text{Volume air buangan} = 7.094.311,979 \text{ ft}^3$$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan, dengan bak terisi 90% bagian.

$$\text{Volume bak} = \frac{7.094.311,979 \text{ ft}^3}{0,9} = 7.882.568,865 \text{ ft}^3$$

Direncanakan :

$$\text{Panjang bak (P)} = 2 \times \text{lebar bak (L)}$$

$$\text{Tinggi bak (T)} = \text{lebar bak (L)}$$

$$\text{Maka, volume bak} = P \times L \times T \dots\dots\dots (\text{E.187})$$

$$7.882.568,865 \text{ ft}^3 = 2L \times L \times L$$

$$L = 157,96 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$\text{Panjang bak} = 2L = 315,919 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar bak} = 157,96 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi bak} = 157,96 \text{ ft}$$

$$\text{Luas} = 49.902,448 \text{ ft}^2$$

25. Bak Penetralan

Limbah pabrik yang terdiri dari bahan-bahan organik biasanya mempunyai pH = 5 (Hammer, 1986). Limbah pabrik yang terdiri dari bahan-bahan organik harus dinetralkan sampai pH = 6 (Kep. 42/MENLH/10/1998).

$$\text{Laju air buangan} = 729,147 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

$$\text{Waktu penampungan air buangan} = 3 \text{ hari}$$

$$\text{Volume air buangan} = 7.094.311,979 \text{ ft}^3$$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan, dengan bak terisi 90% bagian.

$$\text{Volume bak} = \frac{3.040419,419 \text{ ft}^3}{0,9} = 3.378.243,799 \text{ ft}^3$$

Direncanakan :

$$\text{Panjang bak (P)} = 2 \times \text{lebar bak (L)}$$

$$\text{Tinggi bak (T)} = \text{lebar bak (L)}$$

$$\text{Maka, volume bak} = P \times L \times T \dots\dots\dots (\text{E.188})$$

$$3.378.243,799 \text{ ft}^3 = 2L \times L \times L$$

$$L = 119,093 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$\text{Panjang bak} = 2L = 238,186 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar bak} = 119,093 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi bak} = 119,093 \text{ ft}$$

$$\text{Luas} = 28.366,385 \text{ ft}^2$$

26. Tangki Sedimentasi

Fungsi : Mengendapkan flok biologis dari tangki aerasi dan sebagian di resirkulasikan kembali ke tangki aerasi.

Bentuk : Persegi panjang, alas berbentuk kerucut

Bahan konstruksi : Beton

Kondisi operasi : Kondisi ruang

$$\text{Laju air buangan} = 11,730 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

$$\text{Waktu tinggal air} = 2 \text{ jam} = 7.200 \text{ s}$$

$$\text{Volume bak (V)} = \frac{11,730 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{7200 \text{ s}} = 0,002 \text{ ft}^3$$

$$\text{Bak terisi 90\%, maka volume bak} = \frac{0,002}{0,9} = 0,0018 \text{ ft}^3$$

Perancangan bak direncanakan :

Asumsi perbandingan D : H = 1 : 2

$$H_1 : H_2 = 2 : 1$$

$$V = V_1 + V_2$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 H_1 + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} D^2 H_1 \dots \dots \dots (E.189)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{1}{3} \frac{\pi}{4} D^2 \frac{1}{2} H_1 \dots \dots \dots (E.190)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{1}{24} D^3 \dots \dots \dots (E.191)$$

$$0,0018 \text{ ft}^3 = \frac{7 \times \pi}{24} D^3$$

$$D = 0,125 \text{ ft}$$

$$H_1 = 0,125 \text{ ft}$$

$$H_2 = 0,063 \text{ ft}$$

$$H_s = H_1 + H_2 = 0,188 \text{ ft}$$

Daya Clarifier

$$P = 0,006 D^2$$

Dimana :

P = Daya yang dibutuhkan, kW

$$\text{Sehingga, } P = 0,006 \times (0,125)^2 = 0,0000945 \text{ kW} = 0,000127 \text{ Hp}$$

27. Pompa Tangki Air Domestik (PU-10)

Fungsi : Memompa air dari menara pendingin ke unit proses

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 Unit (1 *standby*)

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Data :

$$\text{Laju alir massa air (F)} = 3235,56872 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,00054 \frac{\text{lbm}}{\text{ft. s}}$$

Perhitungan :

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{F}{\rho} \dots\dots\dots (E.192)$$

$$= \frac{3235,56872 \frac{\text{lbm}}{\text{s}}}{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}}$$

$$= 52,0514 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Diameter pipa ekonomis untuk turbulen :

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots (E.193) \\ &= 3,9 \times (52,0514 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}})^{0,45} \times (62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3})^{0,13} \\ &= 39,5017 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari appendix B.16 Crane, 1988, dipilih pipa *commercial steel*:

Ukuran nominal = 22 in

Schedule number = 30

Diameter dalam (ID) = 21 in = 1,750ft

Diameter luar (OD) = 22 in = 1,833 ft

Inside sectional area = 2,405 ft²

Kecepatan rata-rata fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} \dots\dots\dots (E.194)$$

$$V = \frac{52,0565 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{2,405 \text{ ft}^2}$$

$$= 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Sehingga :

$$NRe = \frac{\rho \times D \times V}{\mu} \dots\dots\dots (E.195)$$

$$NRe = \frac{62,161 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \times 1,750 \text{ ft} \times 21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,00054 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

$$= 436033,514583 > 2.100 \text{ (aliran turbulen)}$$

Untuk pipa *commercial steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,00015$ m dan $\epsilon/D = 0,000086$. Maka harga $f = 0,00275$ (Gbr 2.10-3, Geankoplis,1997). Kehilangan karena gesekan (*friction loss*) :

1. 1 *sharp edge enterance* (h_c)

$$H_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (E.196)$$

$$= 0,55 \times (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbf} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 5,00445 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

2. 2 *elbow 90°* (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \dots\dots\dots (E.197)$$

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbf} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 10,9212 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

3. 1 *check valve* (h_f)

$$H_f = n \times K_f \times \left(\frac{v^2}{2 \times g_c}\right) \dots\dots\dots (E.198)$$

$$= 1 \times 2 \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,174 \frac{\text{lbf} \cdot \text{ft}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}}$$

$$= 14,5616 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf}}$$

4. Pipa Lurus 50 ft (F_f)

$$F_f = 4 \times f \times \left(\frac{\Delta L}{D_i} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (E.199)$$

$$= 4 \times 0,00275 \times \left(\frac{50 \text{ ft}}{1,750 \text{ ft}} \right) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf. s}^2}}$$

$$= 2,2883 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

5. 1 sharp edge exit (h_{ex})

$$H_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right) \times \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \dots\dots\dots (E.200)$$

$$= (1-0) \times \frac{(21,645 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,174 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf. s}^2}}$$

$$= 7,28081 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Sehingga total *frictional loss* yang terjadi pada sistem perpipaan:

$$\Sigma F = 40,05636 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{lbm}}$$

Dari persamaan Bernoulli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \dots\dots\dots (E.201)$$

Dimana : $v_1 = v_2$

$$P_1 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$P_2 = 2.116,213 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta P = 0 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}$$

$$\Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{32,174 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbf} \cdot \text{s}^2}} \times (50 \text{ ft}) + 0 + 40,05636 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbfm}} + W_s = 0$$

$$W_s = -90,05636 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbfm}}$$

Untuk efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$, maka:

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta} \dots\dots\dots (E.202)$$

$$= \frac{-90,05636}{-0,8}$$

$$= 112,57045 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbfm}}$$

Daya Pompa

$$P = m \times W_p \dots\dots\dots (E.203)$$

$$= 3235,884219 \frac{\text{lbfm}}{\text{s}} \times 112,57045 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{lbfm}}$$

$$= 364264,94268 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbf}}{\text{s}}$$

$$= 662,2991 \text{ Hp}$$

= 493,8777 kW

LAMPIRAN F

ANALISA EKONOMI

Dalam rencana prarancangan pabrik pembuatan *Perchloroethylene* ini digunakan asumsi sebagai berikut:

1. Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam setahun.
2. Kapasitas produksi 100.000 ton/tahun.
3. Perhitungan didasarkan pada harga peralatan tiba di pabrik atau *purchased equipment delivered*.
4. Harga alat disesuaikan dengan nilai tukar dollar terhadap rupiah adalah US\$ 1 = Rp 14.967,00,- (<https://kursdollar.net/> 25 Mei 2023).

F.1 Modal Investasi Tetap (*Fixed Capital Investment*)

F.1.1 Modal Investasi Tetap Langsung (MITL)

Direct cost atau biaya langsung adalah biaya yang diperlukan untuk pembangunan pabrik. Biaya ini meliputi:

A. Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga peralatan pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *marshall and swift equipment cost index*. Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{index harga tahun sekarang}}{\text{index harga tahun x}} \times \text{harga tahun x}$$

Penentuan indeks harga

Penentuan index harga pada tahun 2025 dihitung berdasarkan *index marshall and swift untuk proses industri*. Penentuan harga peralatan untuk tahun 2025 dihitung berdasarkan *marshall and swift equipment cost index*.

Tabel F.1 *Marshall And Swift Equipment Cost Index*

No	Tahun	<i>Annual Index</i>
1.	2014	550,800
2.	2015	585,700
3.	2016	584,600
4.	2017	567,300
5.	2018	576,100
6.	2019	556,800
7.	2020	541,700

Sumber : *marshall and swift equipment cost index, tahun 2020*.

Dengan metode *Least Square (Peter & Timmerhaus Ed 4, hal 760–761)* dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2018.

Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan persamaan:

$$Y = a + b(x - \bar{x}) \dots\dots\dots (F.2)$$

Keterangan: a = \bar{y} , harga rata-rata y

$$b = \frac{\sum(x - \bar{x})(x - \bar{y})}{\sum(x - \bar{x})^2}, \text{ slop garis least square}$$

Tabel F.2 Penaksiran indeks harga dengan *Least Square*

Data	x	y	x ²	y ²	xy
1	2014	550,800	4052169	303380,640	1108760,40
2	2015	585,700	4056196	343044,490	1179599,80
3	2016	584,600	4060225	341757,160	1177969,00
4	2017	567,300	4064256	321829,290	1143676,80
5	2018	576,100	4068289	331891,210	1161993,70
6	2019	556,800	4072324	310026,240	1123622,40
7	2020	541,700	4076361	293438,890	1093692,30
Total	14112	3963,000	28449820	2245367,920	7989314,40

$$\sum x = 14.119$$

$$n = 7$$

$$\begin{aligned} \bar{x} &= \sum x/n \\ &= 14.119/7 \\ &= 2017 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum(x)^2 &= 14.119^2 \\ &= 199.346.161 \end{aligned}$$

Persamaan 17.20, Peter and Timmerhaus Ed. 4:

$$\begin{aligned}\Sigma(x - \bar{x})^2 &= \Sigma x^2 - \Sigma \frac{x^2}{n} \\ &= 28.449.820 - 199.148.544/7 \\ &= 28\end{aligned}$$

$$\Sigma y = 3.963,00$$

$$\begin{aligned}\bar{y} &= \Sigma \frac{y}{n} \\ &= 566,1429\end{aligned}$$

$$\Sigma y^2 = 2.245.367,920$$

$$\Sigma xy = 7.989.314,40$$

Persamaan 17.20 Peters & Timmerhaus Ed. 4:

$$\begin{aligned}\Sigma(x - \bar{x})(x - \bar{y}) &= \Sigma xy - (\Sigma y) \left(\Sigma \frac{x}{n} \right) \\ &= 7.989.314,40 - (3.963,00)(2017) \\ &= 93,60\end{aligned}$$

$$\text{Nilai } a = \bar{y} = 566,1429$$

$$\begin{aligned}b &= \frac{\Sigma(x - \bar{x})(y - \bar{y})}{\Sigma(x - \bar{x})^2} \\ &= \frac{93,60}{28} \\ &= 3,34\end{aligned}$$

Jadi, persamaannya:

$$y = a + b (x - \bar{x})$$

$$y = 566,1429 + 3,34 (x - \bar{x})$$

$$= 566,1429 + 3,34 (x - 2017)$$

Untuk $x = 2025$, maka

$$y = 596,2029$$

Jadi, *cost index* pada tahun 2025 adalah 596,2029

Contoh Perhitungan Harga Peralatan Proses :

1. Tangki penyimpanan bahan baku etilendiklorida

Tipe	: Silinder vertikal dengan alas datar
Kapasitas	: 5.576,2799 m ³
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Tekanan	: 1 atm
Harga tahun 2020	= \$ 108.100
	= Rp. 1.572.352.335,-
Harga tahun 2025	= Rp. 1.572.352.335,- × (596,2029/541,700)
	= Rp 1.731.159.921 ,-

Dengan cara yang sama maka harga untuk peralatan proses lain dapat dilihat pada Tabel F.3.

Tabel F.3 Data Harga Peralatan Proses

Nama Peralatan	Unit	Harga Alat (Rp)	Harga Alat 2025 (Rp)
Tangki EDC	1	1.572.352.335	1.731.159.921 ,-
Tangki Klorin	1	1.572.352.335	1.731.159.921 ,-

Tangki HCL	1	1.777.441.770	1.956.963.389
Tangki Perkloroetilen	1	1.777.441.770	1.956.963.389
Pompa P-100	1	331.633.980	365.129.012
Kompresor K-01	1	129.453.615	142.528.430,1
Heater 01	1	434.905.965	478.831.467,5
Heater 02	1	434.905.965	478.831.467,5
Cooler 01	1	395.633.520	435.592.505,5
Reaktor PFR	1	799.994.250	880.793.669,3
Distilasi 01	1	2.453.800.545	2.701.634.400
Condenser @Distilasi 01	1	372.360.960	409.969.417
Reboiler @Distilasi 01	1	248.725.485	273.846.759
Distilasi 02	1	2.453.800.545	2.701.634.400
Condenser @Distilasi 02	1	372.360.960	409.969.417
Reboiler @Distilasi 02	1	248.725.485	273.846.759
Total		11.182.465.080	12.311.894.053

Harga total 2025 = Rp 12.311.894.053,-

Contoh Perhitungan Harga Peralatan Utilitas :

Dengan cara yang sama dengan alat proses maka harga untuk peralatan utilitas lain dapat dilihat pada Tabel F.4

Tabel F.4 Data Harga Peralatan Utilitas

Nama Alat	Unit	Harga alat (Rp)	Total harga 2025 (Rp)
Clarifier	1	77.928.652,50	85.799.446,4
Pompa Air Sungai	1	48.535.000	53.437.035

Bak Sedimentasi	1	106.848.375	117.640.060,9
Pompa Sedimentasi	1	48.535.000	53.437.035
Skimmer	1	56.443.350	62.144.128,35
Pompa Skimmer	1	48.535.000	53.437.035
Bak Air Clarifier	1	32.389.975	35.661.362,48
Pompa Clarifier	1	48.535.000	53.437.035
Sand Filter	1	64.166.125	70.646.903,63
Bak Air Bersih	1	55.672.500	61.295.422,5
Kation Exchanger	1	20.156.300	22.192.086,3
Anion Exchanger	1	20.156.300	22.192.086,3
Pompa Air Bersih	1	48.535.000	53.437.035
Bak Air Lunak	1	55.672.500	61.295.422,5
Pompa Bak Klorinasi	1	48.535.000	53.437.035
Bak Klorinasi	1	55.672.500	61.295.422,5
Pompa Air Sanitasi	1	48.535.000	53.437.035
Bak Air Sanitasi	1	55.672.500	61.295.422,5
Boiler	1	742.300.000	817.272.300
Pompa Dearator	1	48.535.000	53.437.035
Dearator	1	86.692.075	95.447.974,58
Pompa Air Boiler	1	48.535.000	53.437.035

Pompa Air Proses	1	48.535.000	53.437.035
Cooling Tower	1	65.665.000	72.297.165
Pompa Air Pendingin	1	48.535.000	53.437.035
Bak Air Pendingin	1	55.672.500	61.295.422,5
Pompa Air Peralatan	1	48.535.000	53.437.035
Harga Total	27	2.133.528.653	2.349.015.046

Total Biaya Peralatan (PEC) = biaya peralatan proses + biaya peralatan utilitas

$$= \text{Rp. } 12.311.894.053,- + \text{Rp } 2.349.015.046$$

$$= \text{Rp. } 14.660.909.099,-$$

B. Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Pemasangan peralatan meliputi biaya pekerja. pondasi. penyangga. podium. Biaya konstruksi dan faktor lain yang berhubungan langsung dengan pemasangan peralatan. Meliputi pemasangan, pengecatan, dan isolasi peralatan. Besarnya biaya pemasangan sekitar 25-55% dari biaya peralatan, diambil sebesar 40% (Peters&Timmerhaus. 1991).

$$\text{Pemasangan} = 40 \% \times \text{PEC}$$

$$= 40\% \times \text{Rp. } 14.660.909.099,-$$

$$= \text{Rp. } 5.864.363.640$$

C. Biaya Instrumentasi dan Control

Biaya total instrumentasi tergantung pada jumlah kontrol yang diperlukan dan sekitar 8–50% dari harga total peralatan. diambil sebesar 35% (Peters&Timmerhaus. 1991).

$$\text{Instrumentasi} = 35\% \times \text{PEC}$$

$$= 35\% \times \text{Rp. } 14.660.909.099,-$$

$$= \text{Rp. } 5.131.318.185$$

D. Biaya Perpipaan (*Piping Cost*)

Meliputi biaya pekerja pembungkus pipa, *valve*, *fitting*, pipa penyangga dan lainnya yang termasuk dalam pemasangan lengkap semua pipa yang digunakan secara langsung dalam proses. Besarnya biaya perpipaan sekitar 10-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 70%. (Peters&Timmerhaus. 1991).

$$\text{Perpipaan} = 70\% \times \text{PEC}$$

$$= 70\% \times \text{Rp. } 14.660.909.099,-$$

$$= \text{Rp. } 10.262.636.369$$

E. Biaya Instalasi Listrik (*Electrical Installation*)

Biaya untuk instalasi listrik meliputi pekerja instalasi utama dan material untuk daya dan lampu dengan penerangan gedung termasuk biaya servis. Besarnya sekitar 10-40% dari total biaya peralatan, diambil sebesar 35%. (Peters&Timmerhaus. 1991).

$$\text{Listrik} = 35\% \times \text{PEC}$$

$$= 35\% \times \text{Rp. } 14.660.909.099,-$$

$$= \text{Rp. } 5.131.318.185$$

$$\text{Free On Board (FOB)} = \text{Rp. } 41.050.545.477$$

F. Biaya Angkutan (kapal)

Biaya ini diperkirakan 10% dari harga FOB :

$$\begin{aligned}\text{Angkutan} &= 10\% \times \text{Rp. } 41.050.545.477 \\ &= \text{Rp. } 4.105.054.548\end{aligned}$$

Cost and Freight (C&F) = Rp. 45.155.600.025

G. Biaya Asuransi

Biaya ini diperkirakan 1% dari Harga Cost and Freight (C&F) :

$$\begin{aligned}\text{Asuransi} &= 1\% \times \text{Rp. } 45.155.600.025 \\ &= \text{Rp. } 451.556.000\end{aligned}$$

Cost Of Insurance and Freight (CIF) = Rp. 45.607.156.025

H. Transportasi

Biaya angkut ke lokasi pabrik diperkirakan 10% dari harga CIF.

$$\begin{aligned}\text{Transportasi} &= 10\% \times \text{Rp } 45.607.156.025 \\ &= \text{Rp. } 4.560.715.603\end{aligned}$$

I. Gedung

Biaya Gedung diperkirakan 45% dari biaya peralatan.

$$\begin{aligned}\text{Gedung} &= 45\% \times \text{Rp.}14.660.909.099,- \\ &= \text{Rp. } 6.597.409.094,55\end{aligned}$$

J. Yard Improvement

Biaya pengembangan lahan diperkirakan 12% dari harga peralatan.

$$\text{Yard Improvement} = 12\% \times \text{Rp. } 14.660.909.099,-$$

= Rp. 1.759.309.092

K. Service Facilities

Biaya servis fasilitas pabrik diperkirakan 50% dari harga peralatan.

Servis fasilitas = 50% x Rp. 14.660.909.099,-

= Rp. 7.330.454.550

L. Tanah

Biaya tanah pada lokasi pabrik, yaitu di Biring Karaya, Sulawesi Selatan.

Harga tanah per m² = Rp. 500.000,-/ m²

Luas tanah seluruhnya = 33.360 m²

Harga tanah seluruhnya = 33.360 m² x Rp. 500.000,-/ m²

= Rp. 16.680.000.000

Biaya perataan tanah 4-8 % dari harga tanah seluruhnya, diambil 5 % maka :

Biaya perataan tanah = 0,05 x Rp. 16.680.000.000

= Rp. 834.000.000

Total biaya tanah adalah = Rp. 16.680.000.000 + Rp. 834.000.000

= Rp. 17.514.000.000

Biaya Langsung (Direct Cost, DC) adalah

1. *Cost of Insurance & Freight (CIF)* = Rp 45.607.156.025

2. Transportasi kelokasi = Rp 4.560.715.603

3.	Biaya Bangunan	= Rp	6.597.409.094,55
4.	<i>Yard Improvement</i>	= Rp	1.759.309.092
5.	Tanah	= Rp	17.514.000.000
6.	<u><i>Service Facilities</i></u>	= Rp	<u>7.330.454.550</u> +
	Direct Cost (DC)	= Rp	83.369.044.364

F.1.2 Modal Investasi Tetap Tak Langsung (MITLL)

Indirect cost atau biaya tidak langsung meliputi:

A. Biaya Teknik dan Supervise (*Engineering and Supervision Cost*)

Biaya untuk desain kontruksi dan teknik. gambar. akuntansi. kontruksi dan biaya teknik. travel. reproduksi. komunikasi. dan biaya kantor pusat. Besarnya sekitar 5-30% dari biaya langsung. diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus,1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Teknik dan supervise} &= 30 \% \times \text{DC} \\
 &= 30 \% \times \text{Rp } 83.369.044.364 \\
 &= \text{Rp. } 25.010.713.309
 \end{aligned}$$

B. Biaya Konstruksi (*Construction Cost*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 10-30% dari biaya langsung. diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus. 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Konstruksi} &= 30 \% \times \text{DC} \\
 &= 30 \% \times \text{Rp } 83.369.044.364 \\
 &= \text{Rp. } 25.010.713.309
 \end{aligned}$$

C. Biaya kontraktor

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 2-8% dari total *Direct cost*. diambil sebesar 4% (Peters & Timmerhaus. 1991).

$$\begin{aligned}\text{Biaya jasa kontraktor} &= 4 \% \times \text{DC} \\ &= 4 \% \times \text{Rp } 83.369.044.364 \\ &= \text{Rp. } 3.334.761.775\end{aligned}$$

D. Biaya Tak Terduga (*Contingencies*)

Faktor biaya tak terduga biasanya dilibatkan dalam estimasi investasi modal untuk menjamin kejadian yang tak terduga. seperti badai. banjir. perubahan harga. perubahan desain yang kecil. kesalahan dalam estimasi. dan biaya tak terduga lainnya. Biaya ini berkisar 5-30% dari FCI. diambil sebesar 10%. (Peters & Timmerhaus. 1991).

$$\text{Biaya tak terduga} = 10\% \times \text{FCI}$$

E. *Plant Start Up*

Sebelum pabrik beroperasi. Kemungkinan akan ada perubahan-perubahan yang bertujuan untuk mengoptimalkan kondisi desain. Perubahan itu meliputi material. Peralatan dan kerugian bila pabrik hanya beroperasi dengan kapasitas menurun. Biaya ini berkisar 0-12% dari modal tetap (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Biaya start up} = 4 \% \times \text{FCI}$$

$$\begin{aligned}\text{Total Biaya Tidak Langsung (Indirect Cost, IDC)} &= \text{Rp.} \\ \mathbf{53.356.188.393 + 14\%FCI}\end{aligned}$$

Fixed Capital Investment (FCI)

$$\text{FCI} = \text{Direct Cost} + \text{Indirect Cost}$$

$$\text{FCI} = \text{Rp } 83.369.044.364 + 53.356.188.393 + 14\% \text{FCI}$$

$$\text{FCI} - 14\% \text{ FCI} = \text{Rp. } 136.725.232.756$$

$$86\% \text{ FCI} = \text{Rp. } 136.725.232.756$$

$$\text{FCI} = \text{Rp. } 158.982.828.786$$

Sehingga dapat dihitung:

$$\text{Biaya tak terduga} = 10\% \times \text{FCI} = \text{Rp. } 15.898.282.879$$

$$\text{Biaya startup} = 4\% \times \text{FCI} = \text{Rp. } 6.359.313.151$$

$$\text{Indirect Cost (IC)} = \text{Rp. } 53.356.188.393 + 14\% (\text{Rp. } 158.982.828.786)$$

$$= \text{Rp. } 75.613.784.423$$

F.2 Working Capital Investment (WCI)

Working capital untuk industri pabrik terdiri dari jumlah total uang yang diinvestasikan untuk (1) stok bahan baku dan persediaan, (2) stok produk akhir dalam proses yang sedang dibuat, (3) uang diterima (*accountreceivable*), (4) uang terbayar (*account payable*) dan (5) pajak terbayar (*taxes payable*). Perbandingan *working capital* terhadap *total capital investment* bervariasi untuk perusahaan yang berbeda, namun sebagian besar pabrik kimia menggunakan *working capital* awal sebesar 10–20% dari *total capital investment*. Diambil sebesar 15% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{WCI} = 15\% \text{ Total Capital Investment}$$

$$\text{WCI} = \text{TCI} - \text{FCI}$$

$$15\% \text{ TCI} = \text{TCI} - \text{FCI}$$

$$\text{FCI} = 85\% \text{ TCI}$$

$$\text{TCI} = (100/85) \text{ FCI}$$

$$\text{TCI} = (100/85) \times \text{Rp } 158.982.828.786$$

TCI = Rp. 187.038.622.196

Sehingga, WCI = TCI – FCI

= Rp. 187.038.622.196 – Rp 158.982.828.786

= Rp. 28.055.793.315

F.3 Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*)

A. Biaya Produksi Langsung (*Direction Production Cost*)

1. Harga Bahan Baku Proses

1. Etilendiklorida

Kebutuhan = 15.852,863 kg/jam
= 138.871.080 kg/tahun
Harga bahan baku/kg = Rp 14.949,-
Pembelian tiap tahun = Rp. 2.075.983.774.920,-

2. Chlorine

Kebutuhan = 6.874,4138 kg/jam
= 60.219.865 kg/tahun
Harga bahan baku/kg = Rp 15.547
Pembelian tiap tahun = Rp. 936.238.241.155,-

2. Harga Bahan Baku Utilitas

1. Kebutuhan Bahan Bakar

Jenis bahan bakar = solar
Kebutuhan = 1.431,51676 liter/jam
=12.540.663,69 liter/tahun
Harga / liter = Rp. 9.600
Harga / tahun = Rp. 120.390.371.406

2. Harga Bahan Baku Utilitas

a. Alum, $Al_2(SO_4)_3$

Kebutuhan	= 17,748 kg/jam	
	= 155.479,6321 kg/tahun	
Harga/kg	= Rp 4,803,-	(www.matche.com)
Harga kg per tahun	= Rp 746.768.672,8,-	

b. Asam Sulfat (H_2SO_4)

Kebutuhan	= 10,353 kg/jam	
	= 90.696,45 kg/tahun	
Harga/kg	= Rp 4,500,-	(www.matche.com)
Harga kg per tahun	= Rp 408.134.034,2,-	

c. NaOH

Kebutuhan	= 29,580 kg/jam	
	= 259.132,7201 kg/tahun	
Harga/kg	= Rp 3,100,-	(www.matche.com)
Harga kg per tahun	= Rp 803.311.432,3,-	

d. Kaporit ($Ca(Cl)_2$)

Kebutuhan	= 0.092 kg/jam	
	= 805,957 kg/tahun	
Harga/kg	= Rp 4.610,-	(www.matche.com)
Harga kg per tahun	= Rp 3.715.462,-	

Total bahan baku + utilitas = Rp 3.014.183.945.676

A. Biaya Gaji Karyawan

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan dapat diperkirakan dan diren

canakan seperti terlihat pada Tabel F.5 berikut:

Tabel F.5 Biaya Gaji Karyawan Selama Satu Bulan

No.	Jabatan	Gaji per bulan	Jumlah (orang)	Total
1	Dewan Komisaris	Rp70.000.000	2	Rp140.000.000
2	Direktur utama	Rp60.000.000	1	Rp60.000.000
3	Direktur Produksi dan teknik	Rp50.000.000	1	Rp50.000.000
4	Direktur Keuangan dan umum	Rp50.000.000	1	Rp50.000.000
5	Staf ahli	Rp25.000.000	2	Rp50.000.000
6	Sekretaris	Rp15.000.000	5	Rp75.000.000
7	Kepala Bagian Produksi	Rp25.000.000	1	Rp25.000.000
8	Kepala Bagian Libang	Rp25.000.000	1	Rp25.000.000
9	Kepala Bagian Teknik	Rp25.000.000	1	Rp25.000.000
10	Kepala Bagian umum	Rp25.000.000	1	Rp25.000.000
11	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	Rp25.000.000	1	Rp25.000.000
12	Kepala Bagian Administrasi	Rp25.000.000	1	Rp25.000.000
13	Kepala Seksi Proses	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
14	Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
15	Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian mutu	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
16	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
17	Kepala Seksi Peralatan	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
18	Kepala Seksi Utilitas	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
19	Kepala Seksi Tata Usaha	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
20	Kepala Seksi Keuangan	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
21	Kepala Seksi Pembelian	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000

22	Kepala Seksi Personalia	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
21	Kepala Seksi Humas	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
24	Kepala Seksi K3	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
25	Kepala Seksi Pemasaran	Rp10.000.000	1	Rp10.000.000
26	Karyawan Proses	Rp8.000.000	102	Rp816.000.000
27	Karyawan Listrik Dan Intrumentasi	Rp8.000.000	25	Rp200.000.000
28	Karyawan Laboratorium	Rp8.000.000	12	Rp96.000.000
29	Karyawan Penelitian	Rp8.000.000	5	Rp40.000.000
30	Karyawan K3	Rp8.000.000	10	Rp80.000.000
31	Karyawan Peralatan	Rp8.000.000	8	Rp64.000.000
32	Karyawan Keuangan	Rp6.000.000	5	Rp30.000.000
33	Karyawan Utilitas	Rp8.000.000	12	Rp96.000.000
34	Karyawan Pembelian	Rp6.000.000	2	Rp12.000.000
35	Karyawan Tata Usaha	Rp6.000.000	3	Rp18.000.000
36	Karyawan Personalia	Rp6.000.000	2	Rp12.000.000
37	Karyawan Humas	Rp6.000.000	3	Rp18.000.000
38	Karyawan Pemasaran	Rp6.000.000	3	Rp18.000.000
39	Karyawan Keamanan	Rp3.625.000	10	Rp36.250.000
40	Dokter	Rp6.000.000	1	Rp6.000.000
41	Perawat	Rp5.000.000	1	Rp5.000.000
42	Sopir	Rp3.625.000	8	Rp29.000.000
43	<i>Cleaning Service</i>	Rp3.625.000	12	Rp43.500.000

Biaya gaji karyawan selama satu bulan = Rp 2.324.750.000

Biaya gaji karyawan selama satu tahun = Rp 2.324.750.000 x 12 bulan

= Rp 27.897.000.000

Table F.6 Biaya Produksi Langsung

No	Rincian	%	Harga (Rp)
----	---------	---	------------

1	Bahan Baku		3.012.222.016.075
2	Tenaga Kerja	A	27.897.000.000
3	Pengawasan Langsung	20%A	5.457.800.000
4	Utilitas		122.352.301.007
5	Maintenance & Perbaikan	7%FCI	11.128.798.015
6	Supply Pabrik	0,5% FCI	794.914.144
7	Laboratorium	10%A	2.728.900.000
8	Patent & Royalti	3%TPC	132.464.764.304
Total Biaya Produksi Langsung (DPC)			Rp. 3.181.973.729.241 + 3%*TPC

A. Biaya Tetap (Fixed charged)

Tabel F.7 Biaya Tetap

No	Perincian	%	Harga (Rp)
1.	Depresiasi (Peralatan, Gedung)	10% FCI	Rp. 15.898.282.879
2.	Pajak	2%FCI	Rp. 3.179.656.576
3.	Asuransi	1%FCI	Rp. 1.589.828.288
4.	Bunga	13%FCI	Rp. 20.667.767.742
Total Biaya Tetap (Fixed Charged,FC)			Rp. 41.335.535.484

B. Biaya *Plant overhead* (*Plant Overhead Cost*)

Plant Overhead (POC) 5% TPC

Total biaya pembuatan (*Manufacturing Cost, MC*) :

$$MC = FC + DPC + POC$$

$$MC = \text{Rp. } 41.335.535.484 + \text{Rp } 3.181.973.729.241 + 3\%*TPC + 5\%TPC$$

$$MC = \text{Rp } 3.223.309.264.725 + 8\%TPC$$

Biaya Pengeluaran umum (*General Expenses*)

$$\text{Biaya Administrasi} = 4\% \text{ TPC}$$

$$\text{Biaya Distribusi dan Penjualan} = 10\% \text{ TPC}$$

$$\text{Biaya R\&D} = 5\% \text{ TPC}$$

$$\text{Biaya Pengeluaran Umum (GE)} = 19\% \text{ TPC}$$

$$\text{Total Biaya Produksi (TPC)} = MC + GE$$

$$= \text{Rp. } 3.223.309.264.725 + 8\%TPC + 19\% \text{ TPC}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 3.223.309.264.725 + 27\% \text{ TPC}$$

$$0,73 \text{ TPC} = \text{Rp } 3.223.309.264.725$$

$$\text{TPC} = \text{Rp. } 4.415.492.143.460$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{Biaya Administrasi } 4\%TPC = \text{Rp } 176.619.685.738$$

$$\text{Biaya Distribusi Dan Penjualan } 10\%TPC = \text{Rp } 441.549.214.346$$

$$\text{Biaya Pengeluaran Umum} = \text{Rp. } 838.943.507.257$$

$$\text{Biaya R\&D } 5\%TPC = \text{Rp } 220.774.607.257 +$$

$$\text{Plant Overhead (POC) } 5\% \text{ TPC} = 5\% \times \text{Rp. } 4.415.492.143.460$$

$$= \text{Rp. } 220.774.607.173$$

F.4 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi yang dipakai adalah sebagai berikut:

1. Modal
 - a) Modal sendiri = 60%
 - b) Modal pinjaman = 40%
2. Bunga bank = 13% (Bank Indonesia, 2019)
3. Inflasi sebesar 5,76% (Bank Indonesia, 2019)
4. Masa konstruksi 2 tahun

Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi pembayaran dilakukan dengan cara sebagai berikut:

- a) Pada awal masa konstruksi (tahun pertama) sebesar 100% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
- b) Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun kedua) dibayarkan sisa modal pinjaman.
5. Umur pabrik diperkirakan sebesar 20 tahun dengan depresiasi sebesar 10% tahun ke -1. 20% tahun ke -2 sampai tahun ke -4 dan 30% tahun ke -5.
6. Kapasitas produksi :

Tahun ke - 1	= 80%
Tahun ke - 2	= 90%
Tahun ke - 3 hingga ke - 18	= 100%
Tahun ke - 19	= 90%
Tahun ke - 20	= 80%
7. Pajak pendapatan:

Rp 25.000.000	= 5%
Antara Rp 25.000.000 – Rp 50.000.000	= 10%
Antara Rp 50.000.000 – Rp 100.000.000	= 15%

Antara Rp 100.000.000 – Rp 200.000.000 = 20%

Lebih dari Rp 200.000.000 = 25%

Investasi Pabrik:

Investasi mula-mula (TCI) = **Rp. 187.038.622.196**

Modal sendiri (60% × TCI) = Rp. 112.223.173.261

Modal pinjaman (40% × TCI) = Rp. 74.815.448.841

Tabel F.8 Biaya Operasi untuk Kapasitas 80%, 90% dan 100%

No.	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
1.	80%	3.532.393.714.768
2.	90%	3.973.942.929.114
3.	100%	4.415.492.143.460

Tabel F.9 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Massa Konstruksi	%	Modal pinjaman Biaya (Rp)	Bunga (13%)	Jumlah (Rp)
-2	0%	-	0	-
-1	100%	74.815.448.841	9.726.008.349	84.541.547.190
Modal Pinjaman akhir masa konstruksi				Rp. 84.541.547.190

Tabel F.10 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Massa Konstruksi	%	Modal sendiri Biaya (Rp)	Inflasi (5,76%)	Jumlah (Rp)
-2	100%	112.223.173.261	6.464.054.780	118.687.228.041
-1	0%	-	6.836.384.335	6.836.384.335
Modal sendiri pada akhir massa konstruksi				Rp.125.523.612.376

Total biaya pada akhir masa konstruksi

= Modal sendiri + Modal Pinjaman

= **Rp. 125.523.612.376 + Rp. 84.541.547.190**

= **Rp. 210.065.069.566**

Harga Penjualan

1. Perkloroetilen

Produksi = 12.626,26 kg/jam

= 100.000 ton/tahun

Harga per kg = Rp 16,612,-

Harga penjualan per tahun = Rp 2.553.585.000.371,-

2. HCL

Produksi = 11.103.,604 kg/jam

= 97.267,571 ton/tahun

Harga per kg = Rp 14.900,-

Harga penjualan per tahun = Rp 2.053.585.508.371,-

Jadi, total harga penjualan produk tiap tahun adalah Rp 4.553.585.508.371,-

Analisa Ekonomi Metode Linear

TCI = Rp. 187.038.622.196

Modal Sendiri = Rp. 112.223.173.261

Modal Pinjaman = Rp. 74.815.448.841

TPC = Rp. 4.415.492.143.460

Depresiasi 20 Tahun = Rp. 317.965.657.573

Depresiasi Pertahun = Rp. 15.898.282.879

Harga Jual Produk = Rp 4.553.585.508.371

A. Perhitungan Laba

1. Sebelum Pajak

Laba sebelum pajak = Harga jual produk – Biaya produksi

$$= (\text{Rp } 4.553.585.508.371,-) - (\text{Rp } 4.415.492.143.460,-)$$

$$= \text{Rp. } 138.093.364.911$$

Bonus perusahaan untuk karyawan 0,5% dari keuntungan perusahaan

$$= 0,5\% \times \text{Rp. } 138.093.364.911$$

$$= \text{Rp. } 690.466.825$$

2. Pajak perusahaan

Pajak perusahaan = 25% × Laba sebelum pajak

$$= 25\% \times \text{Rp. } 138.093.364.911$$

$$= \text{Rp. } 34.523.341.228$$

3. Sesudah pajak

Laba sesudah pajak = Laba sebelum pajak – pajak perusahaan

$$= \text{Rp. } 138.093.364.911 - \text{Rp. } 34.523.341.228$$

= Rp. 103.570.023.684

F.5 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel F.11 *Cummulative Cash Flow* (Rupiah)

Tahun ke-n	Net Cash Flow	Cumulative Cash Flow
1	42.524.880.863	42.524.880.863
2	55.206.399.227	97.731.280.090
3	67.887.917.591	165.619.197.681
4	70.212.433.586	235.831.631.267
5	72.536.949.582	308.368.580.849
6	74.861.465.577	383.230.046.426
7	77.185.981.573	460.416.027.999
8	79.510.497.568	539.926.525.567
9	81.835.013.564	621.761.539.131
10	84.159.529.559	705.921.068.690

Dari tabel F.8 di atas maka TCI sebesar = Rp. 187.038.622.196

Dengan cara interpolasi antara tahun ke 2 dan 3, diperoleh waktu pengembalian modal adalah 3,3 Tahun.

F.6 Analisa Ekonomi Metode *Cash flow*

TCI	= Rp. 187.038.622.196
Modal Sendiri	= Rp. 112.223.173.261
Modal Pinjaman	= Rp. 74.815.448.841
TPC	= Rp. 4.415.492.143.460
Depresiasi 20 Tahun	= Rp. 317.965.657.573
Depresiasi Pertahun	= Rp. 15.898.282.879
Harga Jual Produk	= Rp 4.553.585.508.371
Masa Konstruksi	= 2 tahun
Umur pabrik	= 20 tahun
Pengembalian pinjaman	= 3,3 tahun
Bunga pinjaman	= 13%
Inflasi	= 5,76%
Pajak	= 25%
Kapasitas Produksi	
Tahun ke-1	= 80%
Tahun ke-2	= 90%
Tahun ke-3 hingga ke-18	= 100%
Tahun ke-19	= 90%
Tahun ke-20	= 80%

F.7 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate Of Return, IRR*)

Internal rate of return (IRR) adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Hasil data perhitungan *internal rate of return* (IRR) dapat dilihat pada tabel F.8.

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} \dots \dots \dots (F.3)$$

Keterangan:

n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke –n

Tabel F.12 *Trial* laju bunga (i)

Tahun ke-n	Net Cash Flow (CF)	Present Value	IRR 30,60%
1	42.524.880.863	37.632.637.932	32.560.665.888
2	55.206.399.227	43.234.708.456	32.366.054.898
3	67.887.917.591	47.049.732.303	30.474.950.179
4	70.212.433.586	43.062.600.434	24.133.189.078
5	72.536.949.582	39.370.150.113	19.090.185.562
6	74.861.465.577	35.957.348.908	15.085.487.845
7	77.185.981.573	32.808.723.015	11.909.393.304
8	79.510.497.568	29.908.657.771	9.393.465.617
9	81.835.013.564	27.241.634.855	7.402.709.550
10	84.159.529.559	24.792.416.792	5.829.147.204
11	104.364.937.828	27.207.694.369	5.534.858.399

12	104.364.937.828	24.077.605.636	4.237.958.377
13	104.364.937.828	21.307.615.607	3.244.941.407
14	104.364.937.828	18.856.296.998	2.484.603.151
15	104.364.937.828	16.686.988.493	1.902.423.509
16	104.364.937.828	14.767.246.454	1.456.657.256
17	104.364.937.828	13.068.359.694	1.115.340.696
18	104.364.937.828	11.564.920.083	853.999.706
19	94.007.935.459	9.218.793.542	589.003.384
20	83.650.933.091	7.259.419.940	401.304.691
Total NPV		21.307.615.607	210.065.339.700

Modal awal = Rp 210.065.069.566

Dari perhitungan diperoleh nilai $i = 30,60\%$ per tahun. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 13% .

F.8 Analisa Titik Impas (*Break Event Point*, BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel F.13 Biaya FC. VC. SVC dan S

No	Keterangan	Jumlah (Rp)
1	Biaya Tetap (FC)	Rp 41.335.535.484
2	Biaya Variabel (VC)	

	- Bahan baku	Rp3.012.222.016.075
	- utilitas	Rp122.352.301.007
	Total	Rp3.134.574.317.082
	Biaya semi variabel, SVC	
	- Gaji karyawan	Rp 27.289.000.000
	- Pengawasan, 3% TPC	Rp 132.464.764.304
	- Pemeliharaan dan perbaikan	Rp 11.128.798.015
	- Operating supplies	Rp 794.914.144
3	- Laboratorium	Rp 2.728.900.000
	- Pengeluaran umum	Rp 838.943.507.257
	- Plant Overhead	Rp 220.774.607.173
	- Patent dan Royalti	Rp 132.464.764.304
	Total	Rp 1.366.589.255.197
4	Total Penjualan (S)	Rp 4.539.542.395.574

Tabel F.14 FC, VC, dan S berdasarkan Kapasitas Produksi

No	Kapasitas Produksi	FC	VC	SVC	TC
1	0%	41.335.535.484	0	1.366.589.255.197	1.407.924.790
2	10%	41.335.535.484	18.852.446.739	1.366.589.255.197	1.426.777.237
3	20%	41.335.535.484	37.704.893.477	1.366.589.255.197	1.445.629.684
4	30%	41.335.535.484	56.557.340.216	1.366.589.255.197	1.464.482.130
5	40%	41.335.535.484	75.409.786.955	1.366.589.255.197	1.483.334.577
6	50%	41.335.535.484	94.262.233.693	1.366.589.255.197	1.502.187.024
7	60%	41.335.535.484	113.114.680.432	1.366.589.255.197	1.521.039.471
8	70%	41.335.535.484	131.967.127.171	1.366.589.255.197	1.539.891.917
9	80%	41.335.535.484	150.819.573.909	1.366.589.255.197	1.558.744.364
10	90%	41.335.535.484	169.672.020.648	1.366.589.255.197	1.577.596.811
11	100%	41.335.535.484	188.524.467.387	1.366.589.255.197	1.596.449.258

$$BEP = FC + 0,3 SVC / (S - VC - 0,7SVC)$$

$$= \frac{Rp39.709.150.979}{0,3} +$$

$$0,3 \frac{Rp1.365.258.927.513}{Rp4.539.542.395.574 - Rp3.134.574.317.082 - 0,7 \times Rp1.365.258.927.513} \times 100\%$$

$$= 15\%$$

