

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM FORMIAT DARI
METIL FORMAT DAN AIR MENGGUNAKAN
REAKSI HIDROLISIS DENGAN KAPASITAS 70.000
TON/TAHUN**

Laporan Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat
untuk mendapatkan gelar sarjana



Disusun Oleh :
Siti Halijah Sabollah(142420121015)

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH SORONG
TAHUN 2026**

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK ASAM FORMIAT DARI METIL FORMAT
DAN AIR MENGGUNAKAN REAKSI HIDROLISIS DENGAN
KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh :

Siti Halijah Sabollah (142420121015)

Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknik

Universitas Pendidikan Muhammadiyah Sorong

dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk melakukan sidang skripsi

Dosen Pembimbing I

Nita Indriyani, M.T.

NIDN. 1401048701

Dosen Pembimbing II

Ainul Alim Rahman, M.T.

NIDN. 1404109201

HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI

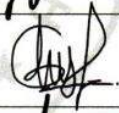
**PRARANCANGAN PABRIK ASAM FORMIAT DARI METIL FORMAT
DAN AIR MENGGUNAKAN REAKSI HIDROLISIS DENGAN
KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN**

Disusun oleh:

Siti Halijah Sabollah (142420121015)

**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji
pada tanggal 23/02/2024 dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

Susunan Dewan Penguji

Pembimbing 1	: Nita Indriyani, M.T. NIDN. 1401048701	
Pembimbing 2	: Ainul Alim Rahman, M.T. NIDN. 1404109201	
Penguji 1	: Ghaida Gusrinisa, M.T. NUPTK. 5859773674230300	
Penguji 2	: Ainul Alim Rahman, M.T. NIDN. 1404109201	

Sorong

Ketua Program Studi Teknik Kimia



**Ghaida Gusrinisa, M.T.
NUPTK. 5859773674230300**

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Siti Halijah Sabollah (142420121015)

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang Kami tulis ini dengan judul ***Prarancangan Pabrik Asam Formiat Dari Metil Format Dan Air Menggunakan Reaksi Hidrolisis Dengan Kapasitas 70.000 Ton/Tahun*** benar-benar merupakan hasil karya sendiri, bukan merupakan pengambilan tulisan atau pikiran orang lain yang kami akui sebagai hasil tulisan atau pikiran kami sendiri.

Apabila dikemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan Skripsi ini hasil karya jiplakan, maka kami bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Sorong, 2026

Yang membuat pernyataan,



Siti Halijah Sabollah

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Tuhan yang Maha Esa karena atas segala rahmat dan karunia-Nya penyusun dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik ini. Tugas Akhir Prarancangan Pabrik yang berjudul ***Prarancangan Pabrik Asam Formiat Dari Metil Format Dan Air Menggunakan Reaksi Hidrolisis Dengan Kapasitas 70.000 Ton/Tahun*** ini disusun sebagai implementasi dari ilmu teknik kimia yang telah didapatkan dan dipelajari selama kuliah serta menjadi salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknik, Universitas Pendidikan Muhammadiyah (UNIMUDA) Sorong. Keberhasilan penulis laporan tugas akhir ini dapat berjalan dengan lancar berkat bimbingan, dorongan, dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Universitas Pendidikan Muhammadiyah Sorong dan Program Studi Teknik Kimia.
2. Mama saya dan keluarga yang selalu memberi semangat dan dukungan doa.
3. Ibu Nita Indriyani, M.T selaku dosen pembimbing 1 saya yang selalu mengarahkan
4. Bapak Ainul Alim Rahman, M.T. selaku dosen pembimbing 2.
5. Ibu Yusnita La Goa, M.T. selaku dosen pembimbing akademik angkatan 2021 sekaligus dekan fakultas teknik UNIMUDA Sorong dan Seluruh sivitas akademika di lingkungan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Pendidikan Muhammadiyah Sorong.
6. Sahabat, teman-teman, dan kakak-kakak serta adik-adik Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia yang juga turut membantu dan menyemangati hingga terselesaikannya tugas akhir ini.
7. Semua pihak yang telah membantu pelaksanaan dan penyelesaian tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa tugas akhir ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun untuk menyempurnakan tugas akhir ini di masa yang akan datang. Penulis berharap laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xii
ABSTRAK.....	xiii
PENDAHULUAN	14
I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	14
I.2. Penentuan Kapasitas Pabrik.....	15
I.2.1. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri	16
I.2.2. Data Ekspor Impor Asam Formiat.....	16
I.3. Pemilihan Lokasi Pabrik.....	19
I.4. Tinjauan Pustaka.....	22
I.4.1. Dasar Reaksi Asam formiat	22
I.4.2. Pemilihan Proses.....	23
I.4.3. Mekanisme Reaksi.....	26
I.4.4. Tinjauan Termodinamika	27
I.4.5. Tinjauan Kinetika.....	29
BAB II URAIAN PROSES	31
II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku.....	31
II.2. Tahap Pembentukan Produk.....	32
II.3. Tahap Pemurnian Produk	32
II.4. Diagram Alir Kualitatif	34
BAB III SPESIFIKASI BAHAN	35
III.1. Spesifikasi Bahan Baku	35
III.2. Spesifikasi Produk	37
BAB IV NERACA MASSA.....	39
IV.1. Neraca Massa Alat.....	39
IV.1.1. Reaktor	39
IV.1.2. Menara Distilasi	39

IV.1.3. <i>Flash Drum</i>	40
IV.2. Neraca Massa Total	41
IV.3. Diagram Alir Kuantitatif.....	42
BAB V NERACA PANAS.....	43
V.1. Neraca Panas Alat	43
V.1.1. Neraca Panas Alat Reaktor	43
V.1.2. Neraca Panas Alat Menara Destilasi	43
V.1.3. Neraca Panas Alat <i>Flash Drum</i>	45
V.2. Neraca Panas Total Alat.....	46
BAB VI SPESIFIKASI ALAT.....	47
VI.1. Reaktor (R-01).....	47
VI.2. Menara Destilasi (MD-01).....	48
VI.3. Flash Drum (FL-01).....	48
VI.4. <i>Heat Exchanger</i> (HE)	50
VI.5. Cooler (CL-01)	53
VI.6. Condensor (CD-01)	51
VI.7. Reboiler (RB-01).....	53
VI.8. Akkumulator (ACC-01).....	54
VI.9. Pompa Proses.....	55
BAB VII UTILITAS	56
VII.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air.....	56
VII.2. Spesifikasi Alat Utilitas.....	66
VII.3. Unit Pengadaan Steam.....	76
VII.5. Unit Penyedia Bahan Bakar.....	82
VII.6. Unit Pengelola Limbah.....	83
BAB VIII TATA LETAK PABRIK DAN PERALATAN	87
VIII.1. Tata Letak Lokasi Pabrik	87
VIII.2. Tata Letak Pabrik	89
BAB IX KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA.....	95
IX.1. Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum.....	95
IX.2. Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja.....	96

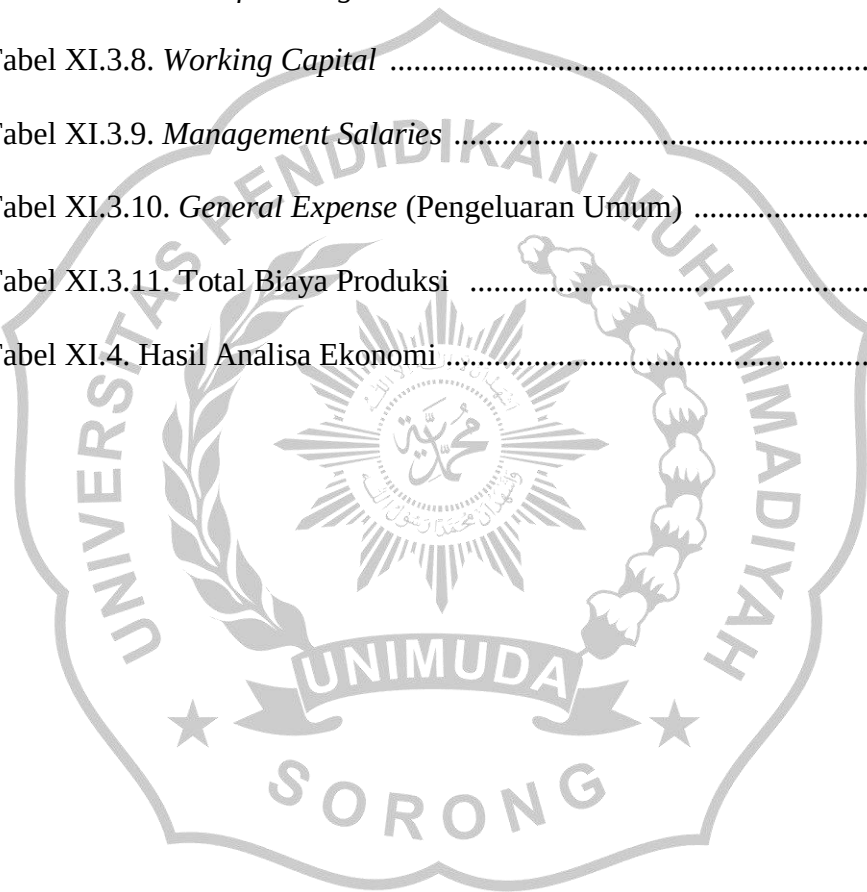
IX.3. Identifikasi Bahaya pada Alat.....	97
IX.4. Kesehatan dan Keselamatan Kerja pada Pabrik Asam Formiat	99
BAB X STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN	110
X.1. Organisasi Perusahaan	110
X.2. Struktur Organisasi	112
X.3. Tugas dan Wewenang	115
X.4. Pembagian Jam Kerja.....	119
X.5. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	122
X.6. Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	124
X.7. Manajemen Perusahaan.....	125
BAB XI EVALUASI EKONOMI	130
XI.1. Dasar Perhitungan	130
XI.2. Perhitungan Biaya.....	135
XI.3 Perhitungan Modal dan Biaya.....	138
BAB XII KESIMPULAN.....	155
DAFTAR PUSTAKA.....	157
LAMPIRAN	160

DAFTAR TABEL

Tabel I.2.1. Ekpor Impor Asam formiat Di Indonesia	17
Tabel I.4.2.1. Pertimbangan Proses Asam Formiat	25
Tabel I.4.4.1. ΔH°_f dan ΔG°_f pada suhu 25°C (J/mol)	27
Tabel III.1.1. Sifat Fisis Metil Format	35
Tabel III.1.2. Sifat Fisis Air.....	36
Tabel III.2.2. Sifat Fisis Asam Formiat	38
Tabel III.2.2. Sifat Fisis Metanol	38
Tabel IV.1.1. Neraca Massa Reaktor	39
Tabel IV.1.2. Neraca Massa Menara Distilasi	39
Tabel IV.1.2.1. Neraca Massa Menara Distilasi (Reboiler)	40
Tabel IV.1.2.2. Neraca Massa Menara Distilasi (Destilat)	40
Tabel IV.1.3. Neraca Massa <i>Flash Drum</i>	40
Tabel IV.2. Neraca Massa Total	41
Tabel V.1.1.1 Neraca Panas Alat Reaktor	43
Tabel V.1.2.1. Neraca Panas Menara Destilasi	43
Tabel V.1.2.2. Neraca Panas MD di Reboiler	44
Tabel V.1.2.3. Neraca Panas Bottom MD Menuju TP Asam Formiat	44
Tabel V.1.2.4. Neraca Panas Destilat MD	44
Tabel V.1.3.1. Neraca Panas FD Bottom	45
Tabel V.1.3.2. Neraca Panas FD Atas	45
Tabel V.2.1 Neraca Panas Total	46
Tabel VI.1.1. Spesifikasi Reaktor.....	48

Tabel VI.1.2. Spesifikasi Menara Destilasi	48
Tabel VI.3.1. Spesifikasi <i>Flash Drum</i>	48
Tabel VI.4.1. Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i>	50
Tabel VI.5.1. Spesifikasi Condensor	53
Tabel VI.6.1. Spesifikasi <i>Cooler</i>	53
Tabel VI.7.1. Spesifikasi Reboiler	53
Tabel VI.8.1. Spesifikasi Akkumulator	54
Tabel VI.9.1. Spesifikasi Pompa Proses	55
Tabel VII.1.1. Kebutuhan Air Pendingin Pada Peralatan Proses	63
Tabel VII.1.2. Kebutuhan Air Umpan Boiler	64
Tabel VII.2.3. Kebutuhan Air Sanitasi	64
Tabel VII.3.1. Kebutuhan Steam Sebagai Alat Pemanas	78
Tabel VII.4.1. Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses	79
Tabel VII.4.2. Kebutuhan Listrik untuk Alat Utilitas	80
Tabel VII.4.3. Tabel Kebutuhan Listrik untuk Alat Penerangan	81
Tabel VIII.2.1. Pembagian Luas Pabrik	91
Tabel X.4.2.1. Jadwal Kerja Karyawan Masing-Masing Regu	121
Tabel X.5.1.1. Penggolongan Jabatan Dalam Suatu Perusahaan	122
Tabel X.5.2.1. Jumlah Karyawan Sesuai dengan Jabatan dan Gaji	122
Tabel XI.1.1. Data Indeks Harga Tahun 2000-2019	131
Tabel XI.1.2. Harga Alat Proses	133
Tabel XI.1.3. Harga alat Utilitas	134
Tabel XI.3.1. Pembelian Alat (<i>Equipment Cost</i>)	138

Tabel XI.3.2. <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	139
Tabel XI.3.3. <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	139
Tabel XI.3.4. <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	140
Tabel XI.3.5. <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	142
Tabel XI.3.6. <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	142
Tabel XI.3.7. <i>Manufacturing Cost</i>	143
Tabel XI.3.8. <i>Working Capital</i>	144
Tabel XI.3.9. <i>Management Salaries</i>	144
Tabel XI.3.10. <i>General Expense (Pengeluaran Umum)</i>	147
Tabel XI.3.11. <i>Total Biaya Produksi</i>	147
Tabel XI.4. <i>Hasil Analisa Ekonomi</i>	154



DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1 Lokasi Pabrik	20
Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif	34
Gambar IV. 1 Diagram Kuantitatif	42
Gambar.VII Diagram Utilitas	86
Gambar VIII.1 Layout Pabrik Asam Formiat	93
Gambar.VIII.2 Layout Alat	94
Gambar X.1 Struktur Organisasi Perusahaan	129
Gambar XI.1 Grafik Indeks Harga Terhadap Perubahan Tahun	129
Gambar X.2 Grafik <i>Break Event Point</i> dan <i>Shutdown Point</i> dengan Variasi Kapasitas Produksi	129

ABSTRAK

Prarancangan pabrik asam formiat kapasitas 70.000 ton/tahun direncanakan beroperasi pada tahun 2029 di Palembang, Sumatera Selatan, dengan tujuan memenuhi kebutuhan domestik, mengurangi ketergantungan impor, dan menciptakan lapangan kerja. Lokasi ini dipilih karena strategis, berdekatan dengan sentra karet terbesar di Indonesia, yang akan mempermudah pemasaran asam formiat sebagai koagulan lateks. Bahan baku utama metil format diimpor dari Chemfine International Co. Ltd., Tiongkok, serta air baku diambil dari Sungai Musi yang diolah agar memenuhi standar proses.

Proses produksi menggunakan hidrolisis metil format, proses ini dipilih karena reaksinya sederhana dan konversinya 90%. Kebutuhan *feed fresh* metil format sebesar 18.591,55 kg/jam, dan air 13.537,54 kg/jam dengan aliran *recycle* 13.240,31 kg/jam. Dari tinjauan termodinamika, reaksi ini bersifat endotermis, ditunjukkan oleh nilai entalpi pembentukan standar (ΔH°_f) sebesar 11,814 kJ/mol. Selain itu, nilai energi bebas gibbs pembentukan standar (ΔG°_f) sebesar 12,64 kJ/mol menandakan bahwa reaksi ini tidak berlangsung secara spontan dan memerlukan asupan energi eksternal. Tinjauan kinetika menunjukkan bahwa energi aktivasi (E_a) sebesar 11.648,32 kJ/mol. Pada tahap awal atau *startup*, pabrik memerlukan air sebesar 990.159,03 liter/jam untuk mengisi sistem, meliputi air pendingin 803.106,95, umpan boiler 169.754,54 L/jam, air bahan baku 13.537,540 L/jam, dan sanitasi sebesar 3.760 L/jam. Total kebutuhan listrik 1.977,204 kW dengan total buangan limbah 7.951.731,14 kg/jam.

Hasil analisis ekonomi menunjukkan indikator yaitu: ROI 84,43% sebelum pajak dan 54,87% setelah pajak; POT 1,06 tahun sebelum pajak dan 1,54 tahun setelah pajak; BEP 56,66%; SDP 3,31%; POS 25,51% sebelum pajak dan 16,58% setelah pajak; serta DCFRR 41%. Berdasarkan indikator teknis, utilitas, termodinamika, kinetika, dan ekonomi tersebut, prarancangan pabrik ini sangat menguntungkan, berisiko rendah, dan berkelanjutan, sehingga layak untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Sebagai negara berkembang, Indonesia dihadapkan pada tantangan untuk bersaing di era globalisasi. Perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi saat ini mendorong bangsa Indonesia untuk menuju ke arah industrialisasi. Industri kimia di Indonesia telah menunjukkan peningkatan signifikan dalam produksi produk jadi dan produk antara, dan diharapkan akan terus menjadi pendorong utama pertumbuhan ekonomi nasional di masa depan (Cindy Aulia Alfariyani, 2024). Kemajuan industri kimia di Indonesia membutuhkan peningkatan dan pengembangan bahan baku kimia dasar yang diproduksi dalam negeri. Pembangunan dan pengembangan industri kimia di Indonesia merupakan salah satu upaya pembangunan nasional jangka panjang dengan harapan dapat mengurangi ketergantungan impor bahan kimia dari negara lain, memperluas lapangan kerja, menghemat devisa negara dan mempercepat pertumbuhan ekonomi (Andy Wijatmiko, Ahmad M. Fuadi, and M. Mujiburohman, 2014).

Indonesia memiliki potensi besar untuk mengembangkan industri asam formiat. Asam formiat, yang juga dikenal sebagai asam metanoat atau asam semut, memiliki rumus kimia HCOOH atau CH_2O_2 dan merupakan turunan pertama dari asam karboksilat. Dengan spektrum aplikasi yang luas, asam formiat digunakan di berbagai industri seperti karet, tekstil, kulit, farmasi, peternakan, dan kosmetik. Indonesia, sebagai produsen karet alam terbesar, memiliki kebutuhan besar akan asam formiat untuk pengolahan karet lateks. Selain itu, asam formiat juga berperan penting dalam pengolahan warna tekstil, pembersihan kapur, dan sebagai desinfektan di industri farmasi (Kirk Raymond E and Donald Frederick Othmer, 1982).

Industri farmasi merupakan salah satu sektor yang sangat membutuhkan asam formiat. Kebutuhan asam formiat di Indonesia hanya dipenuhi oleh satu pabrik, yaitu PT. Sintas Kurama Perdana, dengan kapasitas produksi yang terbatas, yaitu 11.000 ton/tahun. Dengan meningkatnya kepadatan penduduk dan

berkembangnya berbagai sektor industri, permintaan terhadap bahan kimia di Indonesia mengalami peningkatan yang signifikan. Persaingan yang semakin ketat di sektor kimia industri meningkatkan kebutuhan akan bahan kimia seperti asam formiat untuk berbagai aplikasi, termasuk pembuatan plastik, pengawet makanan, bahan pelarut, serta proses kimia dalam produksi pupuk dan tekstil. Dengan peningkatan penggunaan asam formiat, kebutuhan akan bahan kimia ini diprediksi terus meningkat (Yati and Afni Patunrui, 2017). Oleh karena itu, pembangunan pabrik asam formiat baru di Indonesia sangat penting untuk memenuhi kebutuhan domestik dan mengurangi ketergantungan impor.

Tujuan umum:

1. Mengurangi ketergantungan impor asam formiat dari negara lain.
2. Meningkatnya devisa negara dikarenakan menurunnya jumlah impor asam formiat dari negara-negara lain.
3. Memacu dan mendukung perkembangan industri dan memajukan pembangunan ekonomi di Indonesia
4. Dilihat dari segi ekonomi diharapkan dengan adanya pendirian pabrik ini dapat membuka lapangan pekerjaan baru yang secara tidak langsung dapat meningkatkan kesejahteraan ekonomi masyarakat.

Tujuan khusus:

1. Mengetahui lebih dalam mengenai pendirian suatu pabrik ditinjau dari segala aspek
2. Menerapkan ilmu-ilmu yang didapat pada bangku kuliah.
3. Mengetahui lebih rinci mengenai proses produksi, alat-alat produksi, tata letak pabrik, dan analisa ekonomi dari perancangan suatu pabrik kimia khususnya pabrik asam formiat.

I.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi pabrik yang didirikan merupakan salah satu hal penting untuk dipertimbangkan dengan baik. Nilai kapasitas pabrik yang ditetapkan berpengaruh dalam perhitungan baik dari segi teknis maupun ekonomis.

Hal ini dikarenakan jika kapasitas pabrik yang ditetapkan dengan tepat, maka dapat menghasilkan banyak keuntungan. Pabrik asam formiat ini didirikan pada tahun 2029 dengan peluang kapasitas yang ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi nilai impor dari luar negeri. Rumus menghitung kapasitas dapat ditentukan melalui metode *discounted* sebagai berikut:

$$F = F_0(1+i)^n \dots\dots\dots (1.1)$$

Dimana:

- F = Jumlah kapasitas pada tahun pabrik didirikan
- F₀ = Data terakhir
- i = Rata-rata pertumbuhan
- n = Selisih waktu pendirian (2029-2024= 5 tahun)

(Peters and Max S, 2003)

Metode *discounted* merupakan bentuk umum dari perhitungan nilai masa depan (*future value*) dalam analisis ekonomi teknik dan keuangan, khususnya dalam penilaian investasi berbasis diskonto (*discounted cash flow analysis*) (Blank, L.A. and Tarquin, A.J., 2018).

I.2.1. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Indonesia telah memiliki pabrik asam formiat, yaitu PT. Sintas Kurama Perdana dengan kapasitas 11.000 ton/tahun (Chemanalyst, 2025)

I.2.2. Data Ekspor Impor Asam Formiat

Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) tahun 2025, kebutuhan impor dan ekspor asam formiat di Indonesia dari tahun 2020 - 2024 adalah sebagai berikut:

Tabel I.2.1. Ekpor Impor Asam formiat Di Indonesia

Tahun	IMPOR		EKSPOR	
	Jumlah (ton)	Pertumbuhan	Jumlah (ton)	Pertumbuhan
2020	1.732,05	0	21,71	0
2021	1.808,53	0,0441	882,42	39,6342
2022	4.661,57	1,5775	0	1
2023	2.478,14	0,4683	33,78	0
2024	1.430,67	0,4226	10,37	0,6928
Σ Pertumbuhan		2,5127		41,3270
Rata-rata		0,50255		8,2654

(Badan Pusat Statistik (BPS), 2025)

Pada tahun 2022, Indonesia tidak mengekspor asam format karena seluruh produksi lokal diprioritaskan untuk memenuhi permintaan domestik yang tinggi pasca-pandemi COVID-19. Produk lokal memiliki kemurnian berkisar 85-90 %, sehingga belum memenuhi standar kualitas industri farmasi, sementara impor dari China dan India menyediakan asam format dengan kemurnian 98-99 %.

Standar SNI 2128:2013 untuk asam format menetapkan batas kebersihan minimal ≥ 85 % bagi keperluan industri di dalam negeri. Namun, untuk mengekspor ke pasar farmasi atau kimia khusus, diperlukan kemurnian ≥ 98 %, yang masih di luar capaian produksi dalam negeri.

Kebijakan ekspor yang ketat menuntut adanya bukti kualitas yang terverifikasi serta sertifikasi sebelum izin diberikan. Proses perizinan yang rumit, biaya logistik yang tinggi, dan prosedur administrasi yang panjang membuat produsen lebih memilih menjual ke pasar domestik yang permintaannya sangat besar pasca-pandemi. Dengan demikian, keterbatasan kualitas produk, regulasi ekspor yang ketat, serta faktor logistik menjadi penyebab utama tidak adanya ekspor asam format Indonesia pada tahun tersebut (Prismane Consulting, 2024).

Di sektor tekstil, asam formiat berfungsi sebagai pengatur pH dalam proses pencetakan dan finishing kain, terutama pada serat sintetis seperti

poliester, sehingga meningkatkan kualitas, daya serap warna, dan daya saing produk tekstil ekspor. Pada bidang farmasi, asam ini berperan sebagai bahan baku aktif (API) dan katalis dalam sintesis senyawa farmasi, termasuk antibiotik dan obat antiinflamasi, berkat stabilitas serta reaktivitasnya yang cocok untuk proses manufaktur presisi. Sementara itu, di petrokimia, asam formiat menjadi bahan intermediat penting untuk produksi senyawa seperti amonium formiat, monomer organik, serta digunakan dalam pengolahan logam ringan dan pembersihan permukaan logam.

Penggunaan lain yang masih berskala kecil namun berkembang meliputi pertanian (sebagai pengawet pakan ternak dan bahan formulasi insektisida alami), industri pengawet makanan (dengan pengawasan BPOM), pelindung logam anti-karat, serta proses pengolahan kulit (tanning).

Secara keseluruhan, tingginya permintaan asam formiat pada 2022 dipicu oleh pemulihan aktivitas industri pasca-pandemi, terutama di sektor tekstil, farmasi, dan petrokimia, yang menyerap seluruh kapasitas produksi lokal dan memaksa pemerintah serta produsen untuk memusatkan fokus pada pemenuhan pasar domestik daripada ekspor.

Berdasarkan data pada tabel I. 1. rata-rata kenaikan impor asam formiat adalah 50,25% sehingga besarnya impor pada tahun 2029 dapat diperkirakan dengan persamaan 1.1.

$$F_1 = 1.430,67 (1+0,50255)^5$$

$$F_1 = 10.956,81 \text{ ton/tahun}$$

Sedangkan rata-rata persen kenaikan ekspor asam formiat dari tabel I. 1. Sebesar 826,50% sehingga perkiraan ekspor pada tahun 2029 dapat dihitung melalui persamaan 1.1.

$$F_2 = 10,37 (1+8,2654)^5$$

$$F_2 = 708.108,19 \text{ ton/tahun}$$

Kapasitas produksi asam formiat di Indonesia menunjukkan bahwa hanya terdapat satu pabrik yang beroperasi, yakni

PT. Sintas Kurama Perdana, dengan kemampuan produksi terbatas sebesar 11.000 ton per tahun. Oleh karena itu, proyeksi produksi pada tahun 2029 (F_3) diperkirakan akan tetap konstan setiap tahunnya, tanpa adanya penambahan pabrik baru.

Dari tabel I. 1. dapat dilihat bahwa volume ekspor setiap tahunnya jumlahnya sedikit oleh karena itu dalam pra-rancangan pabrik asam formiat ini diasumsikan bahwa jumlah kebutuhan asam formiat (F_4) sama dengan jumlah impor.

Berdasarkan data impor, ekspor dan juga produksi asam formiat pada tahun 2029 maka dapat diperkirakan peluang kebutuhan produksi pabrik asam formiat sebagai berikut:

$$\text{Peluang Kapasitas} = (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \dots\dots (1.2)$$

(Qomariah and Dewajani, 2023)

$$\text{Peluang Kapasitas} = (F_4 + F_2) - (F_3 + F_1)$$

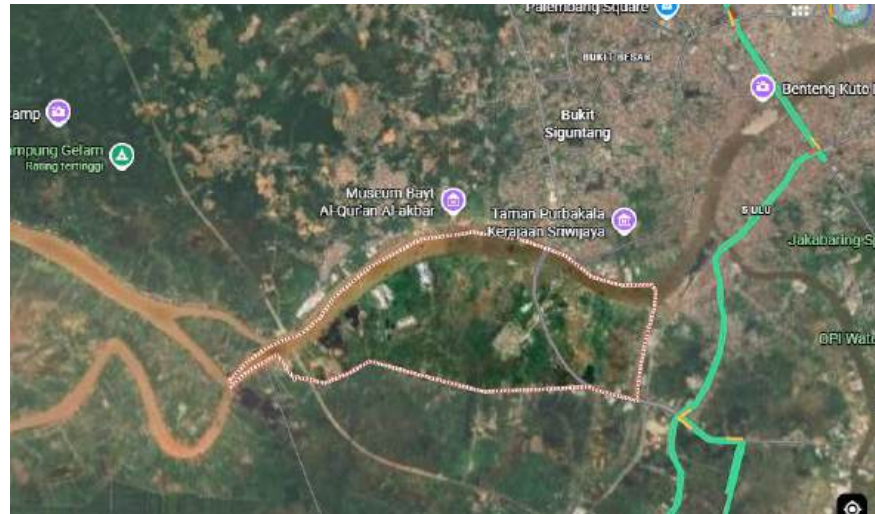
$$= (10.956,81 + 708.108,19) - (11.000 + 10.956,81) = 697.108,19 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, didapatkan kapasitas sebesar 697.108,19. Maka kapasitas perancangan pabrik asam formiat tahun 2029 pada pra rancangan pabrik ini ditetapkan sebesar 10% dari besarnya kapasitas, yaitu 69.710,8 ton per tahun atau dibulatkan menjadi 70.000 ton/tahun. Penetapan 10% berdasarkan Bab IV, Pasal 17 ayat 2c yang berisi satu pelaku usaha dilarang menguasai lebih dari 50% pangsa pasar dan mengakibatkan pelaku usaha lain tidak dapat masuk ke dalam persaingan usaha (UU No. 5 Tahun 1999)

I.3. Pemilihan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik yang tepat sangat penting dalam perancangan pabrik. Lokasi yang dipilih akan mempengaruhi biaya produksi, efisiensi operasional, dan keberlanjutan usaha. Dalam hal ini, Provinsi Sumatera Selatan tepatnya di Kelurahan Keramasan, Kecamatan Kertapati, Kota Palembang dipilih

sebagai lokasi pabrik asam formiat karena beberapa alasan strategis. Beberapa hal yang mendorong dipilihnya lokasi tersebut adalah sebagai berikut:



Gambar I.1. Lokasi Pabrik

a. Faktor Primer

Beberapa faktor-faktor primer yang mempengaruhi dalam penentuan lokasi pabrik asam formiat antara lain:

➤ Keberadaan bahan baku

Kriteria penilaian di titik beratkan pada kemudahan memperoleh bahan baku. Bahan baku utama yaitu metil format diimpor dari China, sedangkan air diperoleh dari Sungai Musi yang jaraknya tidak terlalu jauh dari lokasi pabrik yaitu kurang lebih 1 kilometer jaraknya.

➤ Pemasaran produk dan sarana transportasi

Lokasi pabrik Provinsi Sumatera Selatan tepatnya di Kelurahan Keramasan, Kecamatan Kertapati, Kota Palembang, dipilih sebagai strategi yang sangat tepat untuk mendukung pemasaran produk asam formiat, mengingat Sumatera Selatan merupakan provinsi terbesar penghasil karet di Indonesia. Kehadiran sejumlah besar industri pengolahan karet seperti PT. Adei Crumb Rubber Faktory, PT. Aneka Bumi Pratama, PT. Darmasindo Intikaret, PT. Darmex Industries, PT. Djambi Waras, PT. Kisaran Raya Rubber Industry, PT. Pantja Surya, PT. Pasawira, PT. Perimex Crumb Rubber Faktory, PT. Rubber Hock Lie, dan PT. Sunan Rubber turut meningkatkan potensi pasar lokal bagi

produk kimia seperti asam formiat, yang berperan sebagai bahan kimia pendukung dalam proses pengolahan karet. Sementara itu, metanol sebagai produk samping akan dikumpulkan selama proses produksi berlangsung. Selanjutnya, metanol tersebut akan disalurkan secara cuma-cuma kepada perusahaan pengolah air untuk dimanfaatkan sebagai disinfektan, dan pengambilan metanol akan dilakukan langsung oleh perusahaan yang membutuhkan.

Sebagai kawasan industri strategis, Palembang menawarkan infrastruktur komunikasi dan transportasi yang cukup baik, yang mendukung kelancaran arus logistik. Akses transportasi darat, laut, dan udara dapat dijangkau dengan mudah, memungkinkan distribusi bahan baku dan produk jadi berlangsung efisien. Dalam konteks rencana pabrik asam formiat, lokasi ini tidak hanya memfasilitasi akses pasar yang luas, tetapi juga mendukung rantai pasok yang kokoh, memungkinkan produksi skala industri dengan daya saing tinggi, serta membuka peluang untuk kolaborasi dan ekspansi ke depan.

➤ **Tenaga Kerja**

Ketersediaan tenaga kerja terampil sangat krusial bagi operasional mesin produksi pabrik asam formiat. Palembang, sebagai kawasan industri mapan di Sumatera Selatan, memiliki akses mudah terhadap tenaga ahli dan buruh lokal yang terlatih di bidang teknik, kimia, dan manajemen produksi. Hal ini mempercepat pengoperasian pabrik, menurunkan biaya rekrutmen dan pelatihan, serta mendukung keberlanjutan produksi jangka panjang dengan dampak positif terhadap ekonomi lokal.

➤ **Penyediaan Utilitas**

Pabrik asam formiat membutuhkan utilitas utama seperti listrik, air, udara tekan, dan bahan bakar sebagai sumber energi. Air dapat diambil dari Sungai Musi yang berada di dekat lokasi, memastikan pasokan yang stabil dan murah. Bahan bakar bisa diperoleh melalui PT Pertamina (Persero) di Plaju, Sumatera Selatan, dengan akses logistik

yang efisien. Untuk pasokan listrik, kerja sama dengan PT PLN memungkinkan penyaluran listrik utama, sementara generator cadangan disiapkan sebagai antisipasi gangguan aliran listrik. Ketersediaan utilitas ini secara komprehensif mendukung kelancaran dan keandalan operasional pabrik jangka panjang.

b. Faktor Sekunder

➤ Karakteristik lokasi

Palembang di Sumatera Selatan memiliki karakteristik lokasi yang sangat mendukung pembangunan pabrik asam formiat. Iklim tropis dengan suhu stabil dan curah hujan tinggi tidak mengganggu proses produksi kimia. Meski rentan banjir, risikonya terkendali di kawasan industri terpadu seperti Plaju melalui drainase dan pengelolaan lahan yang baik. Masyarakat setempat mendukung perkembangan industri, dengan keterlibatan sosial tinggi dan stabilitas yang baik. Ketersediaan infrastruktur pendukung seperti jalan raya, listrik, sistem limbah, serta akses ke tenaga kerja terampil menjadikan Palembang lokasi strategis, aman, dan berkelanjutan untuk proyek industri kimia skala menengah.

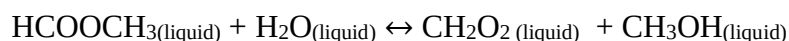
➤ Faktor-faktor lain

Palembang, sebagai kawasan industri resmi, telah menyediakan transportasi, energi, keamanan, lingkungan, dukungan sosial, dan ruang perluasan secara lengkap dan siap mendukung pembangunan pabrik asam formiat.

I.4. Tinjauan Pustaka

I.4.1. Dasar Reaksi Asam formiat

Reaksi dasar untuk menghasilkan asam formiat dari metil format dan air adalah:



I.4.2. Pemilihan Proses

Pemilihan proses yang tepat merupakan langkah awal yang sangat penting dalam perancangan pabrik. Terdapat beberapa metode yang dapat digunakan dalam proses produksi asam formiat, antara lain:

1. Oksidasi Hidrokarbon Fase Cair (Fritz Ullmann, 2002)

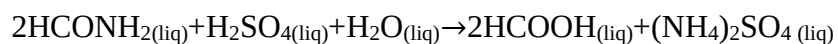
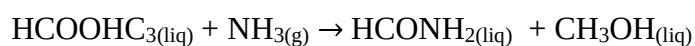
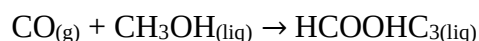
Dalam proses ini, asam formiat dihasilkan sebagai produk sampingan dari oksidasi parsial butana atau naphta ringan selama pembuatan asam asetat. Reaksi kimia yang terjadi dapat digambarkan sebagai berikut.



Butana segar, butana daur ulang, dan udara dimasukkan ke dalam reaktor yang dikontrol pada suhu 180 °C dan tekanan 5 atm. Butana yang tidak bereaksi kemudian dipisahkan menggunakan separator gas-cair dan separator cair-cair. Pada separator gas-cair, fasa atas yang kaya akan butana dikembalikan ke reaktor, sedangkan gasnya dikondensasikan pada suhu -5°C sebelum dikirim ke absorber untuk mengambil kandungan butannya.'

Pada separator cair-cair, campuran asam asetat, air, metil, etil keton, metil asetat, asetaldehid, dan asam formiat dipisahkan dan diumpankan ke kolom produk ringan. Hasil bawah kemudian diproses di kolom solvent untuk mengekstrak aseton, metil asetat, etil asetat, dan metil etil keton. Sisa campuran kemudian dikeringkan dan diproses melalui serangkaian kolom destilasi untuk memperoleh asam formiat dengan kemurnian tinggi. Proses ini menghasilkan asam formiat dengan yield sekitar 40-50% karena asam formiat yang didapat hanya berupa hasil samping produk utamanya berupa asam asetat yang dihasilkan, dan kemurnian asam asetat mencapai 99% (John J. McKetta, 2002).

2. Reaksi Hidrolisis Formamide



Proses karbonasi metanol dilakukan dengan mereaksikan metanol dengan gas CO menggunakan membran pada suhu 80°C dan tekanan 45 atm. Untuk mempercepat reaksi, ditambahkan katalis sodium metoksida sebanyak 2,5% dari berat metanol. Hasil reaksi ini adalah metil format. Selanjutnya, metil format diamilisis dengan ammonia pada suhu 65°C dan tekanan 13 atm untuk membentuk formamide.

Proses hidrolisis formamide dilakukan dengan penambahan asam sulfat 68-74% dalam reaktor alir berpengaduk. Reaksi ini menghasilkan amonium sulfat dan asam formiat, yang kemudian dipisahkan. Asam formiat diuapkan dan diproses lebih lanjut melalui kolom destilasi, sedangkan amonium sulfat dibuang dan dikeringkan. Proses ini memiliki yield asam formiat sebesar 93% dari formamide (John J. McKetta, 2002).

3. Hidrolisis Metil format

Asam formiat dapat diperoleh melalui proses hidrolisis metil format secara langsung. Selain asam formiat, proses ini juga menghasilkan metanol sebagai produk sampingan. Reaksi kimia yang terjadi dalam proses ini adalah sebagai berikut:



Proses ini menghasilkan asam formiat melalui hidrolisis metil format dan air, dengan metanol sebagai produk sampingannya. Reaksi ini berlangsung pada suhu 90-190°C dan tekanan 2-7 bar menggunakan reaktor bersekat dengan aliran *countercurrent* (uap diumpankan dari bawah ke atas) (Ereščenko, V. V., 2015).

4. Proses Sintesa dari Sodium Hidroksida, Karbon Monoksida, dan Asam Sulfat

Proses pembentukan asam formiat pertama kali diperkenalkan oleh Berthelot pada tahun 1855. Proses ini melibatkan beberapa tahapan, dimulai dengan pembuatan sodium formiat melalui reaksi antara natrium hidroksida dan karbon monoksida. Selanjutnya, sodium formiat yang dihasilkan direaksikan dengan asam sulfat, sehingga asam formiat diperoleh sebagai

produk utama, sementara sodium sulfat menjadi produk samping. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Natrium hidroksida + Karbon monoksida → Natrium formiat



Natrium formiat + Asam sulfat → Asam formiat + Natrium Sulfat

Reaksi pertama antara natrium hidroksida dan karbon monoksida berlangsung pada suhu 150-200°C dengan tekanan 7-10 atm, menghasilkan natrium formiat. Natrium formiat yang terbentuk kemudian direaksikan dengan asam sulfat dalam reaktor berpengaduk pada suhu 350°C dan tekanan atmosfer. Campuran hasil reaksi tersebut selanjutnya diproses di evaporator pada tekanan normal dan suhu 100-120°C untuk memisahkan asam formiat dan natrium sulfat. Proses ini menghasilkan rendemen sebesar 90% dengan konsentrasi asam formiat dalam air sekitar 75% (Kirk Raymond E and Donald Frederick Othmer, 1982).

Berikut merupakan pertimbangan dari macam-macam proses pembuatan asam formiat

Tabel I.4.2.1. Pertimbangan Proses Asam Formiat

Parameter	Oksidasi hidrokarbon fase cair	Hidrolisis formamide	Hidrolisis metil format	Sintesis
Tekanan	5 atm	45 atm	1,9-6,9 atm	7-10 atm
Suhu	180°C	80°C	90-190°C	150-200°C
Fase	Cair	Cair	Cair	Cair
Kemurnian	40-50%	93%	85-90%	90%
Tahapan	Sederhana	Panjang	Sederhana	Panjang
Katalis	Tidak	Sodium	Tidak	Tidak

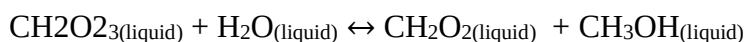
Proses hidrolisis metil format dipilih sebagai metode pembuatan asam formiat karena beberapa alasan.

1. Bahan baku air mudah diperoleh dan relatif murah.
2. Proses ini menghasilkan produk samping metanol yang dapat dijual.

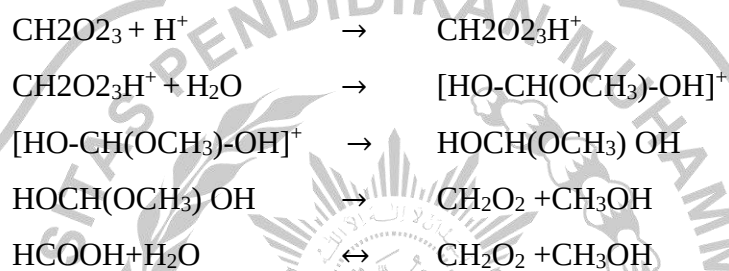
- Operasional proses ini dapat dilakukan pada suhu dan tekanan rendah, sehingga lebih mudah ditangani.
- Reaksinya sederhana

I.4.3. Mekanisme Reaksi

Reaksi keseluruhan:



Asam formiat (CH_2O_2) adalah senyawa organik yang termasuk dalam golongan asam karboksilat. Senyawa ini memiliki rumus molekul CH_2O_2 . Mekanisme yang terjadi pada proses pembuatan asam formiat adalah:



1. Protonasi gugus karbonil

Pada awalnya, asam formiat yang terbentuk dalam reaktor berfungsi sebagai katalis internal. Molekul asam formiat memprotonasi atom oksigen karbonil pada metil format (HCOOOCH_3), sehingga meningkatkan kepolaran karbonil dan memudahkan serangan nukleofilik.

2. Serangan nukleofilik molekul air

Air (H_2O) yang berada dalam fase cair menyerang pusat karbon yang terprotonasi. Serangan ini menghasilkan sebuah intermediet tetrahedral yang mengandung kedua gugus $-\text{OH}$ dan $-\text{OCH}_3$ pada karbon yang sama.

3. Pembentukan intermediet tetrahedral stabil

Intermediet ini berada dalam keadaan tersketsa tinggi energi, namun tetap stabil selama masa kontak antara fase uap metil format dan fase cair air dalam reaktor *counter-current*. Pada tahap ini, ikatan C-O ester belum terputus.

4. Transfer proton internal

Salah satu gugus -OH pada intermediet mentranfer protonnya ke gugus -OCH₃ melalui mekanisme intramolekul. Transfer ini mempersiapkan gugus metoksil untuk meninggalkan molekul sebagai metanol.

5. Kolaps intermediet da pelepasan metanol

Setelah protonasi, ikatan C- OCH₃ terputus, menghasilkan molekul metanol (CH₃OH) yang selanjutnya dipisahkan melalui kolom destilasi. Pelepasan produk ini menurunkan konsentrasi metanol dalam reaktor, sehingga menggeser kesetimbangan ke arah produk.

6. Pembentukan asam formiat

Sisa intermediet yang kini hanya mengandung gugus -OH pada karbon karbonil mengalami deprotonasi, menghasilkan asam formiat (CH₂O₂) dalam fase cair.

7. Pengaruh kesetimbangan (reversibilitas)

Secara termodinamika, hidrolisis ester adalah reaksi reversibel (esterifikasi balik), Namun dalam proses paten EP 2747883 A1, kelebihan air, penghilangan metanol dan keberadaan asam formiat sebagai katalis internal membuat reaksi hampir berperilaku *irreversibel*

1.4.4. Tinjauan Termodinamika

Tabel I.4.4.1. ΔH°_f dan ΔG°_f pada suhu 25°C (J/mol)

	HCOOH	CH ₃ OH	CH ₂ O ₂	H ₂ O
ΔH°_f (kJ/mol)	-378,86	-201,3	-350,02	-297,19
ΔG°_f (kJ/mol)	-351,00	-162,51	-297,19	-228,60

(Perry's Chemical Engineers' (Green and Southard, 2019))

$$\Delta H^\circ_f = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_f = (\Delta H^\circ_f \text{ HCOOH} + \Delta H^\circ_f \text{ CH}_4\text{O}) - (\Delta H^\circ_f \text{ CH}_2\text{O}_2 + \Delta H^\circ_f \text{ H}_2\text{O})$$

$$\Delta H^\circ_f = (-378,86 + (-201,3)) - (-350,02) + (-241,954)$$

$$\Delta H^\circ_f = -580,16 - (-591,974)$$

$$\Delta H^{\circ}_f = 11.814 \text{ kJ/mol (2823,7 kal/mol)}$$

Dari perhitungan didapat ΔH°_f positif sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi yang terjadi bersifat endotermis atau membutuhkan panas. Oleh karena itu, penggunaan pemanas diperlukan untuk meningkatkan suhu dan menjaga kondisi operasi yang stabil.

Bila dihitung menggunakan energi Gibbs:

$$\Delta G^{\circ}_f = \Delta G^{\circ}_f \text{ produk} - \Delta G^{\circ}_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta G^{\circ}_f = (\Delta G^{\circ}_f \text{ HCOOH} + \Delta G^{\circ}_f \text{ CH}_4\text{O}) - (\Delta G^{\circ}_f \text{ CH}_2\text{O}_2 + \Delta G^{\circ}_f \text{ H}_2\text{O})$$

$$\Delta G^{\circ}_f = (-351,00 + (-162,51)) - ((-297,19) + (-228,60))$$

$$\Delta G^{\circ}_f = (-513,51) - (-525,79)$$

$$\Delta G^{\circ}_f = 12,64 \text{ kJ/mol} = 12.640 \text{ J/mol}$$

Nilai ΔG°_f yang positif menunjukkan bahwa reaksi hidrolisis metil format tidak bersifat spontan pada kondisi standar, sehingga diperlukan pemberian energi eksternal untuk mendorong pergeseran reaksi ke arah produk. Hal ini selaras dengan nilai ΔH°_f yang juga positif, yang menandakan proses bersifat endotermik dan membutuhkan penyerapan panas dari lingkungan untuk berlangsung.

Nilai konstanta kesetimbangan reaksi dicari menggunakan persamaan berikut:

$$\Delta G^{\circ}_f = -RT \ln K \text{ (Smith, 1950)}$$

Maka harga K pada suhu 25°C (298,15 K) dapat dicari menggunakan rumus:

$$\ln K_{25^{\circ}\text{C}} = -[\Delta G^{\circ}_f / RT] \quad \text{dengan } R = 8,314 \text{ J/mol K}$$

$$\ln K_{25^{\circ}\text{C}} = -\left[\frac{12.640 \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{kal}}{\text{mol}} \text{K} \times 298,15 \text{ K}}\right]$$

$$\ln K_{25^{\circ}\text{C}} = -5,099$$

$$K_{25^{\circ}\text{C}} = 0,0061$$

$$\ln K_{120^{\circ}\text{C}} = -[\Delta G^{\circ}_f / RT] \quad \text{dengan } R = 8,314 \text{ J/mol K}$$

$$\ln K_{120^{\circ}\text{C}} = -\left[\frac{12.640 \text{ J/mol}}{8,314 \frac{\text{kal}}{\text{mol}} \text{K} \times 393,15 \text{ K}}\right]$$

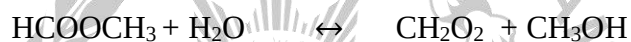
$$\ln K_{120^{\circ}\text{C}} = -3,87$$

$$K_{120^{\circ}\text{C}} = 0,021$$

Dengan konstanta kesetimbangan K yang kecil ($K < 1$) pada suhu 120°C , reaksi bersifat *reversible* (bolak-balik), untuk menggeser keseimbangan ke arah produk, strategi seperti penggunaan air berlebih (dengan perbandingan 1 : 2,5 sesuai literatur Paten AS No. 4.299.981. Penghilangan metanol secara kontinu, serta pemanasan intensif dan penggunaan katalis asam format menjadi krusial dalam skala industri. Dengan pendekatan ini, ketidak-spontanitas termodinamika dapat diatasi, dan kebutuhan energi endotermik terpenuhi secara efektif.

I.4.5. Tinjauan Kinetika

Reaksi hidrolisis metil format menjadi asam formiat dan metanol, terjadi pada kondisi operasi suhu 120°C dan tekanan 2 atm. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Diketahui



(A= metil format, B= air, C= asam formiat, D= metanol)

$$\text{A}:\text{B} = 1:1$$

$$T_1 = 298 \text{ K}$$

$$T_2 = 120^{\circ}\text{C} = 393,15 \text{ K}$$

$$k_1 = 0,0061$$

$$\Delta H^{\circ}_f = 11.814 \text{ kJ/mol (2823,7 kal/mol)}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/mol K}$$

Rumus:

$$\ln \frac{k_2}{k_1} = -\frac{\Delta H^{\circ}_f}{R} \left[\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right]$$

Maka, akan dihitung untuk mendapatkan nilai k_2 , sebagai berikut.

$$\ln \frac{k_2}{0,0061} = -\frac{11.814}{8,314} \left[\frac{1}{393,15} - \frac{1}{298,15} \right]$$

$$\ln \frac{k_2}{0,0061} = -1.420,97 [-8,10458 \times 10^{-4}] = 1,152$$

$$\frac{k_2}{0,0061} = 3,131$$

$$k_2 = 0,0190$$

Energi Aktivasi persamaan Arrhenius:

$$k = Ae^{-EA/(RT)}$$

Menggunakan dua suhu ($25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$, dan $120^\circ\text{C} = 393,15 \text{ K}$)

$$Ae = \frac{k_2}{k_1} = -\frac{EA}{R} = \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}$$

$$k_1 = 0,0061 \text{ dan } k_2 = 0,0190$$

$$\text{Jadi } \frac{k_2}{k_1} = \frac{0,0190}{0,0061} = 3,1147$$

$$\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} = \frac{1}{393,15} - \frac{1}{298,15} = -0,00085$$

$$Ea = -\frac{R \ln \frac{k_2}{k_1}}{\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}} = -\frac{8,314 \times 1,136}{-8,10458 \times 10^{-4}}$$

$$Ea = \frac{9,444}{8,10458 \times 10^{-4}} = 11.648,32 \text{ kJ/mol}$$

Energi aktivasi (Ea) = 11.648,32 kJ/mol menjelaskan seberapa mudah molekul-molekul dapat bereaksi (aspek kinetika), sementara nilai $\Delta H^\circ_f = 11.814 \text{ kJ/mol}$ dari tinjauan termodinamika memberi gambaran berapa banyak panas yang diperlukan untuk menyeimbangkan reaksi (aspek termodinamika). Nilai kedua yang hampir sama menunjukkan bahwa reaksi hidrolisis metil format berlangsung cepat sekaligus membutuhkan sedikit energi termal, sehingga peningkatan suhu meningkatkan laju baik maupun kesetimbangan ke arah produk.

BAB II

URAIAN PROSES

II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap persiapan bahan baku merupakan langkah awal yang sangat krusial dalam proses produksi asam formiat dari metil format dan air. Pada tahap ini, bahan baku utama yaitu metil format ($C_2H_4O_2$) disimpan dalam tangki khusus dengan suhu $20^{\circ}C$ tekanan 1 atm yang tertutup, di tempat sejuk, terlindung dari sinar matahari langsung dan sumber panas. Karena sifatnya yang mudah menguap, metil format sebaiknya ditempatkan di area dengan ventilasi yang baik, yang dirancang khusus untuk menjaga kestabilan dan keamanan bahan kimia tersebut (Murphy, John F., 2017). Metil format yang digunakan di impor dari Chemfine International Co. Ltd., salah satu produsen bahan kimia terkemuka di Tiongkok, dalam kontainer IBC (*Intermediate Bulk Container*) berkapasitas 1.000 liter untuk skala produksi besar (Jinhe Chemical Co., Ltd).

Selanjutnya, metil format dialirkan menggunakan pompa menuju *heat exchanger* untuk dinaikkan suhunya menjadi $40^{\circ}C$ dan selanjutnya dialirkan menuju reaktor dengan kondisi cair (Chua, W. X. *et al.*, 2019). Didalam reaktor kondisi operasi $120^{\circ}C$ dan tekanan 2 atm fungsi pompa sebelumnya adlah mengontrol tekanan fluida cair dan juga memindahkan fluida tersebut. (Wolf, D. *et al.*, 1982)

Selain metil format, air juga merupakan bahan baku penting yang diambil dari Sungai Musi. Air tersebut terlebih dahulu diproses di unit utilitas untuk menghilangkan impuritas yang dapat mengganggu proses produksi. Setelah dimurnikan, air disimpan dalam tangki khusus suhu $30^{\circ}C$ tekanan 1 atm kemudian dinaikkan suhunya di *heat exchanger* dan diumpankan menuju reaktor. Setelah kedua fluida ini bercampur didalam reaktor maka akan dipisahkan di separator (Bolisetty, S., Peydayesh, M., and Mezzenga, R., 2019).

II.2. Tahap Pembentukan Produk

Tahap pembentukan produk asam formiat berlangsung di dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) yang dirancang khusus untuk memastikan reaksi hidrolisis metil format dengan air berjalan secara optimal pada kondisi tekanan 2 atm dan suhu 120°C. Reaksi ini bersifat endotermis, sehingga membutuhkan pasokan panas konstan melalui sistem pemanas dari jacket untuk menjaga stabilitas suhu dan memaksimalkan tingkat konversi reaksi hingga 85–90% (Bolisetty, S., Peydayesh, M., and Mezzenga, R., 2019). Dalam reaktor ini, metil format dan air dicampur secara homogen berkat pengadukan terus-menerus, yang memungkinkan kontak reaktan yang baik dan menghasilkan asam formiat sebagai produk utama serta metanol sebagai produk sampingan.

Metanol yang terbentuk kemudian dipisahkan di kolom destilasi untuk disepariasi lebih lanjut. Desain RATB tidak hanya memastikan efisiensi reaksi, tetapi juga memungkinkan kontrol suhu dan tekanan yang presisi, menjadikannya solusi ideal untuk produksi skala besar yang aman, efisien, dan berkelanjutan. Dengan integrasi sistem yang terkoordinasi, tahap ini menjadi inti dari proses produksi, di mana semua elemen dari kualitas bahan baku hingga kondisi operasional bekerja sinergis untuk menghasilkan asam formiat berkualitas tinggi dengan tingkat konversi maksimal.

II.3. Tahap Pemurnian Produk

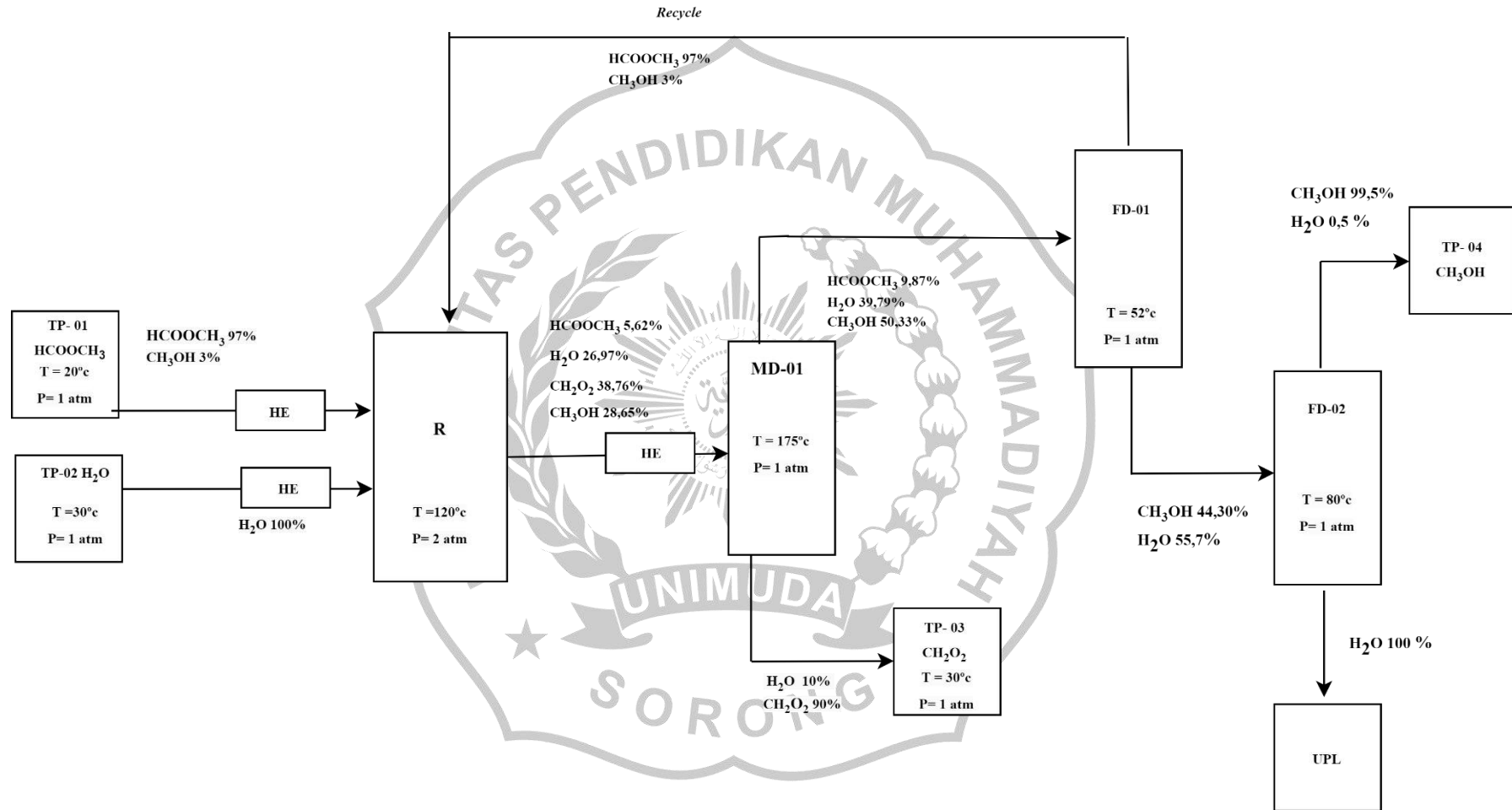
Tahap pemurnian produk merupakan proses penting yang dilakukan untuk memastikan produk yang dihasilkan dari reaktor memenuhi spesifikasi kualitas yang diharapkan. Keluaran dari reaktor dialirkan ke separator pertama yaitu menara destilasi, di mana pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan titik didih komponen. Pada separator ini menara destilasi ini hasil atas berupa metil format, air, dan metanol yang kemudian akan disepariasi di flash drum, hasil atas flashdrum adalah metil format dan metanol 3% yang kemudian didaur ulang (*recycle*) kembali ke reaktor. Sementara itu, hasil bawah dari separator pertama menara destilasi mengandung campuran air 10%, dan asam formiat 90% campuran ini akan ditampung di tangki penyimpanan sebagai produk utama. Hasil bawah flashrum

adalah metanol 34,19% dan sisanya adalah air akan ditampung ditangki penyimpanan metanol ini merupakan produk samping dari proses ini.

Proses pemurnian bertahap ini dirancang untuk memaksimalkan pemisahan komponen, meningkatkan kualitas produk, serta mengoptimalkan penggunaan energi dan bahan baku, sehingga menghasilkan produk asam formiat yang berkualitas tinggi dengan efisiensi proses yang optimal (Josef Pasek, Jiri Trejbal, and Peter Roose, 2012).



II.4. Diagram Alir Kualitatif



Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif

BAB III

SPESIFIKASI BAHAN

III.1. Spesifikasi Bahan Baku

1. Metil format

Kemurnian : 97%

Impurities : 3% (metanol)

Sifat Fisik

Tabel III.1.1. Sifat Fisis Metil Format

Sinonim	: Metil metanoat
Kegunaan	Pelarut organik, bahan tambahan dalam proses kimia industri, formulasi untuk aplikasi khusus
Formula	: $C_2H_4O_2$
Rumus molekul	: $HCOOCH_3$
Berat molekul	: 60,05 g/mol
Bentuk fisik	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih	: 31,5°C
Titik beku/titik lebur	: -100,4 °C
Suhu kritis	: 206,2 °C
Densitas	: 0,792 g/mL (20°C)
Ph	: 4-5 (200 g/l 20°C)
Tekanan Uap	: 0,635 atm (20 °C); 0,93 atm (30 °C)
Tekanan Kritis	: 60 atm
Sifat Kimia	: Mudah terbakar, dan menyebabkan iritasi, serta toksisitas akut
Penyimpanan	: Simpan dibawah 30°C.

(Sumber: MSDS, 2025)

2. Air

Kemurnian 100%

Sifat Fisik

Tabel III.1.2. Sifat Fisis Air

Sinonim	:	Dihidrogen Oksida
Kegunaan	:	Air proses tanpa ion logam dan zat terlarut
Rumus molekul	:	H ₂ O
Berat molekul	:	18,02 g/mol
Bentuk fisik	:	Cair
Warna	:	Tidak berwarna
Titik didih	:	100 °C (1 atm)
Titik beku/titik lebur	:	0 °C
Suhu Kritis	:	373,946 °C
Densitas	:	0.9982 g/mL (20 °C), 0.9970 g/mL (25 °C)
Tekanan Uap	:	0,04 atm (30 °C)
Tekanan Kritis	:	217,77 atm

(Sumber: MSDS, Merck, 2025)

III.2. Spesifikasi Produk

1. Asam Formiat
Kemurnian : 90%
Impurities : 10% (air)
Sifat fisik

Tabel III.2.1. Sifat Fisis Asam Formiat

Sinonim	:	Asam metanoat
Kegunaan	:	Reagen untuk analisis, produk bahan kimia
Formula	:	HCOOH
Rumus molekul	:	CH ₂ O ₂
Berat molekul	:	46,02 g/mol
Bentuk fisik	:	Cair
Warna	:	Tidak berwarna
Titik didih	:	107 °C (1 atm)
Titik beku/titik lebur	:	-9 °C
Suhu Kritis	:	315,2°C
Densitas	:	1,2 g/mL (20°C)
Kelarutan dalam air	:	Pada 20°C
Tekanan Uap	:	128 hPa (20 °C); 0,126 atm
Tekanan Kritis	:	84,79 atm
Kondisi Penyimpanan	:	Wadah yang tidak mengandung logam. Lindungi dari cahaya. Simpan wadah tertutup rapat di tempat yang kering dan berventilasi baik. Jauhkan dari panas dan sumber api.

(Sumber: MSDS, Merck, 2025)

2. Metanol

Kemurnian : 99.5%

Impurities : 0,5% (air)

Sifat fisik

Tabel III.2.2. Sifat Fisis Metanol

Sinonim	: Metanol, hidroksimetana, alkohol metil
Kegunaan	Pelarut organik, bahan tambahan dalam
	: proses kimia industri, formulasi untuk aplikasi khusus
Formula	: CH_4O
Rumus molekul	: CH_3OH
Berat molekul	: 32,04 g/mol
Bentuk fisik	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih	: $64,5^\circ\text{C}$
Titik beku/titik lebur	: $-97,8^\circ\text{C}$
Suhu kritis	: $512,6^\circ\text{C}$
Densitas	: 0,792 g/mL (20°C)
Viskositas kinematic	: 0,54-0,59 mm ² /s (20°C)
Tekanan Uap	: 0,126 atm (20°C); 0,21 atm (30°C)
Tekanan Kritis	: 79,8 atm
Sifat Kimia	: Cairan dan uap amat mudah menyala, toksik bila tertelan, terkena kulit atau bila terhirup, dan menyebabkan kerusakan pada organ
Penyimpanan	: Suhu 5 hingga 30°C

(Sumber: MSDS, Merck, 2025)

BAB IV NERACA MASSA

IV.1. Neraca Massa Alat

IV.1.1. Reaktor

Tabel IV.1.1. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Aliran 1	Aliran 2	Recycle	Aliran 3
HCOOCH ₃	18.050,05	-	12.809,22	15.432,8
H ₂ O	-	13.537,54	-	12.755,24
CH ₂ O ₂	-	-	-	10.648,65
CH ₃ OH	541,50	-	431,09	6.532,72
Sub Total	18591,55	13.537,54	13.240,31	45.369,41
TOTAL	45.369,41			45.369,41

IV.1.2. Menara Distilasi

Tabel IV.1.2. Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran 3	Aliran 4	Aliran 5
HCOOCH ₃	15.432,8	15.432,8	-
H ₂ O	12.755,24	11.574,62	1.180,61
CH ₂ O ₂	10.648,65	-	10.648,65
CH ₃ OH	6.532,72	6.532,72	-
Sub Total	45.369,41	33.540,14	11.829,26
TOTAL	45.369,41	45.369,41	

Tabel IV.1.2.1. Neraca Massa Menara Distilasi (Reboiler)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran 5	Reboiler	Aliran 6
HCOOCH ₃	-	-	-
H ₂ O	1.180,61	200,70	979,91
CH ₂ O ₂	10.648,65	1.810,27	8838,38
CH ₃ OH	-	-	-
Sub Total	11.829,26	2010,97	9818,29
TOTAL	11.829,26	11.829,26	

Tabel IV.1.2.2. Neraca Massa Menara Distilasi (Destlat)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran 4	Reflux	Aliran 7
HCOOCH ₃	15.432,8	2.623,57	12.809,22
H ₂ O	11.574,62	1967,69	9.606,94
CH ₂ O ₂	-	-	-
CH ₃ OH	6.532,72	1.110,56	5.422,16
Sub Total	33.540,14	5701,82	27.838,32
TOTAL	33.540,14	33.540,14	

IV.1.3. *Flash Drum 1*Tabel IV.1.3. Neraca Massa *Flash Drum*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran 7	Aliran 8	Aliran 9
HCOOCH ₃	12.809,22	12.809,22	-
H ₂ O	9.606,94	-	9.606,94
CH ₂ O ₂	-	-	-
CH ₃ OH	5.422,16	431,09	4.991,07
Sub Total	27.838,32	13.240,31	14.598,01
TOTAL	27.838,32	27.838,32	

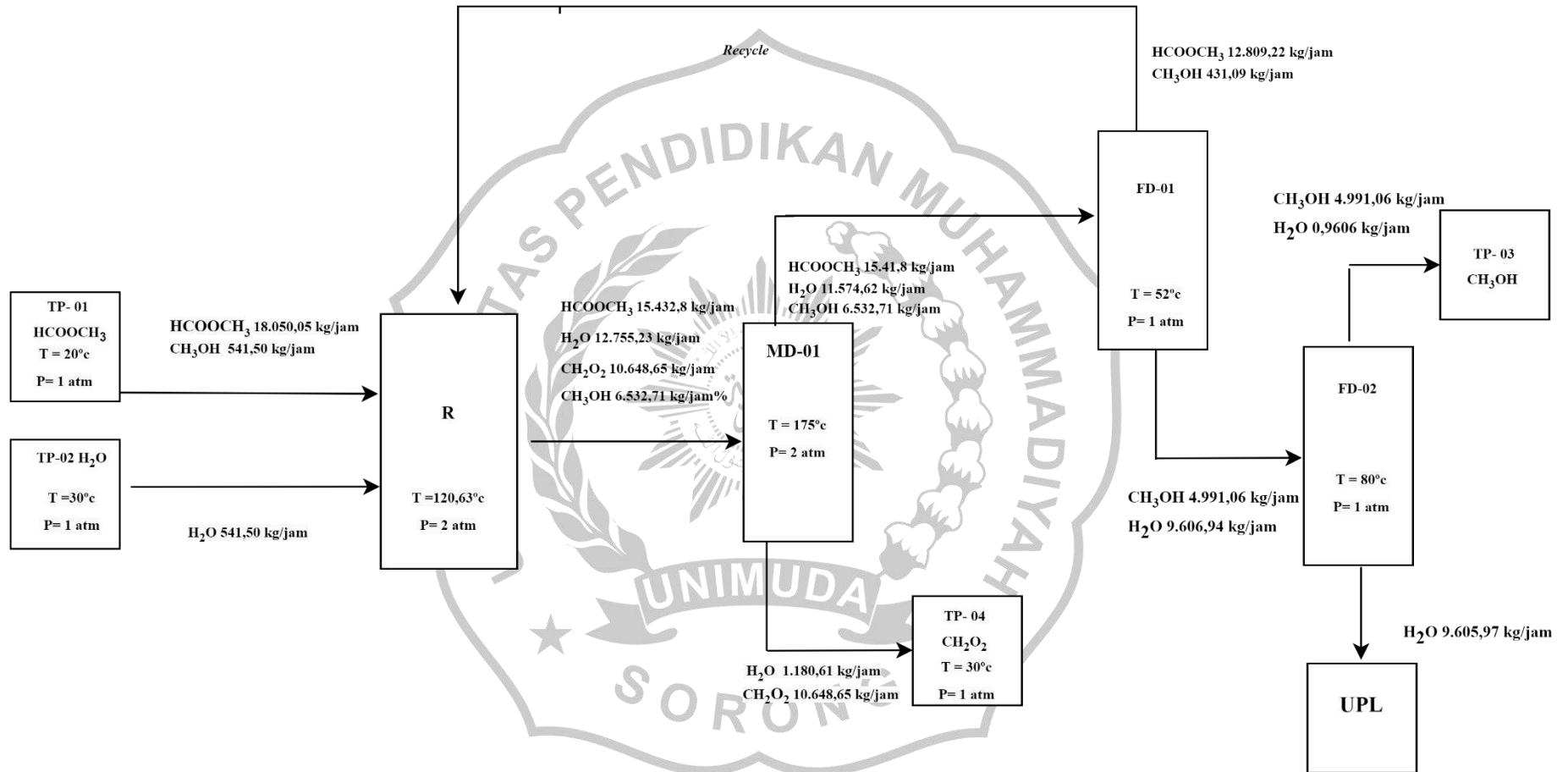
IV.2. Neraca Massa Total

Tabel IV.2. Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)			
		Bottom MD	Reflux	Bawah FD	Atas FD
HCOOCH ₃	30.859,28	-	2.623,58	-	12.809,22
H ₂ O	13.537,540	1.180,61	1.967,69	9.606,94	-
CH ₂ O ₂	-	10.648,65	0	-	-
CH ₃ OH	972,59	-	1.110,56	4.991,07	431,09
Total (Kg)	45.369,409	11.829,26	5.701,82	14.598,005	13240,312
TOTAL	45.369,40956		45.369,409		



IV.3. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar IV. 1 Diagram Kuantitatif

Kapasitas : 70.000 ton/tahun

Pabrik Beroperasi : 330 hari

Kapasitas dalam jam : $\frac{70.000 \text{ ton/tahun} \times 1.000 \text{ kg/ton}}{330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}$

: 8.838,38 kg/jam

T_{ref} : 25°C; 298,15K

V.1.1. Neraca Panas Alat Reaktor

Neraca Panas Total di Reaktor		
	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	-544,762	
Q2	-850.635,860	
Recycle	-313,535	
Q4		106.258,413
Q reaksi	276,214	
Q pemanas	957.476,356	
Total	106.258,413	106.258,413

Tabel V.1.2.1. Neraca Panas Menara Destilasi

43

Tabel V.1.2.2. Neraca Panas MD di Reboiler

Neraca Panas Bottom MD Reboiler		
	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q6 (Bottom)	1.735,29	
Q9 (Reboiler)		2.487,34
Q Pemanas	725,05	
Total	2.487,34	2.487,34

Tabel V.1.2.3. Neraca Panas Bottom MD Menuju TP Asam Formiat

Neraca Panas Bottom MD Menuju CL dan ke TP		
	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q6 (Bottom)	1.735,29	
Q10 (Menuju TP)		-3.608.63
Q Pendingin	-5.343,93	
Total	-3.608.63	-3.608.63

Tabel V.1.2.4. Neraca Panas Destilat MD

Neraca Panas Destilat MD		
	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q5 (Q out MD atas)	-192.080.254,3	
Q7 (Reflux)		-46.924.556,58
Q8 (Menuju FD)		-229.102.246,81
Q Pendingin	-83.946.549,08	
Total	-276.026.803,3	-276.026.803,38

V.1.3. Neraca Panas Alat *Flash Drum*

Tabel V.1.3.1. Neraca Panas FD

Neraca Panas Flash Drum Menuju TP		
	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q8	-229.102.246,81	
Q 11 (Atas)		-1.285.588,79
Q 12 (Menuju HE)		787,85
Q Pemanas	227.817.445,87	
Total	-12.84.800,93	-12.84.800,93

Tabel V.1.3.2. Neraca Panas FD Atas

Neraca Panas FD menuju recycle		
	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q8	-229.102.246,81	
Q11 (Atas)		-1.285.588,79
Q Pendingin	227.816.658,02	
Total	-1.285.588,79	-1.285.588,79

V.2. Neraca Panas Total Alat

Tabel V.2.1 Neraca Panas Total

Neraca Panas Total		
	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	-544,76	
Q2	-850.635,86	
Recycle	-313,535	
Q4		106.258,41
Q reaksi	276,214	
Q4	-194.809.495,18	
Q5		-192.080.254,3
Q6		1.735,294
Q7		-46.924.556,58
Q8	-229.102.246,81	
Q pemanas	185.866.142,73	
Total	-238.896.817,2	-238.896.817,2

BAB VI SPESIFIKASI ALAT

Spesifikasi alat pada pabrik Asam Formiat ini dirancang berdasarkan pertimbangan efisiensi dan optimasi proses. Berikut adalah spesifikasi masing- masing alat yang digunakan pada pabrik Asam Formiat.

VI.1. Reaktor (R-01)

Tabel VI.1.1. Spesifikasi Reaktor

Nama		:	Reaktor
Kode		:	R-01
Fungsi		:	Tempat bereaksinya Metil format dan air menjadi produk asam formiat dan metanol
Jenis		:	Berbentuk silinder vertikal dengan tutup berupa <i>torispherical dished head</i>
Bahan Konstruksi		:	<i>Stainless steel 347</i>
Jumlah		:	1
Kondisi	T	:	120°C
	P operasi	:	29,4 psi
	P design	:	35,28 psi
Kapasitas Reaktor		:	32,112 m ³
Dimensi	Diameter Reaktor	:	5,05 m
	Tinggi cairan	:	6,31 m
	ID	:	198,75 inch (5,05 m)
	OD	:	198,88 inch (5,048 m)
	Tebal shell	:	0,1446 inch (3,67 mm)
Jenis Pengaduk		:	<i>Marine Propeller</i>
Jumlah Pengaduk		:	1
Kecepatan putaran Pengaduk		:	60 rpm
Volume jaket		:	151,6 m ³
Diameter jaket		:	5,05 m

VI.2. Menara Destilasi (MD-01)

Tabel VI.2.1. Menara Destilasi

Nama Alat	:	Menara Destilasi
Kode	:	MD-01
Fungsi	:	Memisahkan Asam Formiat Dari Campuran Air, Metil Format, Dan Metanol
Jenis	:	<i>Sieve Tray Tower</i>
Bahan Konstruksi	:	Stainlees Steel 347
Tekanan Operasi	:	29,39 psi
Tekanan <i>Design</i>	:	2.817,17 psi
Temperatur <i>Feed</i>	:	175°C
Temperatur Top	:	162°C
Temperatur <i>Bottom</i>	:	460°C
Jumlah Lubang	:	536 lubang
Tinggi Menara	:	13,47 m
Diameter Menara	:	0,44 m
Diameter Lubang Tray	:	5 mm
Tebal <i>Plate</i>	:	5 mm
Tebal <i>Shell</i>	:	0,0079 m
Tebal <i>Head</i>	:	0,0254 m
Umpan Masuk	:	Stage 21
<i>Flooding</i>	:	90%
<i>Pressure Drop</i>	:	0,026 psi

VI.3. Flash Drum (FL-01)

Tabel VI.3.1. Spesifikasi Flash Drum

Kode Alat	:	FD-01	FD-02
Fungsi	:	Memisahkan metil format dari larutan metanol dan air	Memurnikan metanol dari larutan yang masih bercampur dengan air

Jenis	:	<i>Stainless Steel 347</i>	<i>Stainless Steel 347</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Vertical Knock-Out Drum with Demister</i>	<i>Vertical Knock-Out Drum with Demister</i>
Suhu Masuk	:	80°C	52°C
Suhu Keluar	:	52°C	80°C
Tekanan Masuk	:	2 atm	2 atm
Tekanan Keluar	:	1 atm	1 atm
Diameter	:	1 m	1 m
<i>Low Liquid Level (LLL)</i>	:	0,2 m	0,2 m
LLL-HLL	:	7,3 m	10,11 m
<i>High Liquid Level-Nozzle</i>	:	0,0021 m ²	0,001 m ²
Diameter Inlet	:	0,029 m	0,02 m
Diameter Outlet Vapor Nozzle	:	3,13 m ²	2,12 m ²
Diameter Outlet Liquid Nozzle	:	0,029 m	0,02 m
<i>Inlet Nozzle- Demister</i>	:	0,0021 m ²	0,001 m ²
Tinggi Demister	:	0,1 m	0,1 m
Demister-TLL	:	0,15 m	0,15 m
Tinggi	:	7,85 m	10,66 m

VI.4. Heat Exchanger (HE)

Tabel VI.4.1. Spesifikasi *Heat Exchanger*

Kode Alat		HE-01	HE- 02	HE-03
Fungsi		Memanaskan <i>feed</i> HCOOCH_3 dari TP menuju Reaktor	Memanaskan <i>feed</i> H_2O dari TP menuju Reaktor	Memanaskan fluida keluaran dari reaktor menuju umpan MD
bahan konstruksi		<i>Stainless Steel 347</i>	<i>Stainless Steel 347</i>	<i>Stainless Steel 347</i>
Tipe		<i>double pipe heat exchanger</i>	<i>double pipe heat exchanger</i>	<i>double pipe heat exchanger</i>
Kondisi fluida yang dipanaskan	T masuk	20°C	20°C	120°C
	T keluar	40°C	40°C	175°C
	Tekanan	1 atm	1 atm	2 atm
Spesifikasi <i>Inner pipe</i>	IPS	3 in	3 in	3 in
	OD	3,5	3,5	3,5
	ID	3,068	3,068	3,068
	At	0,917	0,917	0,917
Spesifikasi <i>Annulus</i>	IPS	4 in	4 in	4 in
	OD	4,5	4,5	4,5

	ID	4,026	4,026	4,026
	At	1,178	1,178	1,178
Diameter Equipment		0,058 m	0,058 m	0,058 m
Beban Panas (Q)		516,32 btu/jam	767.076,5 Btu/jam	184.640.439,5 Btu/jam
Reynold Number		88.770,29	806.232,7	227.686,22
Overall Coeficient (Ud)		100 Btu/h.ft ² .°F	100 Btu/h.ft ² .°F	100 Btu/h.ft ² .°F

VI.5. Condensor (CD-01)

Tabel VI.5.1. Spesifikasi Condensor

Kode Alat		CD-01	CD-02
Fungsi		Mencairkan uap hasil destilat MD menuju Akkumulator	Mencairkan uap hasil atas FD-01 menuju reaktor
Bahan Konstruksi		<i>Stainless Steel 347</i>	<i>Stainless Steel 347</i>
Kondisi	Suhu Masuk	162°C	52°C
	Suhu Keluar	80°C	40°C
	Tekanan	2 atm	2 atm
OD		1 inch	1 inch

BWG	16	16
Thickness	0,065 inch	0,065 inch
ID	1,12 inch	1,12 inch
Ts	25 mm	25 mm
L	12 ft	12 ft
Ds	16 inch	16 inch
Panjang Tube	3,6 inch	3,6 inch
A	2,4 m ²	2,4 m ²
Beban (Q)	-79.564.539,22Btu/jam	-215.924.628,47Btu/jam
<i>Pressure drop</i>	6.894,35 psi	2.998,88 psi

VI.6. Cooler (CL)

Tabel VI.6.1. Spesifikasi Cooler

Kode Alat		CL-01	CL-02
Fungsi		Menurunkan Suhu Hasil Bottom MD Menuju Ke TP Asam Formiat	Menurunkan Suhu Hasil Bottom FD-02 Menuju Ke Bak Penampung Awal Utilitas
bahan konstruksi		<i>Stainless Steel 347</i>	<i>Stainless Steel 347</i>
Tipe		<i>double pipe heat exchanger</i>	<i>double pipe heat exchanger</i>
Kondisi	T masuk	175°C	80°C
	T keluar	30°C	30°C
	Tekanan	1 atm	1 atm
Spesifikasi <i>Inner pipe</i>	IPS	3 in	3 in
	OD	3,5	3,5
	ID	3,068	3,068
	At	0,917	0,917
Spesifikasi <i>Annulus</i>	IPS	4 in	4 in
	OD	4,5	4,5
	ID	4,026	4,026
	At	1,178	1,178
Luas Permukaan		2,44 m ²	2,44 m ²
Beban Panas (Q)		3.420,26 btu/jam	-2.648,01 btu/jam
<i>Overall Coeficient (Ud)</i>		100 Btu/h.ft ² .°F	100 Btu/h.ft ² .°F

VI.7. Reboiler (RB-01)

Tabel VI.7.1. Spesifikasi Reboiler

Kode Alat	RB-01
Fungsi	Menguapkan kembali hasil bottom MD menuju <i>column</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 347</i>

Kondisi	Suhu Masuk	175°C
	Suhu Keluar	460°C
	Tekanan	2 atm
OD		1 inch
BWG		16
Thickness		0,065 inch
ID		1,12 inch
Ts		25 mm
L		12 ft
Ds		16 inch
Panjang Tube		3,6 inch
A		2,4 m ²
Beban Panas (Q)		2.357,5 btu/jam
Pressure drop		1.307,36 psi

VI.8. Akkumulator (ACC-01)

Tabel VI.8.1. Spesifikasi Akkumulator

Kode Alat	ACC-01
Fungsi	Penampung <i>liquid</i> sementara dai CD-02
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 347</i>
Laju Alir Massa	12.978,33 kg/jam
Waktu Penampungan	10 Menit
Densitas	94,3 kg/m ³
Kapasitas	4.600 L
Bentuk	Silinder
Diameter	2,06 m
Tinggi	3,09 m

VI.9. Pompa Proses

Tabel VI.9.1. Spesifikasi Pompa Proses

Kode	PP-01	PP-02	PP-03	PP-04	PP-05	PP-06	PP-07	PP-08	PP-09	PP-10	PP-11	PP-12	PP-13
Fungsi	Mengalirkan bahan baku berupa metil format yang keluar dari tangki ke HE	Mengalirkan bahan baku berupa metil format dari HE ke reaktor	Mengalirkan bahan baku berupa air yang keluar dari tangki ke HE	Mengalirkan bahan baku berupa air dari HE ke reaktor	Mengalirkan liquid dari reaktor menuju HE sebelum menara destilasi	Mengalirkan liquid dari HE ke MD	Mengalirkan destilat ke cooler	Mengalirkan hasil bawah MD ke tangki penyimpanan	Mengalirkan destilat dari cooler ke FD	Mengalirkan hasil bawah FD 01 menuju FD-02	Mengalirkan hasil atas FD ke condensor	Mengalirkan hasil atas FD dari Condensor menuju Reaktor	Mengalirkan hasil bawah FD-02 menuju bak penampungan awal utilitas
Jenis	<i>Sentrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Diameter pipa	0,41 m	0,41 m	0,38 m	0,38 m	0,10 m	0,11 m	0,10 m	0,07 m	0,11 m	0,07 m	0,07 m	0,07 m	0,35 m
Kecepatan linier	0,004 m/s	0,004 m/s	0,003 m/s	0,003 m/s	0,000011 m/s	0,000012 m/s	0,000010 m/s	0,000019 m/s	0,000005 m/s	0,000009 m/s	0,000008 m/s	0,000008 m/s	0,0022 m/s
Head	9,87 m	9,87 m	9,84 m	9,84 m	9,8 m	9,8 m	9,8 m	9,8 m	9,8 m	9,8 m	9,8 m	9,8 m	9,8 m
Tenaga Motor	1,62 HP	1,62 HP	1,21 HP	1,21 HP	4,06 HP	4,06 HP	3 HP	0,87 HP	2,5 HP	1,30 HP	1,18 HP	1,18 HP	0,86 HP

BAB VII

UTILITAS

Unit pendukung proses (utilitas) merupakan bagian yang sangat penting untuk membantu berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Unit pendukung proses (unit utilitas) yang terdapat dalam pabrik Asam Formiat diantaranya:

1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pengadaan Steam
3. Unit Penyediaan Listrik
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Limbah

Tugas dan tanggung jawab bagian utilitas antara lain:

1. Mengamankan dan menjaga kesinambungan proses produksi dengan memberikan sumber tenaga yang handal.
2. Memberikan pelayanan pasokan air, steam, listrik, bahan bakar, dan udara tekan untuk memenuhi kebutuhan operasional pabrik dan kebutuhan perumahan komplek.

VII.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

Unit pengadaan dan pengolahan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas mengelola air untuk kebutuhan industri maupun rumah tangga. Dalam memenuhi kebutuhan air yang akan diproses dalam unit pengadaan dan pengolahan air dalam pabrik Asam Formiat maka sumber air yang digunakan diambil dari Sungai Musi yang berada di dekat lokasi.

Pertimbangan penggunaan air sungai pada unit utilitas pabrik Asam Formiat antara lain:

1. Biaya lebih rendah dibandingkan dengan biaya dari sumber air lainnya.
2. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
3. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air sungai yang akan digunakan sebelumnya harus melalui beberapa tahapan pengelolaan yaitu:

- Pengolahan Eksternal:
 - Penyaringan (*screening*)
 - Pengendapan dengan bantuan *floculant*
 - Filtrasi
 - Klorinasi
- Pengolahan Internal: Pengolahan lebih lanjut untuk menghilangkan zat pengotor berupa garam-garam mineral dari air.

1. Penggunaan Air

Kebutuhan air pada pabrik asam formiat ini adalah untuk keperluan-keperluan sebagai berikut:

a) Air Pendingin

Air yang digunakan sebagai media pendingin digunakan untuk alat-alat perpindahan panas dalam hal ini yaitu *cooler*. Pemilihan air sebagai media pendingin berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- Dapat diperoleh dalam jumlah yang berlimpah
- Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya
- Kemampuan menyerap panas per satuan volume cukup tinggi
- Tidak terdekomposisi

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada penggunaan air sebagai media pendingin antara lain:

- Kesadahan (*Hardness*) yang dapat menyebabkan kerak
- Korosi

b) Air Umpan Boiler

Boiler sebagai penghasil *steam* membutuhkan air dengan persyaratan tertentu sebagai umpannya. Persyaratan yang digunakan dalam *Boiler Feed Water* (BFW) yaitu:

- Tidak menimbulkan kerak pada kondisi *steam* yang di kehendaki maupun pada *tube heat exchanger*, jika *steam* digunakan sebagai pemanas. Hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak dapat beroperasi sama sekali.

- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O₂ dan CO₂.

c) Air Sanitasi

Air Sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan. Syarat air domestik meliputi:

1. Syarat Kimia

- Tidak beracun
- Tidak mengandung zat-zat organik maupun zat anorganik yang tidak larut dalam air, seperti PO₄³⁻, Hg, Cu dan lain sebagainya.

2. Syarat Fisika

- Tidak berwarna dan tidak berbau
- Tidak berbusa
- Mempunyai suhu di bawah suhu udara
- Kekeruhan (*Turbidity*) sekitar 10 ppm
- pH sekitar 7

3. Syarat Bakteriologis

- Tidak mengandung bakteri utama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air.

2. Pengadaan Air

Kebutuhan air bersih pada suatu industri dapat dipenuhi melalui pengolahan sumber air di sekitar lokasi pabrik atau dengan membeli air dari pihak eksternal. Pada perancangan pabrik Asam Formiat ini, sumber air bersih berasal dari sungai yang berada di kawasan industri tempat pabrik akan didirikan. Namun, pada tahap awal operasi, air sungai tersebut akan melalui proses pengolahan terlebih dahulu untuk mengisi seluruh tangki penampungan dan peralatan pengolahan air. Hal ini dilakukan untuk memastikan ketersediaan air yang cukup sehingga proses produksi dapat berjalan secara kontinu tanpa mengalami kekurangan pasokan air.

3. Pengolahan Air

Pada perancangan pabrik ini direncanakan menggunakan air dari sungai. Berikut merupakan pertimbangan memilih air sungai dibandingkan dengan air sumur:

Keunggulan Air Sumur Bor:

1. Kualitas air stabil, cenderung lebih bersih dari kontaminasi (sampah, sedimen, mikroba) karena tersaring alami oleh tanah. Kualitasnya relatif stabil sepanjang tahun.
2. Ketersediaan andal, Pasokan tidak tergantung pada musim (kemarau/hujan), sehingga memberikan kontinuitas operasi. Ini penting untuk proses produksi yang tidak boleh terhenti.
3. Bebas Polusi, jika lokasi sumur bor strategis dan jauh dari sumber pencemaran industri dan domestik, airnya cenderung lebih murni dan kontaminan permukaan.
4. Kemandirian sumber daya, Pabrik memiliki control penuh atas sumber daya airnya, tidak bergantung pada pasokan eksternal atau izin kompleks (meskipun izin penggunaan air tanah tetap diperlukan).

Kekurangan Air Sumur Bor:

1. Kandungan Mineral Tinggi: Seringkali mineral terlarut (besi, magnesium, kalsium, mangan) yang tinggi. Ini memerlukan proses *water treatment* yang intensif untuk mencegah kerak atau korosi pada peralatan yang bisa menambah biaya operasional.
2. Biaya Investasi Awal Tinggi: Pengeboran sumur bor yang dalam dan pemasangan pompa serta sistem pengolahan awal memerlukan biaya yang cukup tinggi.
3. Potensi Penurunan Muka Air Tanah: Pengambilan air sumur bor dalam skala besar dan terus menerus berpotensi menyebabkan penurunan muka air tanah regional, yang dapat menimbulkan

masalah lingkungan. Izin dan kuota pengambilan air tanah diatur ketat.

Kelebihan Menggunakan Air Sungai:

1. Volume Air Sangat Besar: Sungai besar seperti Musi memiliki pasokan air yang melimpah, ideal untuk kebutuhan industri dalam skala besar.
2. Aksesibilitas Mudah (Lokal): Karena lokasi pabrik dekat dengan Sungai Musi, akses untuk pengambilan air menjadi lebih mudah dan mengurangi biaya transportasi dan infrastruktur pipa jarak jauh.
3. Biaya Awal Infrastruktur Lebih Kecil: Dibandingkan pengeboran sumur dalam, instalasi pompa dan sistem penyaringan awal untuk air permukaan mungkin memiliki biaya awal yang lebih rendah, terutama jika sudah ada infrastruktur dasar.

Kekurangan Menggunakan Air Sungai:

1. Kualitas Air Bervariasi: Kualitas air sungai sangat dipengaruhi oleh cuaca (kemarau/hujan), aktivitas hulu sungai (limbah industri, domestik, pertanian, dan sedimen).
2. Resiko Pencemaran Tinggi: Sungai Musi walaupun besar dapat rentan terhadap pencemaran dari berbagai sumber di sepanjang aliran.
3. Membutuhkan Pengolahan Air yang Kompleks: Untuk mencapai kualitas air standar industri, air sungai biasanya memerlukan proses pengolahan multi-tahap.
4. Dampak Lingkungan: Pengambilan air dalam volume besar dari sungai memerlukan kajian dampak lingkungan dan izin yang komprehensif.

Meskipun air sumur bor menawarkan kualitas stabil dan kemandirian pasokan, pilihan ini dibayangi oleh biaya investasi tinggi, risiko penurunan muka air tanah, serta kebutuhan pengolahan intensif untuk mineral yang bisa merusak

peralatan. Bagi pabrik kami yang berlokasi dekat Sungai Musi, memanfaatkan air sungai justru lebih logis dan ekonomis. Volume air yang melimpah memastikan pasokan konsisten untuk skala industri, akses mudah mengurangi biaya infrastruktur, dan fleksibilitasnya mendukung ekspansi masa depan. Tantangan seperti variasi kualitas atau risiko pencemaran akan diatasi melalui sistem pengolahan air mutakhir dan monitoring ketat, menjadikan Sungai Musi sumber air optimal yang berkelanjutan dan efisien untuk operasional pabrik kami.

Oleh karena itu, pengolahan air baku menjadi sangat krusial untuk memenuhi persyaratan kualitas air yang dibutuhkan oleh proses produksi. Hal ini dilakukan dengan mengurangi kontaminan hingga tingkat yang diinginkan serta menambahkan zat-zat kimia tertentu untuk mengimbangi efek negatif dari sisa kontaminan yang masih ada. Proses pengolahan air sendiri sangat bergantung pada jenis serta konsentrasi kontaminan dalam air baku, seperti yang mungkin ditemukan pada air Sungai Musi, serta standar kualitas akhir yang harus dicapai. Proses pengolahan air sungai dapat dilakukan dengan cara berikut:

a) Pemisahan kotoran dari air sungai (*Screening*)

Penyaringan ini dilakukan dengan cara melewatkan air sungai melalui kisi-kisi besi, dengan tujuan agar air sungai bersih dari kotoran-kotoran fisik berupa kayu, batu, sampah dan lain lain.

b) Pengendapan Lumpur

Pengendapan dilakukan dengan cara menampung air sungai ke dalam bak air, kotoran-kotoran yang berupa partikel-partikel padat berdiameter besar (berkisar antara 10 mikro-10 mm) akan mengendap secara gravitasi tanpa bantuan bahan kimia, sedangkan partikel-partikel kecil akan terikut bersama air menuju pengolahan selanjutnya. Dengan adanya pengendapan secara fisis ini maka akan mengurangi kebutuhan bahan kimia yang diperlukan dalam pengolahan air.

c) Koagulasi

Air dari bak pengendapan dipompa menuju *clarifier* untuk mengendapkan kotoran tersuspensi melalui penambahan bahan kimia tertentu. Penambahan

ini akan menyebabkan terjadinya endapan yang disebut *flock*. Bahan kimia yang digunakan pada proses ini adalah PAC (*Poly Aluminium Chlorida*).

d) *Filtrasi Sand Filter*

Filtrasi bertujuan untuk menghilangkan partikel-partikel *koloid* dan *sludge* yang masih terikut bersama air. Tipe filter yang digunakan pada proses ini yaitu *sand filter* atau filter pasir saringan cepat. Selama pemakaian, daya saring *sand filter* akan menurun. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan cara *back washing*. Di bawah lapisan pasir dan kerikil terdapat sistem *underdrain*, yang mengalirkan air jenis *back wash* (pencucian filter) yang dilakukan setiap 24 jam. Pencucian biasanya dilakukan 10-15 menit dan air pencuci yang digunakan adalah 1-3% dari air disaring adalah air yang sudah di-*treatment* melalui tahap-tahap di atas tadi kemudian di-*treatment* kembali sesuai dengan kebutuhan. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 10 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*). Air bersih ini kemudian didistribusikan ke umpan *cooling water*, unit demineralisasi dan air untuk keperluan kantor, perumahan dan poliklinik.

e) *Demineralisasi*

Merupakan sebuah proses penyerapan kandungan ion-ion mineral di dalam air dengan menggunakan media resin *ion exchanger*. Sistem pertukaran ion ini digunakan untuk memudahkan ion-ion mineral yang tidak diharapkan pada suatu sistem penjernihan air. Suatu *ion exchanger* memiliki batas kapasitas untuk penyimpanan dari ion-ion yang akan dibersihkan. Karena itu, setelah masa pemakaian pada waktu tertentu, *ion exchanger* ini akan menjadi jenuh, sehingga perlu diregenerasi dengan melakukan pencucian. Proses air jernih/bersih yang dilewatkan ke *ion exchanger* ini digunakan untuk kebutuhan penyediaan steam, sehingga tidak menimbulkan kerak pada bagian unit tersebut. Unit *ion exchanger* ini dibagi menjadi dua bagian, yaitu:

- *Kation Exchanger*

Kation exchanger pada umumnya berfungsi sebagai pengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. *Kation exchanger* ini berisi resin pengganti kation dimana proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Al, Fe, Mn dan Zn yang larut dalam air dengan kation hidrogen (H⁺) dari resin, sehingga air yang akan keluar dari *kation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺.

- *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negative (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO₃²⁻, Cl⁻ dan SO₄²⁻ akan membantu garam resin tersebut.

f) *Deaerasi*

Deaerasi merupakan suatu proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang terlarut dalam air seperti O₂ dan CO₂ sehingga mengurangi korosi logam. Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan Hidrazin (N₂H₄) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*. Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air proses dan air umpan boiler (*boiler feed water*).

4. Kebutuhan Air

1) Kebutuhan Air Pendingin Untuk Pada Peralatan Proses

Tabel VII.1.1. Kebutuhan Air Pendingin Pada Peralatan Proses

Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/L)
CL-01	0,5015
CL-02	55,698
CD-01	196.571,21
CD-02	533.460,84

Total	730.097,23
--------------	-------------------

Faktor keamanan sebesar 10%, sehingga kebutuhan volumetrik air proses adalah 803.106,95 kg/L. Untuk menghemat pemakaian air, air bekas pendingin dan pemanas dari peralatan perlu disirkulasi. Adapun air yang disirkulasikan (Asumsi 0,8) yaitu, sehingga *make up water* yang diperlukan adalah 642.485,56 kg/L.

2) Kebutuhan Air Umpan Boiler

Tabel VII.1.2. Kebutuhan Steam

Nama Alat	Kebutuhan Steam (kg/L)
HE-01	0,502
HE-02	783,130
HE-03	179.349,563
RB-01	9.822,134
Total	189.955,329

Kebutuhan steam umpan boiler pada unit penyedia steam 189.955,329 kg/L. Dan total kebutuhan air umpan sebanyak 169.754,54 L/jam. Kondensat *steam* di sirkulasi dan blowdown dari boiler sebanyak 20% sehingga *make up water* yang diperlukan adalah 37.991,06 kg/L.

3) Air Sebagai Bahan Baku

Kebutuhan air sebagai salah satu bahan baku proses adalah 13.537,540 kg/L. Dengan mempertimbangkan faktor keamanan 20%, kebutuhan air sebagai bahan baku proses menjadi 16.245,04 kg/L.

4) Air sanitasi

Air sanitasi diperlukan untuk keperluan laboratorium, kantor, air untuk pencucian, mandi, taman, dan lain-lain.

Tabel VII.2.3. Kebutuhan Air Sanitasi

Keperluan	Jumlah air (kg/jam)
Kebutuhan karyawan	1.200
Taman & Kebersihan	600

Lab	60
Poliklinik	60
Kantin	120
Musholla	120
Mes	1.000
Pemadam Kebakaran	600
Total	3.760

Kebutuhan Air Awal Pabrik Adalah 990.159,03 L/Jam

Dan harus disuplai per jam nya sebanyak : 697.774,16 L/jam

Secara keseluruhan, total kebutuhan air untuk operasional pabrik yang akan diambil dari Sungai Musi sebesar 990.159,03 L/jam (atau liter) per jam. Kebutuhan ini mencakup air untuk pendingin, air umpan boiler, air bahan baku, serta air sanitasi. Pada tahap awal atau startup operasional, kebutuhan air mencapai 990.159,03 liter per jam. Tujuan utama dari volume besar ini adalah untuk mengisi penuh sistem pabrik, termasuk tangki penampungan, boiler, sistem pendingin, dan jaringan perpipaan, sehingga seluruh komponen siap beroperasi secara optimal. Pemenuhan kebutuhan ini merupakan langkah krusial untuk menjamin kelancaran proses produksi sejak awal.

Setelah sistem siap, kebutuhan air berubah menjadi pasokan kontinu sebesar 697.774,16 liter per jam selama masa operasional normal. Angka ini mencerminkan konsumsi air operasional berkelanjutan, yang terdiri atas:

- *Make-up water* untuk boiler dan sistem pendingin (ganti air akibat penguapan),
- Pengisian ulang tangki penampungan,
- Kebutuhan air untuk sanitasi.

Untuk menjaga kelangsungan pasokan, bak penampungan disediakan sebagai buffer strategis. Bak ini berfungsi sebagai penyimpanan awal yang mengamankan pasokan air sebelum produksi dimulai, sehingga menghindari risiko kekurangan air di fase kritis awal. Sebagai bagian dari persiapan, air baku dari Sungai Musi akan diproses terlebih dahulu di unit utilitas. Proses pengolahan mencakup:

- Pengurangan kontaminan,

- Penyesuaian kualitas sesuai kebutuhan masing-masing sistem (pendingin, boiler, bahan baku, sanitasi),
- Pengisian bak penampungan sebagai stok cadangan.

Dengan demikian, saat pabrik mulai beroperasi, pasokan air yang sudah siap pakai dan memenuhi standar kualitas akan tersedia secara langsung, menjamin kelancaran produksi sejak detik pertama tanpa gangguan.

VII.2. Spesifikasi Alat Utilitas

VII.2.1. Spesifikasi Peralatan Pengolahan Air

1. Pompa Raw Water

Kode	:	L-111
Fungsi	:	Memompa air sungai ke bak penampung awal
Tipe	:	Centrifugal pump
Jumlah	:	1 buah
Power	:	50 HP

2. Bak Pengendap

Kode	:	H-110
Fungsi	:	Menampung dan menyediakan air untuk diolah serta mengendapkan kotoran.
Tipe	:	Bak persegi panjang
Jumlah	:	2 buah
Kapasitas	:	937,35 m ³
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Power	:	4 HP
Dimensi		
Panjang	:	16,17 m
Lebar	:	10,78 m
Tinggi	:	5,39 m

3. Pompa Clarifier

Kode	:	L-112
Fungsi	:	Memompa air dari bak pengendap ke clarifier
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	:	1 buah
Kecepatan linier	:	10 m/s
Power	:	4 HP

4. Clarifier

Kode	:	H-120
Fungsi	:	Sebagai tempat terjadinya proses koagulasi, flokulasi, dan sedimentasi dengan penambahan koagulan alum
Tipe	:	<i>Gravity clarifier</i>
Kapasitas	:	937,35 m ³
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless steel 347</i>
Dimensi		
Diameter	:	9,3 m
Tinggi	:	13,95 m
Tebal	:	0,01 m
Jenis	:	<i>Scraper</i>
Pengaduk		
Diameter	:	8,67664 m
Kecepatan Rpm	:	60 rpm
Power	:	3,15 HP

5. Reservoir

Kode	:	F-121
Fungsi	:	Menampung air jernih yang keluar dari clarifier

Tipe	:	Bak persegi panjang
Kapasitas	:	937,35 m ³
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Dimensi		
Panjang	:	16,17 m
Lebar	:	10,78 m
Tinggi	:	5,39 m

6. Sand Filter

Kode	:	H-130
Fungsi	:	Menghilangkan kotoran-kotoran yang masih terkandung dalam air atau yang lolos dari clarifier
Tipe	:	<i>Gravity sand filter</i>
Kapasitas	:	937,35 m ³
Luas penampang	:	18,68 m ²
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless Steel 347</i>
Dimensi		
Panjang	:	16,17 m
Lebar	:	10,78 m
Tinggi	:	5,39 m

7. Pompa Sand Filter

Kode	:	L-122
Fungsi	:	Memompa air dari reservoir ke sand filter
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	:	Carbon steel
Kecepatan linear	:	10 m/s
Power	:	4 HP

8. Reservoir

Kode	:	L-131
Fungsi	:	Menampung air bersih yang berasal dari sand filter
Tipe	:	Bak persegi panjang
Kapasitas	:	937,35 m ³
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Dimensi		
Panjang	:	16,17 m
Lebar	:	10,78 m
Tinggi	:	5,39 m

9. Pompa Bak Penampung Air Sanitasi

Kode	:	L-132
Fungsi	:	Memompa air dari reservoir ke bak air sanitasi
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel
Kecepatan linear	:	10 m/s
Power	:	4 HP

10. Bak Air Sanitasi

Kode	:	F-133
Fungsi	:	Sebagai tempat penampungan air sanitas
Tipe	:	Bak persegi panjang
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Kapasitas	:	937,35 m ³
Dimensi		
Panjang	:	16,17 m
Lebar	:	10,78 m
Tinggi	:	5,39 m
Jumlah kaporit	:	4,99 kg/jam

11. Pompa Distribusi Air Sanitasi

Kode	:	L-134
Fungsi	:	Memompa air dari bak air sanitasi untuk keperluan Karyawan pabrik, keperluan rumah tangga, hidran fire, dan sebagainya
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel
Kecepatan linear	:	10 m/s
Power	:	4 HP

12. Pompa Kation Exchanger

Kode	:	L-135
Fungsi	:	Memompa air dari reservoir menuju kation exchanger
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	:	carbon steel
Kecepatan linear	:	10 m/s
Power	:	4 HP

13. Kation Exchanger

Kode	:	D-140
Fungsi	:	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion
Tipe	:	Tangki silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah berupa standard dished head
Kapasitas penyerapan	:	0,97 eq/L
Jenis resin	:	Greensand (Fe silikat)
Regenerasi	:	37%
Kebutuhan HCl	:	395,31 L untuk 8 jam regenerasi
Dimensi tangki		
Diameter	:	26,02 m
Tinggi tangki	:	39,04 m
Tinggi bed	:	26,02 m

14. Pompa Anion Exchanger

Kode	:	L-141
Fungsi	:	Memompa air dari kation exchanger ke anion exchanger
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel
Kecepatan linear	:	10 m/s
Power	:	4 HP

15. Anion Exchanger

Kode	:	D-150
Fungsi	:	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion
Tipe	:	Tangki silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah berupa standard dished head
Kapasitas penyerapan	:	0,97 eq/L
Jenis resin	:	Acrilyc based
Regenerasi	:	NaOH
Kebutuhan HCl	:	395,31 kg/jam
Bahan konstruksi	:	Stainless Steel 347
Dimensi tangki		
Diameter	:	26,02 m
Tinggi tangki	:	39,04 m
Tinggi bed	:	26,02 m

16. Bak Penampung Softening Water

Kode	:	F-151
Fungsi	:	Menampung air yang keluar dari anion exchanger untuk keperluan air umpan boiler, air pendingin, air refrigerasi, dan air laboratorium
Tipe	:	Bak persegi panjang
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Kapasitas	:	937,35 m ³
Dimensi tangki		
Panjang	:	16,17 m
Lebar	:	10,78 m
Tinggi	:	5,39 m

17. Pompa Softening Water

Kode	:	L-152
Fungsi	:	Memompa air dari bak penampung softening water Ke deaerator dan laboratorium.
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel
Kecepatan linear	:	10 m/s
Power	:	4 HP

18. Deaerator

Kode	:	H-160
Fungsi	:	Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O ₂ dan CO ₂ untuk menghindari korosi logam.
Tipe	:	Tangki silinder vertikal dengan bahan isian, tutup atas dan bawah berupa <i>elliptical dished head</i> .
Bahan Isian	:	Raschig ring 0,25 in
Bahan Konstruksi	:	Stainless Steel 347
Kebutuhan Hidrazin	:	6,435 kg/tahun
Dimensi		
Diameter	:	9,3 m
Tinggi	:	13,95 m
Tebal	:	0,01 m

19. Bak Steam Condensate

Kode	:	F-171
Fungsi	:	Sebagai tempat penampungan steam condensat
Tipe	:	Bak persegi panjang
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Kapasitas	:	37,99 m ³

Dimensi tangki		
Panjang	:	5,55 m
Lebar	:	3,7 m
Tinggi	:	1,85 m

20. Pompa Steam Condensate

Kode	:	L-172
Fungsi	:	Memompa air dari bak steam condensate ke kation exchanger
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel
Kecepatan Linear	:	10 m/s
Power	:	4 HP

21. Pompa Air Pendingin

Kode	:	L-153
Fungsi	:	Memompa air dari bak penampung <i>softening water</i> ke <i>plant</i> proses dan tangki refrigerasi
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>
Kecepatan Linear	:	10 m/s
Power	:	4 HP

22. Pompa Sirkulasi Air Pendingin

Kode	:	L-154
Fungsi	:	Memompa sirkulasi air pendingin dari plant proses ke <i>cooling tower</i>
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel</i>
Kecepatan Linear	:	10 m/s

Power	:	4 HP
-------	---	------

23. Cooling Tower

Kode	:	P-180
Fungsi	:	Mendinginkan sirkulasi air pendingin setelah digunakan dari suhu 30 °C ke 10°C
Tipe	:	digunakan dari suhu 30°C ke 10°C
Kapasitas	:	6.616,856 kg/jam
Suhu Air Masuk	:	30 °C
Suhu Air Keluar	:	10 °C
Panjang Menara	:	5,55 m
Lebar Menara	:	3,7 m
Tinggi Menara	:	1,85 m

24. Blower

Kode	:	G-181
Fungsi	:	Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air pada <i>cooling tower</i>
Tipe	:	<i>Centrifugal blower</i>
Kebutuhan udara	:	29,13 Gpm
Power	:	0,778 HP

25. Bak Sirkulasi Air Pendingin

Kode	:	F-182
Fungsi	:	Sebagai tempat penampungan sirkulasi air pendingin
Tipe	:	Bak persegi panjang
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Kapasitas	:	584,07 m ³
Dimensi		

Panjang	:	13,8 m
Lebar	:	9,2 m
Tinggi	:	4,6 m

26. Pompa Air Pendingin

Kode	:	L-183
Fungsi	:	Memompa air dari bak sirkulasi air pendingin kation exchanger
Tipe	:	<i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel
Kecepatan Linear	:	10 m/s
Power	:	4 HP

VII.3. Unit Pengadaan Steam

Pada perancangan ini steam yang digunakan yaitu saturated steam dengan suhu 120°C dan 200°C yang diproduksi dari ketel uap (boiler). Air umpan boiler yang baik seharusnya tidak ada zat-zat berikut yang menyebabkan kerusakan diantaranya:

- Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (*organic matter*)
- Silika, sulfat, asam bebas dan oksida

Sementara syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler agar awet dan tidak rusak diantaranya :

- a) Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler.

Kerak dalam boiler akan menyebabkan :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.

- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

b) Tidak boleh membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya *solid matter*, *suspended matter* dan kebasaaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa diantaranya :

- Kesulitan pembacaan tinggi liquida dalam boiler.
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid-solid yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

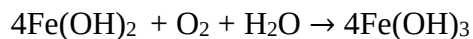
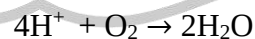
Untuk mengatasi hal ini, perlu adanya pengontrolan terhadap adanya kandungan lumpur, kerak dan alkalinitas air umpan boiler.

c) Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

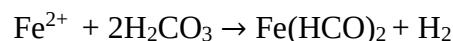
Korosi pada pipa boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂, yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

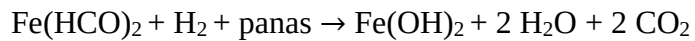


Tetapi jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut terjadilah korosi menurut reaksi :



Adanya bikarbonat dalam air akan menyebabkan terbentuknya CO₂, karena pemanasan dan adanya tekanan. CO₂ yang terjadi bereaksi dengan air menjadi asam karbonat. Asam karbonat akan bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Dengan adanya pemanasan (kalor), garam bikarbonat ini membentuk CO₂ lagi. Reaksi yang terjadi :





Jumlah steam yang dibutuhkan dapat dilihat pada Tabel VII.4 Tabel

Tabel VII.3.1. Kebutuhan Steam Sebagai Alat Pemanas

Nama Alat	Kebutuhan Air Kg/jam
HE-01	0,320
HE-02	9.607
HE-03	555,749
HE-04	14.193,46
RB-01	49,506
Total	24.405,97

Spesifikasi Boiler

Nama alat	:	Boiler
Kode	:	E-170
Fungsi	:	Menghasilkan steam yang digunakan di peralatan proses
Tipe	:	<i>Water tube boiler</i>
Bahan Konstruksi	:	<i>Stainless Steel 347</i>
Jumlah air umpan boiler	:	189.955.329 kg/jam
Jenis bahan bakar	:	Diesel Oil
Jumlah bahan bakar	:	6.420,88 L/jam
Power	:	1.695,8 HP
Jumlah	:	1

VII.4. Unit Penyedia Listrik

Kebutuhan tenaga listrik yang digunakan pada pabrik asam formiat ini dapat diperoleh dari :

- Suplai dari Perusahaan Listrik Negara (PLN)
- Pembangkit tenaga listrik sendiri (Generator)

Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik ini dipenuhi dari pembangkit listrik PLN dan generator sebagai cadangan. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik (AC) dengan pertimbangan :

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

Generator AC yang digunakan jenis generator AC 3 phase yang mempunyai keuntungan:

- Tegangan listrik stabil.
- Daya kerja lebih stabil
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit.
- Motor 3 phase harganya relatif murah dan sederhana

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

1. Listrik untuk keperluan alat proses

Tabel VII.4.1. Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

Nama Alat	Jumlah	Daya HP	Daya kW
Reaktor	1	603,88353	450,497
Heat Exchanger	1	0,0162735	0,01214
Heat Exchanger	1	311,72361	232,546
Heat Exchanger	1	5.819,4909	4.341,34
Heat Exchanger	1	6.843,9089	5.105,56
Pompa Proses 1	1	1,1866914	0,88527
Pompa Proses 2	1	1,1866914	0,88527
Pompa Proses 3	1	0,8624436	0,64338
Pompa Proses 4	1	0,8624569	0,64339
Pompa Proses 5	1	2,0420138	1,52334
Pompa Proses 6	1	2,0420138	1,52334
Pompa Proses 7	1	2,0420138	1,52334
Pompa Proses 8	1	2,0420138	1,52334

Nama Alat	Jumlah	Daya HP	Daya kW
Pompa Proses 9	1	2,0420138	1,52334
Pompa Proses 10	1	2,0420138	1,52334
Pompa Proses 11	1	2,0420138	1,52334
Pompa Proses 12	1	2,0420138	1,52334
Flash Drum	1	2,0420138	1,52334
Cooler	2	4,0840276	3,04668
Condensor	2	4,0840271	3,04668
Menara Destilasi	1	2,0420138	1,52334
Total		13.007,826	10.154,3

2. Listrik Untuk Keperluan Alat Utilitas

Tabel VII.4.2. Kebutuhan Listrik untuk Alat Utilitas

Nama Alat	Jumlah	Daya HP	Daya kW
Boiler	1	6.420,88	4.789,98
Pompa Raw Water	1	4	2,98
Pompa Clarifier	1	1,18669	0,88527
Pompa Sand Filter	1	1,18669	0,88527
Pompa Bak Air Sanitasi	1	1,18669	0,88527
Pompa Kation Exchanger	1	1,18669	0,88527
Pompa Anion Exchanger	1	1,18669	0,88527
Pompa Softener Water	1	1,18669	0,88527
Pompa Steam Condensate	1	1,18669	0,88527
Pompa Air Pendingin	1	1,18669	0,88527
Pompa Sirkulasi Air Pendingin	1	1,18669	0,88527
Blower	1	0,778	0,58039
Chiller	1	6.843,91	5.105,56
Total		13.280,21	9.907.06

3. Listrik Untuk Keperluan Penerangan

Tabel VII.4.3. Tabel Kebutuhan Listrik untuk Alat Penerangan

No	Bangunan	Luas (m2)	Pencahayaan (Lux)	Cahaya Lumen
1	Pos Keamanan	9	100	900
2	Jalan	5000	60	300.000
3	Parkir Utama	450	60	27.000
4	Parkir Truk	800	60	48.000
5	Pemadam Kebakaran	200	200	40.000
6	Bengkel	200	300	60.000
7	Kantor	500	200	100.000
8	Laboratorium	150	500	75.000
9	Poliklinik	100	250	25.000
10	Ruang Kontrol	100	250	25.000
11	Area Proses	20000	500	10.000.000
12	Area Utilitas	2600	300	780.000
13	Ruang Kontrol Utilitas	100	250	25.000
14	Penyimpanan Bahan Baku	400	100	40.000
15	Penyimpanan Produk	300	100	30.000
16	Masjid	270	200	54.000
17	Gereja	270	200	54.000
18	Aula serbaguna	300	100	30.000
19	Taman	20	20	400
20	Daerah Mess	30	17	510
21	Buffer zone	100	53	5.300
Area bangunan		559.410		
Luar ruangan		11.160.700		

Untuk penerangan area di dalam ruangan digunakan lampu Philips® QL Induction (QL) 55 watt sebanyak 140 buah. Untuk penerangan area luar ruangan digunakan

metal halide lamp 125 watt sebanyak 997 buah. Untuk kenyamanan kerja maka ditambahkan AC untuk kantor, poliklinik, pos keamanan, ruang serbaguna, tempat ibadah, ruang kontrol dan laboratorium. Power AC total 29,98 kW, sehingga total kebutuhan listrik untuk unit penerangan dan non teknis lainnya adalah 100,724 kW Total kebutuhan listrik pabrik adalah:

Unit proses	: 601,980 kW
Unit Utilitas	: 1.274,5 kW
Penerangan & lainnya	: 100,724 kW
Total	: 1.977,204 kW

Spesifikasi Generator

Kode	:	P-180
Jenis	:	AC generator
Power	:	5.142,3 HP
Tegangan	:	400 volt
Power Faktor	:	0,85
Kebutuhan Bahan Bakar	:	959 L/jam
Jumlah	:	2

VII.5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit Penyedia bahan bakar dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pabrik yaitu pada peralatan boiler dan bahan bakar generator yang disimpan pada tangki bahan bakar:

Spesifikasi Tangki Bahan Bakar

Kode	:	F-181
Fungsi	:	Menampung bahan bakar untuk boiler dan bahan bakar cadangan generator
Tipe	:	Tangki silinder vertikal dengan tutup atas berupa conical dan tutup bawah berupa plate

Jumlah	:	1
Bahan konstruksi	:	<i>Stainless stell 347</i>
Dimensi		
Diameter	:	5,54 m
Tinggi	:	8,31 m
Tebal	:	0,001m

VII.6. Unit Pengelola Limbah

Pembuangan air limbah baik yang bersumber dari kegiatan domestik (rumah tangga) maupun industri ke badan air dapat menyebabkan pencemaran lingkungan apabila kualitas air limbah tidak memenuhi baku mutu limbah. Pengolahan limbah yaitu sistem pengendalian setelah proses produksi yang dimaksudkan untuk menurunkan kadar bahan pencemar sehingga pada akhirnya limbah tersebut memenuhi baku mutu yang sudah ditetapkan.

Jenis limbah yang dihasilkan oleh pabrik Asam Formiat terbagi menjadi beberapa kelompok, diantaranya sebagai berikut:

a) Limbah laboratorium

Limbah laboratorium berupa sisa-sisa bahan kimia yang digunakan untuk analisa mutu bahan baku maupun produk dan penelitian untuk pengembangan proses.

b) Limbah domestik

Limbah domestik terdiri dari dari limbah rumah tangga dan kantor serta bagian pendukung pabrik yaitu tempat ibadah, kantin, poliklinik, dan sarana penunjang bagi karyawan lainnya. Limbah domestik ini karena tidak berbahaya bagi lingkungan maka langsung dibuang di selokan atau badan pembuangan air.

Jumlah limbah proses	6.626.317,62 kg/jm
Laboratorium	1.325.263,523 kg/jam
Domestik kantor	150 L/jam
Total buangan	7.951.731,14 kg/jam

Spesifikasi bak penampung

Fungsi: Menampung limbah dari unit proses, laboratorium, domestik dan kantor

massa masuk: 7.951.731,14 kg/jam

asumsi waktu tinggal: 12 jam (43.200 detik)

laju volumetric 78,372 ft³/s (2,219 m³/s)

Volume limbah 3.385.697,401 ft³

Maka diperoleh volume limbah 2.708.557,921 ft³

$$p \times l \times t = 3 \times : 2 \times : 1 \times$$

$$x^3 \quad 451.426,320$$

$$x \quad 76,7 \text{ ft}$$

$$23,31 \text{ m}$$

$$\text{Panjang} \quad 69,95 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} \quad 46,63 \text{ m}$$

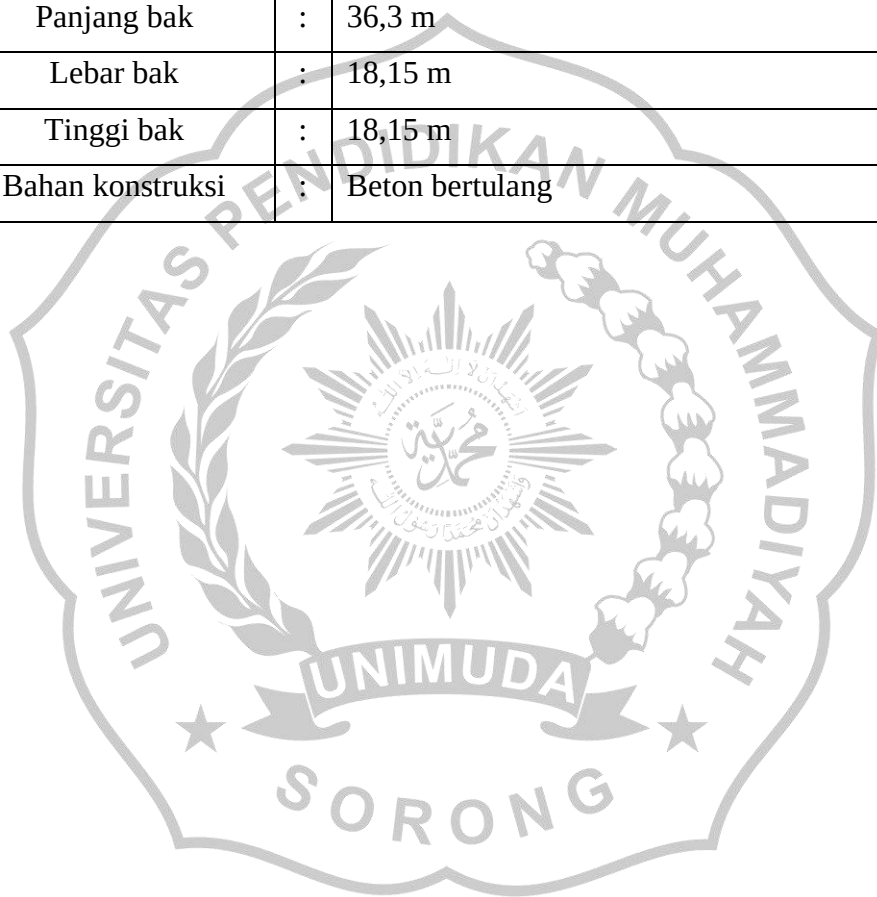
$$\text{Tinggi} \quad 23,31 \text{ m}$$

Bak Pengendap Limbah

Fungsi	:	Mengendapkan air limbah
Tipe	:	Bak persegi panjang
Laju Volumetrik	:	2,22 m ³ /s
Lama penampungan	:	12 jam
Kapasitas	:	95.872,116 m ³
Panjang bak	:	72,6 m
Lebar bak	:	36,3 m
Tinggi bak	:	36,3m
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang
Jumlah bak	:	1

Bak Aerasi

Fungsi	:	Penambahan O ₂ ke dalam air limbah, sehingga mengaktifkan mikroanya yang dapat menguraikan limbah
Tipe	:	Bak persegi panjang
Laju Volumetrik	:	1,10 m ³ /s
Kapasitas	:	47.936,05 m ³
Panjang bak	:	36,3 m
Lebar bak	:	18,15 m
Tinggi bak	:	18,15 m
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang





BAB VIII

TATA LETAK PABRIK DAN PERALATAN

VIII.1. Tata Letak Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu yang paling penting dalam pendirian suatu pabrik untuk kelangsungan operasi pabrik. Tata letak yang tepat sangat penting dalam mendapatkan efisiensi, keselamatan, dan kelancaran dari para pekerja dan keselamatan proses. Pemilihan lokasi pabrik yang tepat sangat penting dalam perancangan pabrik. Lokasi yang dipilih akan mempengaruhi biaya produksi, efisiensi operasional, dan keberlanjutan usaha. Dalam hal ini, Provinsi Sumatera Selatan dipilih sebagai lokasi pabrik asam formiat karena beberapa alasan strategis. Beberapa hal yang mendorong dipilihnya lokasi tersebut adalah sebagai berikut:

c. Faktor Primer

Beberapa faktor-faktor primer yang mempengaruhi dalam penentuan lokasi pabrik asam formiat antara lain:

➤ Keberadaan bahan baku

Kriteria penilaian di titik beratkan pada kemudahan memperoleh bahan baku. Bahan baku utama yaitu metil format diimpor dari China, sedangkan air diperoleh dari Sungai Musi, Palembang.

➤ Pemasaran produk dan sarana transportasi

Lokasi pabrik di kawasan Palembang, Sumatera Selatan, dipilih sebagai strategi yang sangat tepat untuk mendukung pemasaran produk asam formiat, mengingat Sumatera Selatan merupakan provinsi terbesar penghasil karet di Indonesia. Kehadiran sejumlah besar industri pengolahan karet seperti PT. Adei Crumb Rubber Faktory, PT. Aneka Bumi Pratama, PT. Darmasindo Intikaret, PT. Darmex Industries, PT. Djambi Waras, PT. Kisaran Raya Rubber Industry, PT. Pantja Surya, PT. Pasawira, PT. Perimex Crumb Rubber Faktory, PT. Rubber Hock Lie, dan PT. Sunan Rubber turut meningkatkan potensi pasar lokal bagi

produk kimia seperti asam formiat, yang berperan sebagai bahan kimia pendukung dalam proses pengolahan karet.

Sebagai kawasan industri strategis, Palembang menawarkan infrastruktur komunikasi dan transportasi yang cukup baik, yang mendukung kelancaran arus logistik. Akses transportasi darat, laut, dan udara dapat dijangkau dengan mudah, memungkinkan distribusi bahan baku dan produk jadi berlangsung efisien. Dalam konteks rencana pabrik asam formiat, lokasi ini tidak hanya memfasilitasi akses pasar yang luas, tetapi juga mendukung rantai pasok yang kokoh, memungkinkan produksi skala industri dengan daya saing tinggi, serta membuka peluang untuk kolaborasi dan ekspansi ke depan.

➤ Tenaga Kerja

Ketersediaan tenaga kerja terampil sangat krusial bagi operasional mesin produksi pabrik asam formiat. Palembang, sebagai kawasan industri mapan di Sumatera Selatan, memiliki akses mudah terhadap tenaga ahli dan buruh lokal yang terlatih di bidang teknik, kimia, dan manajemen produksi. Hal ini mempercepat pengoperasian pabrik, menurunkan biaya rekrutmen dan pelatihan, serta mendukung keberlanjutan produksi jangka panjang dengan dampak positif terhadap ekonomi lokal.

➤ Penyediaan Utilitas

Pabrik asam formiat membutuhkan utilitas utama seperti listrik, air, udara tekan, dan bahan bakar sebagai sumber energi. Air dapat diambil dari Sungai Musi yang berada di dekat lokasi, memastikan pasokan yang stabil dan murah. Bahan bakar bisa diperoleh melalui PT Pertamina (Persero) di Plaju, Sumatera Selatan, dengan akses logistik yang efisien. Untuk pasokan listrik, kerja sama dengan PT PLN memungkinkan penyaluran listrik utama, sementara generator cadangan disiapkan sebagai antisipasi gangguan aliran listrik. Ketersediaan utilitas ini secara komprehensif mendukung kelancaran dan keandalan operasional pabrik jangka panjang.

d. Faktor Sekunder

➤ Karakteristik lokasi

Palembang di Sumatera Selatan memiliki karakteristik lokasi yang sangat mendukung pembangunan pabrik asam formiat. Iklim tropis dengan suhu stabil dan curah hujan tinggi tidak mengganggu proses produksi kimia. Meski rentan banjir, risikonya terkendali di kawasan industri terpadu seperti Plaju melalui drainase dan pengelolaan lahan yang baik. Masyarakat setempat mendukung perkembangan industri, dengan keterlibatan sosial tinggi dan stabilitas yang baik. Ketersediaan infrastruktur pendukung seperti jalan raya, listrik, sistem limbah, serta akses ke tenaga kerja terampil menjadikan Palembang lokasi strategis, aman, dan berkelanjutan untuk proyek industri kimia skala menengah.

➤ Faktor-faktor lain

Palembang, sebagai kawasan industri resmi, telah menyediakan transportasi, energi, keamanan, lingkungan, dukungan sosial, dan ruang perluasan secara lengkap dan siap mendukung pembangunan pabrik asam formiat.

VIII.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merujuk pada penempatan fisik berbagai bagian dalam pabrik, termasuk area kerja karyawan, lokasi peralatan, serta tempat penyimpanan bahan baku dan produk yang saling terkait. Tata letak ini harus dirancang secara optimal untuk memaksimalkan efisiensi penggunaan ruang, memastikan kelancaran proses produksi serta distribusi, serta menjamin keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi seluruh karyawan. Desain tata letak pabrik yang baik perlu mempertimbangkan sejumlah faktor penting, seperti:

- a. Setiap peralatan diberikan ruang yang cukup luas agar memudahkan proses pemeliharaan.
- b. Peralatan disusun secara berurutan sesuai dengan fungsi masing-masing untuk mempermudah aliran proses produksi.

- c. Alat pemadam kebakaran ditempatkan di area yang rawan kebakaran sebagai langkah pencegahan.
- d. Posisi alat pengendali ditempatkan di tempat yang mudah diawasi oleh operator.
- e. Tersedia area tanah atau ruang yang cukup untuk kemungkinan perluasan pabrik di masa depan.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa daerah antara lain:

- a. Daerah Proses dan Ruang Kontrol
Daerah proses ini merupakan area penempatan peralatan proses serta lokasi berlangsungnya kegiatan produksi, sementara ruang kontrol berfungsi sebagai pusat pengawasan dan pengendalian terhadap seluruh aktivitas proses produksi.
- b. Daerah Penyimpanan
Daerah ini merupakan tempat penyimpanan hasil produksi berupa *Asam formiat* yang pada umumnya dimasukkan ke dalam tangki penyimpanan atau drum yang sudah dipasarkan.
- c. Daerah Administrasi/Perkantoran
Daerah ini merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi.
- d. Daerah Pemeliharaan Pabrik dan Bangunan
Daerah ini merupakan tempat melakukan perbaikan dan perawatan peralatan, yang terdiri dari beberapa bengkel untuk melayani permintaan perbaikan dari pabrik dan bangunan.
- e. Daerah Utilias
Daerah ini merupakan tempat dimana penyediaan keperluan pabrik yang berhubungan dengan utilitas, seperti air, listrik, *steam*, dan *brine*.
- f. Daerah Perluasan
Daerah ini merupakan tempat untuk persiapan jika pabrik mengadakan perluasan di masa yang akan datang. Daerah ini bertempat di bagian belakang pabrik.

g. Plant Service

Daerah ini merupakan tempat untuk fasilitas karyawan meliputi, kantin umum, tempat ibadah, tempat olahraga, dan fasilitas kesehatan/poliklinik.

h. Jalan Raya

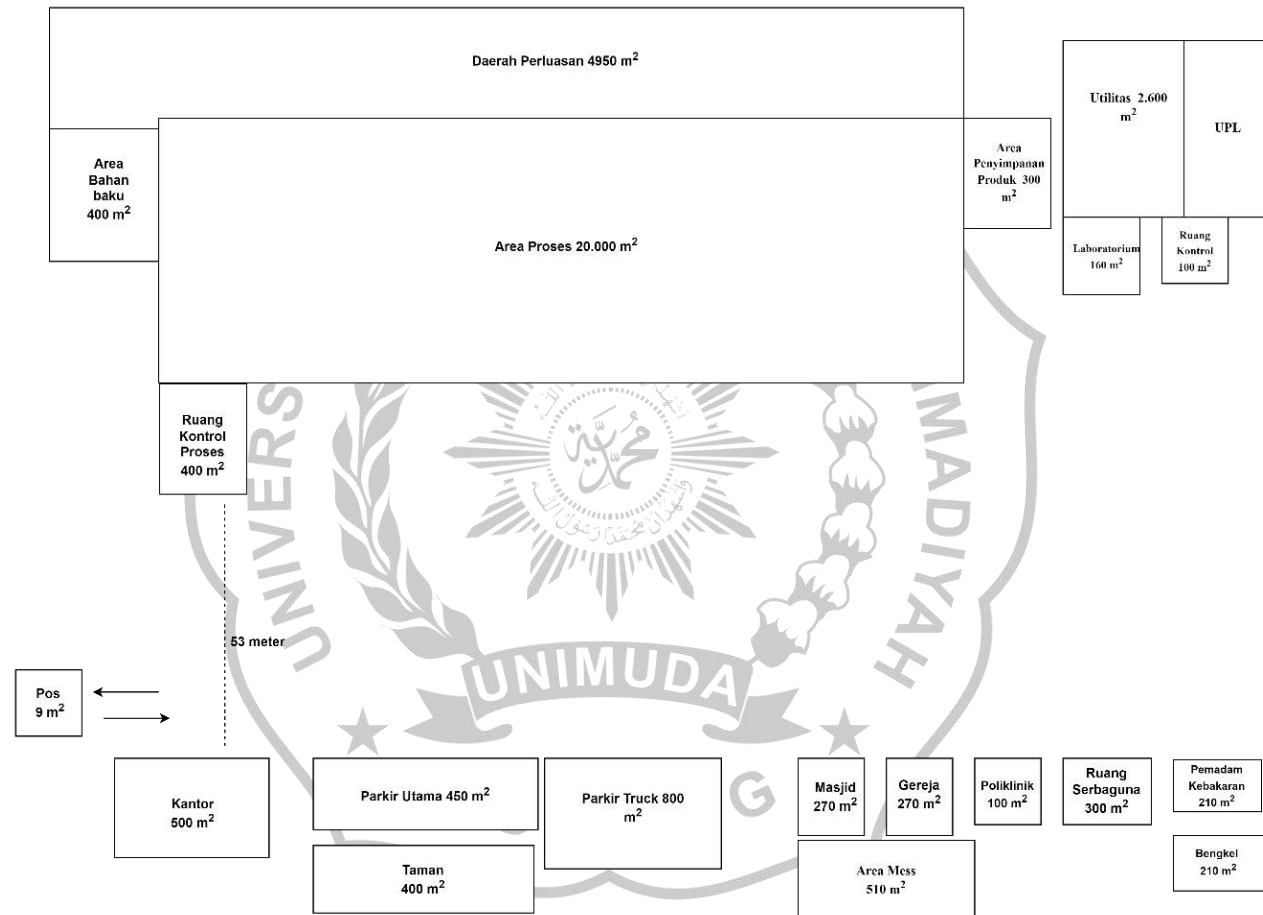
Daerah ini bertujuan untuk memudahkan pengangkutan bahan baku maupun hasil produksi.

Tabel VIII.2.1. Pembagian Luas Pabrik

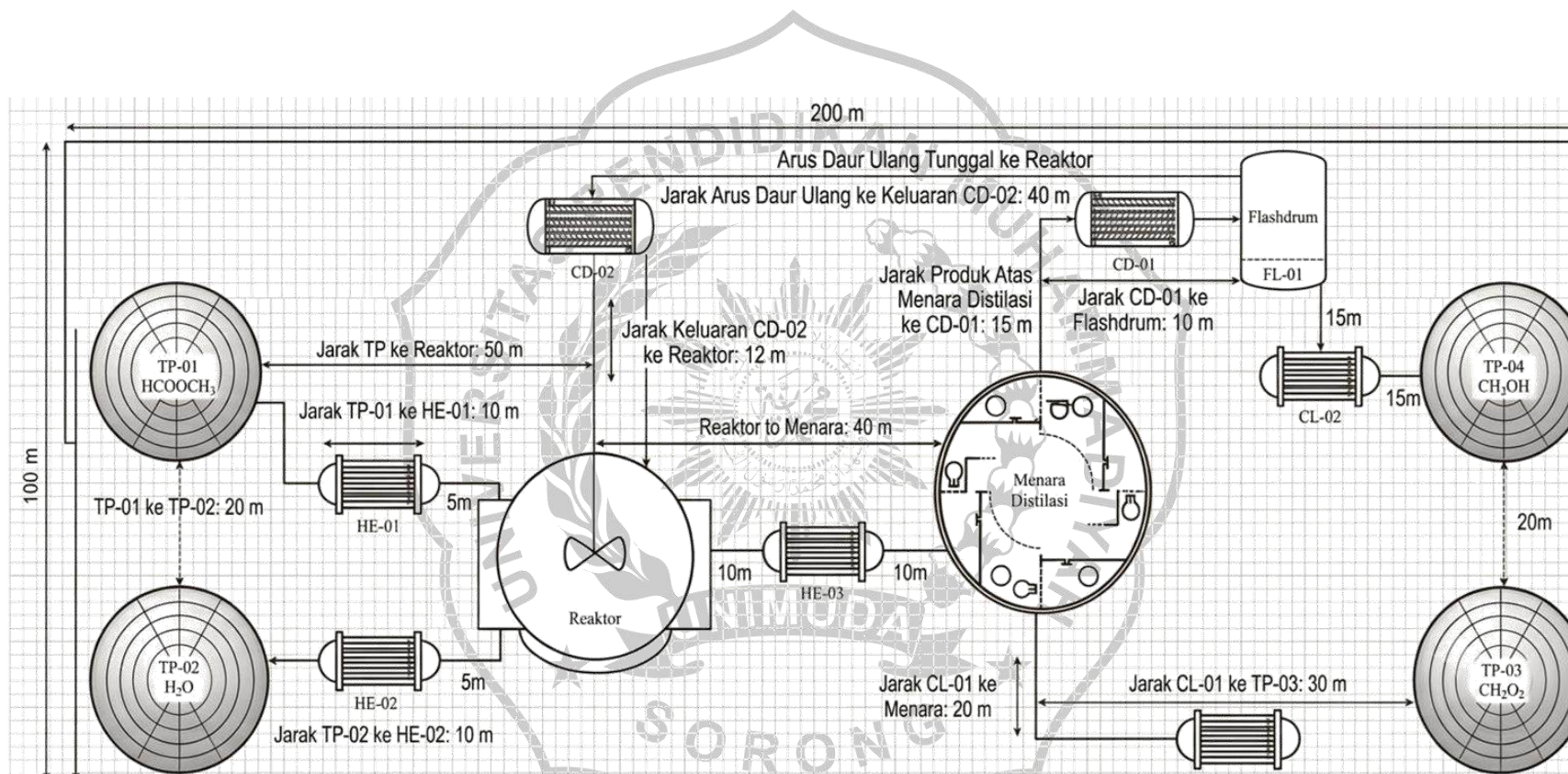
No	Bangunan	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	3	3	9
2	Jalan	250	20	5.000
3	Parkir Utama	45	10	450
4	Parkir Truk	40	20	800
5	Pemadam Kebakaran	20	10	200
6	Bengkel	20	10	200
7	Kantor	25	20	500
8	Laboratorium	15	10	150
9	Poliklinik	10	10	100
10	Ruang Kontrol	10	10	100
11	Area Proses	200	100	20.000
12	Area Utilitas	65	40	2.600
13	Ruang Kontrol Utilitas	10	10	100
14	Penyimpanan Bahan Baku	20	20	400
15	Penyimpanan Produk	20	15	300
16	Masjid	18	15	270
17	Gereja	18	15	270
18	Aula serbaguna	20	15	300
19	Taman	20	20	400
20	Daerah Mess	30	17	510
21	Buffer zone	100	53	5.300

No	Bangunan	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m2)
22	Area Perluasan	90	55	4.950
	Total			42.909





Gambar VIII.1 Layout Pabrik Asam Formiat



Gambar VIII.2 Layout Alat

BAB IX

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

IX.1. Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum

Keselamatan kerja adalah prioritas utama di industri karena berdampak langsung pada kelancaran produksi. Perhatian besar pada keselamatan kerja akan meningkatkan efisiensi dan efektivitas proses produksi. Keselamatan dan kesehatan kerja di lapangan sangat bergantung pada kebijakan manajemen terkait proses produksi, identifikasi bahaya, dan pengontrolannya. Menurut UU No. 14 tahun 1969, keselamatan kerja mencakup keselamatan terkait mesin, alat, bahan, lingkungan, dan cara kerja. Tujuan keselamatan kerja menurut UU Keselamatan Kerja No. 1 tahun 1970:

1. Menjaga kesehatan dan keselamatan pekerja dan orang di tempat kerja
2. Meningkatkan efektivitas dan efisiensi produksi
3. Menjaga kelancaran dan keamanan sumber produksi

Elemen pertama didalam organisasi keselamatan pada sebuah perusahaan adalah penggunaan bantuan dari luar perusahaan, seperti komite pada perlindungan keselamatan dan kebakaran, konsultan dari perusahaan asuransi dan lain-lain. Elemen kedua yang dikenal pada program-program pengendalian keselamatan kerja yang paling berhasil adalah minat dan partisipasi aktif dari pihak manajemen secara nyata. Sikap manajemen terhadap keselamatan secara baik umumnya adalah pada perusahaan yang pemimpinnya terlibat sebagai penggerak program keselamatan dalam perusahaan. Dukungan terhadap tercapainya program keselamatan didalam perusahaan. Penanggulangan kecelakaan yang efektif memerlukan usaha-usaha keselamatan secara terpadu dan benar. Para pengawas ini harus bertanggung jawab terhadap pencegahan kecelakaan, sama halnya seperti mereka bertanggung jawab terhadap efisiensi hasil produksi. Salah satu caranya adalah manajemen harus membentuk Komite Keselamatan tingkat manajemen atas untuk memberikan saran, baik mengenai metode maupun kebijakan (*policy*) program yang dilaksanakan.

Secara umum penanganan dan penerapan kesehatan dan keselamatan kerja menjadi tanggung jawab departemen EHS&S (*Environment, Health, Safety & Security*). Urusan ini oleh EHS&S department dijabarkan dalam sebuah sistem manajemen kesehatan, keselamatan dan perlindungan lingkungan. Sistem ini mengacu pada prinsip bahwa semua kecelakaan dapat dicegah dan manajemen berfungsi dan bertanggung jawab atas penerapannya.

IX.2. Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja

Terjadinya kecelakaan kerja disebabkan oleh hal-hal sebagai berikut:

1. Lingkungan Fisik.

Lingkungan fisik meliputi mesin, peralatan, bahan produksi lingkungan kerja, penerangan dan lain-lain. Kecelakaan terjadi akibat dari:

- Kesalahan perencanaan
- Aus atau rusaknya peralatan
- Kesalahan pada waktu pembelian terjadinya ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol
- Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat
- Lingkungan kerja yang tidak memenuhi persyaratan seperti panas, lambat, bising dan salah penerangan

2. Manusia

Kecelakaan ini disebabkan oleh manusia (karyawan) dapat terjadi akibat beberapa hal, yang antara lain adalah sebagai berikut :

- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.

3. Sistem Manajemen

Kecelakaan yang disebabkan karena sistem manajemen, dapat terjadi akibat beberapa hal di bawah ini, yaitu:

- Kurangnya perhatian manager terhadap keselamatan kerja

- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi
- Kurangnya sistem penanggulangan terhadap bahaya
- Kurangnya penerapan prosedur yang baik tidak adanya inspeksi peralatan.

IX.3. Identifikasi Bahaya pada Alat

1. Reaktor

Reaktor adalah jantung proses produksi asam formiat, dimana reaksi kimia seperti hidrolisis metil format terjadi pada suhu dan tekanan tinggi yaitu suhu 120°C dan tekanan 2 atm. Bahaya utama berasal dari sifat korosif dan reaksi asam formiat, yang bisa menyebabkan ledakan atau paparan beracun jika dikendalikan. Berikut bahaya utamanya:

- Korosif dan paparan Kimia
Asam formiat (pH rendah) bisa mengiritasi kulit, mata, dan saluran pernapasan, inhalasi uap menyebabkan batuk atau edema paru. Resiko tinggi saat pembersihan atau kebocoran.
- Ledakan/Tekanan Tinggi
Reaksi eksotermik tak terkendali bisa picu *overpressure*, terutama jika ada kontaminan seperti oksidizer.
- Suhu ekstrem
Bisa memicu panas dan kebakaran pada peralatan atau melepas gas beracun.
- Faktor manusia
Kesalahan operasi, seperti *overload* umpan, bisa memperburuk resiko.

2. Heat Exchanger

Heat exchanger (HE) bertugas mentransfer panas antara fluida proses (seperti asam formiat panas), dan pendingin, sering di area reaktor atau distilasi. Bahaya muncul dari *fouling* (penyumbatan) atau kebocoran, yang umum di lingkungan kimia korosif. Berikut bahaya utamanya:

- Kebocoran dan Paparan
Korosi pada tabung HE bisa bocor, menyebabkan luka bakar bahan kimia atau kontaminasi lingkungan. Resiko tinggi jika tekanan diferensial tidak seimbang
- *Overheating/Ledakan*
Suhu tinggi menyebabkan kebakaran jika tidak terkendali.
- Tekanan dan Fouling
Penyumbatan akibat residu kimia bisa disebabkan pressure buildup, berujung pada kegagalan struktural.
- Bahaya sekunder
Getaran atau kebisingan dari aliran turbulen bisa memicu kecelakaan mekanis.

3. Menara Destilasi

Menara destilasi berfungsi untuk memisahkan larutan dari reaktor. Proses ini melibatkan pemanasan dan kondensasi, sehingga rentan terhadap destilasi tidak terkendali. Bahaya utamanya sebagai berikut:

- Paparan uap kimia
Distilasi melepaskan uap yang iritatif
- Kebakaran/Explosive Vapor
Campuran metanol dan asam formiat bisa capai LEL (*Level Explosive Limit*) jika terjadi ventilasi buruk bisa memicu kebakaran di area atas menara
- Korosif
Asam formiat menggerogoti *packing* atau *tray*, menyebabkan *collapse* atau kebocoran.
- *Overflow/Spill*
Kesalahan feed rate bisa sebabkan *flooding*, membanjiri area dengan cairan korosif

4. Flash drum

Flash drum adalah drum untuk memisahkan fase cepat (cair-uap) dari tekanan tinggi ke rendah. Berikut bahaya utamanya:

- Ledakan/Kebakaran

Metil format memiliki titik didih rendah dan juga bercampur dengan metanol ini bisa menyebabkan *auto-ignition* dari percikan atau panas.

- *Overpressure*

Flashing cepat bisa memicu *rupture drum* atau spray panas, sebabkan burns atau paparan.

- Paparan Toksik

Metanol menyebabkan pusing atau kebutaan, sedangkan metil format menyebabkan iritasi.

5. Tangki Penyimpanan

Tangki penyimpanan dirancang untuk menyimpan bahan seperti metil format (*flammable* dan toksik, titik didih rendah 31,5°C), asam formiat (korosif dan volatil, suhu 30°C, 1 atm), metanol (titik didih 20°C, mudah menguap), dan air sebagai *intermediate* atau produk akhir berikut bahaya utamanya:

- Kebakaran dan Ledakan

- Paparan Toksik

Kontak kulit menyebabkan keracunan, gejalanya pusing, muntah atau kerusakan organ.

- *Overpressure*

IX.4. Kesehatan dan Keselamatan Kerja pada Pabrik Asam Formiat

Untuk meningkatkan kesehatan dan keselamatan kerja di pabrik asam formiat, dapat dilakukan melalui beberapa pelaksanaan, yang secara umum terbagi menjadi bagian-bagian berikut:

1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Asam formiat sebagai produk dan juga metil format sebagai bahan baku bersifat korosif, mudah terbakar, dan mengeluarkan uap beracun. Tangki penyimpanan harus dirancang dengan ketat.

- Pemberian label dan spesifikasi bahan

- Pemilihan material: Gunakan bahan material tahan korosi seperti *stainless steel* untuk menahan sifat korosif bahan. Pastikan *corrosion allowance* sesuai dengan kondisi operasi.
 - Menggunakan sistem pendinginan (Air) untuk di tangki penyimpanan Metil Format.
 - Pemasangan manhole dan hand hole: untuk memudahkan inspeksi, pembersihan, dan perawatan rutin.
 - *Level Gauge* dan Indikator Tekanan: Pasang *level gauge* dan *pressure gauge* yang akurat dan tahan korosi untuk memantau kondisi tangki secara real-time.
 - Ventilasi dan Sistem Pengamanan: Pasang sistem ventilasi ekstraksi uap beracun dan sistem *pressure relief valve* (PRV) untuk mencegah *overpressure*.
 - Tanda Bahaya: Pasang rambu peringatan “BAHAYA KOROSIF”, “MUDAH TERBAKAR”, dan “BAHAYA UAP BERACUN” disekitar tangki.
 - Sistem Deteksi Kebocoran: Pasang sensor deteksi disekitar tangki dan area penyimpanan.
 - Pengecekan secara berkala oleh petugas K3
2. Pada Pompa dan Sistem Perpipaan
- Perpipaan harus dirancang untuk menangani sifat korosif dan mudah terbakar dari asam formiat dan metil format.
- Material pipa: Gunakan bahan tahan korosif
 - Pewarnaan Pipa:
 - ✓ Pipa bahan kimia: warna kuning
 - ✓ Pipa uap/panas: warna merah
 - ✓ Pipa Pendingin: warna biru tambahkan warna pipa air baku
 - Isolasi Pipa: Pasang isolasi termal pada pipa yang menyangkut asam formiat panas untuk mencegah luka bakar dan kehilangan panas.

- *Block Valve* dan *Fire Stop*: Pasang *block valve* pada pipa uap dan sistem pembuangan untuk mencegah penyebaran api jika terjadi kebocoran atau kebakaran.
- Sambungan dan Kontrol: Semua sambungan harus dikontrol ketat dan dilakukan uji kebocoran secara berkala.
- Penempatan perpipaan haruslah aman dan tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari pekerja atau karyawan.

3. Reaktor RATB, *Heat Exchanger*, Menara Destilasi, dan Flash Drum
 Pada area *Heat Exchanger*, Reaktor, Menara Distilasi, dan Flash Drum dilengkapi:

- Rambu peringatan
- APD Wajib: Operator disekitar reaktor harus menggunakan:
 - ✓ Sarung tangan asbes
 - ✓ Kacamata pelindung dan face shield
 - ✓ *Safety helmet* dan baju pelindung
 - ✓ *Sepatu safety* dengan sol anti-slip dan tahan kimia
- Sistem pendinginan dan pengamanan: Pasang sistem pendinginan darurat dan *pressure relief valve* untuk mencegah *overpressure*.
- Tangga dan Pegangan: Pasang tangga dengan pegangan yang kokoh untuk memudahkan akses dan pengawasan reaktor.
- Uji Tekanan dan Temperatur: Lakukan uji tekan dan temperatur secara berkala untuk memastikan reaktor tidak *over stressing*.

4. Penanganan Bahan Baku dan Produk

Asam formiat dan metil format berbahaya jika terhirup, tertelan, atau terkena kulit.

- APD Wajib:
 - ✓ Masker respirator
 - ✓ Helm dan *safety shoes*
 - ✓ *Safety glassed* dan *face shield*
 - ✓ Sarung tangan tahan asam dan panas

✓ Baju pelindung

- Sistem ventilasi: Sistem ventilasi lokal area penanganan bahan untuk mencegah akumulasi uap beracun
- Spill Kit: Sediakan spill kit khusus untuk asam formiat (termasuk penyerap asam, pelindung, dan prosedur pembersihan)

5. Pencegahan Kebakaran dan Ledakan

Asam formiat mudah terbakar dan dapat menyebabkan ledakan jika tercampur dengan udara dalam konsentrasi tertentu.

- Sistem Alarm dan Deteksi: Pasang *smoke detector* dan gas detektor untuk mendeteksi kebocoran uap asam formiat.
- *Fire Extinguisher*: Sediakan *fire extinguisher* tipe ABC didekat reaktor, tangki, dan area penyimpanan.
- *Fire Hydrant* dan Mobil Pemadam: Tempatkan *fire hydrant* di area strategis dan pastikan mobil pemadam kebakaran selalu siap siaga.
- Pemisahan Area: Pisahkan area penyimpanan bahan bakar dan reaktor dari area perumahan dan perkantoran

6. Pencegahan Bahaya Mekanis dan Listrik

- Pagar pengaman: Pasang pagar pengaman disekitar reaktor bertekanan tinggi, pompa, dan peralatan bergerak.
- Sistem Kelistrikan: Semua instalasi listrik harus tahan ledakan (*explosion-proof*) dan dilengkapi dengan *circuit breaker*.
- Penangkal Petir: Pasang penangkal petir yang dibumikan disemua bangunan tinggi dan tangki penyimpanan.

7. Pelatihan dan Disiplin Kerja

- Training K3: Semua karyawan harus menjalani pelatihan K3 sebelum memulai bekerja, termasuk proses darurat, penggunaan APD, dan penanganan kebocoran.
- Pertemuan K3: Adakan pertemuan K3 mingguan untuk membahas insiden, near-miss, dan perbaikan prosedur.

- Pelaporan Insiden: Semua kecelakaan atau insiden harus dilaporkan segera ke atasan dan ditindaklanjuti dengan investigasi.

8. Penyediaan Fasilitas Medis

Poliklinik disediakan untuk tempat pengobatan akibat terjadinya kecelakaan secara tiba-tiba, misalnya menghirup gas beracun, patah tulang, luka terbakar, pingsan, dll.

Selain itu beberapa pokok persoalan yang harus dicakup dalam program keselamatan kerja perusahaan adalah:

a. Pengangkatan dan penempatan karyawan secara tepat

Jika karyawan tidak sesuai dengan pekerjaannya, maka tingkat kecelakaan cenderung meningkat. Oleh karena itu, proses rekrutmen dan penempatan karyawan yang dilakukan perusahaan bertujuan untuk memastikan bahwa karyawan yang berpotensi ditempatkan pada posisi yang sesuai dengan kemampuan dan keahlian mereka, sehingga dapat bekerja secara efektif dan aman.

b. Training

Pelatihan kerja, termasuk pelatihan keselamatan, harus dimulai sejak karyawan baru bergabung dan berlanjut hingga mereka pensiun. Awalnya, karyawan baru harus mendapatkan pelatihan pra-kerja yang mencakup peraturan keselamatan dasar perusahaan. Program pelatihan keselamatan adalah tanggung jawab pengawas, yang harus menunjukkan bahaya kerja dan memastikan karyawan tahu cara menghindarinya. Pertemuan keselamatan harus diadakan secara teratur, tergantung jenis kerja dan tingkat karyawan, untuk menjaga kesadaran mereka. Karyawan juga perlu memiliki sikap positif tentang pekerjaan mereka untuk menjalankannya dengan aman.

c. Pengetahuan kerja

Seorang karyawan (dalam hal ini terutama karyawan proses) dikatakan memiliki kecakapan kerja jika telah :

- Mengetahui cara kerja.
- Mengetahui cara kerja peralatan di unitnya.
- Mengetahui kegunaan serta isi dari jalur-jalur pipa dalam unit kerjanya.
- Mengetahui prinsip kerja pada unit kerjanya.
- Mengerti dan bisa menjalankan peralatan atau alat mesin.
- Mengerti penggunaan instrumen dan proses komputer untuk mengendalikan variabel operasi.
- Mengerti dan mematuhi semua prosedur yang mencakup pada masing-masing area.

Penjelasan di atas bertujuan untuk menjelaskan pentingnya pengetahuan kerja dan keselamatan dalam menjalankan peralatan secara aman. Intinya, perusahaan ingin semua karyawan bisa bekerja aman, meskipun mereka tidak bisa mengatasi semua situasi berbahaya sendirian. Untuk itu, perusahaan harus memberikan latihan kerja yang komparatif dan teknis untuk meningkatkan kesadaran dan keterampilan karyawan dalam menghadapi bahaya

d. Desain yang dilakukan secara cermat

Untuk meningkatkan efisiensi karyawan dan menurunkan angka kecelakaan, lingkungan kerja yang aman sangat penting. Pabrik ini, seperti pabrik lainnya, dirancang dengan memperhatikan aspek pencegahan kecelakaan sejak awal, sehingga karyawan bisa bekerja dengan aman dan produktif

e. Analisa operasi

Dari ribuan kecelakaan yang terjadi, banyak yang disebabkan oleh metode kerja yang salah. Menganalisa lingkungan kerja setelah kecelakaan sangat penting, tapi lebih efektif jika dilakukan sebelum kecelakaan terjadi melalui "Analisa Keselamatan Kerja" (*Job Safety Analysis*). Analisa ini memberikan petunjuk latihan kerja dan cara mencegah kecelakaan. Juga berguna untuk

menentukan alat dan penempatan karyawan yang tepat. Program ini dilakukan oleh pengawas lini dengan bantuan *safety engineer*

f. Metode pemeriksaan peralatan secara sistematis

Inspeksi keselamatan adalah kunci pencegahan kecelakaan yang harus dilakukan oleh semua level, dari pengawas hingga manajemen. Bisa dilakukan oleh ahli khusus atau komite keselamatan yang terlatih. Tujuan inspeksi adalah menemukan dan memperbaiki kondisi atau metode kerja yang tidak aman. Setelah inspeksi, perbaikan harus dilakukan secepatnya dan dilaporkan secara formal. Hasil inspeksi yang tidak dilaporkan secara berkala membuat kerja komite keselamatan tidak efektif

g. Alat perlindungan diri yang baik

Pencegahan yang terbaik terhadap adanya kondisi yang berbahaya adalah dengan berusaha menghilangkan atau mengurangi kondisi-kondisi berbahaya yang dirasa tidak mungkin atau kurang praktis untuk itu, maka perlulah diambil langkah dengan jalan mencegah karyawan memasuki daerah berbahaya tersebut dan memberikan pelindung atau tanda-tanda terhadap sumber bahaya tersebut.

Apabila seorang menyebutkan mengenai pelindung tubuh, kita cenderung hanya mengingat *safety shoes*, *safety helmet*, *safety glasses*, *ear plug*, sarung tangan, baju lengan panjang, alat bantu pernapasan dan lain-lain. Peralatan ini memang penting bagi para karyawan, tetapi yang tak kalah pentingnya adalah perlu adanya kepemimpinan dan usaha untuk membuat karyawan memakai alat pelindung tubuh tersebut setiap saat. Karenanya, apabila memungkinkan perlindungan pada sumber kecelakaan merupakan cara yang terbaik yang disarankan.

Pengawas dan ahli keselamatan harus mempertimbangkan setiap keadaan kerja untuk menentukan metode perlindungan

karyawan yang paling praktis. Pendistribusian alat-alat pelindung diri yang paling tepat dilakukan dengan cara terpusat pada satu tempat. Pada tempat pengeluaran alat keselamatan, disediakan pula sarana untuk mengukur dan melatih cara penggunaan yang tepat, cara memperbaiki alat-alat yang rusak, mensterilisasi dan penggantian barang-barang, sehingga mengurangi biaya pengadaan alat-alat pelindung diri tersebut.

h. Dukungan terhadap saran-saran keselamatan karyawan

Karyawan adalah sumber informasi berharga untuk meningkatkan keselamatan dan efisiensi kerja. Mereka sering tahu cara-cara untuk membuat kerja lebih aman, tapi kadang baru sadar setelah terjadi kecelakaan. Penting untuk mendapatkan saran dari mereka, tapi perlu diingat bahwa pengawas mungkin perlu peralatan atau kekuasaan untuk bertindak atas saran tersebut.

i. Investigasi kecelakaan

Investigasi kecelakaan penting artinya terhadap pencegahan kecelakaan secara keseluruhan. Fakta yang ada tentang sebab kecelakaan dapat terjadi, yang mengakibatkan kerusakan barang maupun cedera pada manusia, adalah bukti yang nyata bahwa keadaan yang berbahaya itu ada. Sering kali penyebab-penyebab yang sebenarnya dari suatu kecelakaan menjadi hilang atau kabur, hanya karena yang melakukan investigasi kurang terampil dalam melaksanakan prosedur yang tepat. Orang yang bertanggung jawab terhadap karyawan yang cedera atau barang yang rusak harus membuat investigasi dan laporan pendahuluan. Dia harus dibantu oleh staf engineer atau para spesialis yang lain yang mungkin bisa mengubah beberapa hal demi tercapainya penyelesaian yang efektif dari investigasi itu.

Untuk investigasi terhadap kecelakaan-kecelakaan yang menyebabkan cedera atau kerusakan alat yang berat sering kali terasa sangat membantu jika penyelidikan itu dilakukan oleh suatu

komite manajemen. Komite ini akan berfungsi dengan baik sekali jika dipimpin oleh kepala departemen dan anggotanya terdiri dari kepala bagian yang bertanggung jawab, staf ahli kesehatan, ahli hukum dan seorang sekretaris. Usahakan jumlah komite tidak terlalu besar. Komite ini juga harus memiliki kekuasaan (otoritas) untuk memanggil setiap karyawan, baik yang terlibat langsung dalam kecelakaan ataupun yang dinilai memiliki ketrampilan-ketrampilan khusus yang bisa menghasilkan suatu investigasi khusus yang lebih cermat dalam menentukan penyebab-penyebab dari kecelakaan yang masuk akal. Rekomendasi yang dibuat oleh komite dibahas oleh level manajemen lebih atas dan tindakan pencegahan diambil untuk menghindari terjadinya pengulangan kecelakaan.

Informasi tentang pencegahan kecelakaan harus dikumpulkan dari semua kecelakaan yang pernah ada tanpa mempedulikan besar kecilnya bobot kerusakan atau cedera. Jika penyebab-penyebabnya memang sudah jelas diketahui, maka investigasi dilakukan secara singkat saja dan laporannya juga dibuat secara ringkas.

j. Laporan kecelakaan dan analisa statistik.

Agar investigasi kecelakaan memiliki arti, penemuan-penemuan yang ada dalam invesigasi tersebut harus dilaporkan kepada level manajemen yang tepat, sehingga tindakan-tindakan pencegahan yang benar dapat dilakukan.

k. Menempelkan gambar-gambar atau kalimat peringatan pada tempat-tempat yang berbahaya.

Kita membutuhkan peringatan-peringatan yang tetap untuk bekerja secara aman. Dalam dunia pencegahan kecelakaan, peringatan-peringatan ini bisa dalam bentuk poster-poster, buletin-buletin, berita, foto-foto, film, dan beberapa contoh yang lain juga berupa program radio dan televisi. *Safety meeting* merupakan media yang normal dilakukan untuk mengingatkan karyawan akan cara

yang aman untuk melakukan pekerjaan dan pengetahuan tentang bahaya-bahaya umum dalam lingkungan kerja.

l. Memberikan penghargaan (*reward*) pada setiap karyawan yang perilakunya *safety*.

m. Membuat sejumlah peraturan di lingkungan pabrik

Adapun sejumlah peraturan yang dapat mengurangi atau meminimalkan potensi bahaya diantaranya :

- Dilarang membawa senjata api/tajam dan sejenisnya yang tidak ada hubungannya dengan aktivitas pabrik
- Dilarang membawa dan mengkonsumsi minuman keras / narkoba.
- Dilarang berjudi dan sejenisnya
- Dilarang merokok di sembarang tempat kecuali ditempat yang telah ditentukan
- Dilarang membuka / menutup katup (*valve*) di area produksi kecuali atas ijin dan kehadiran bagian operasi
- Dilarang mencoret-coret peralatan pabrik
- Selalu memakai alat pelindung diri minimum menurut peraturan seperti berikut:
 - ✓ Baju lengan panjang dan celana panjang
 - ✓ Memakai sepatu keselamatan
 - ✓ Memakai helm keselamatan
 - ✓ Memakai kaca mata keselamatan yang bening
 - ✓ Memakai badge dibagian yang mudah kelihatan
- Untuk melakukan pekerjaan di dalam pabrik harus dilengkapi dengan surat ijin kerja (*Work Permit*) yang dikeluarkan oleh bagian operasi.
- Selalu mengkoordinasikan semua pekerjaan dengan supervisor bagian operasi.
- Mengenali alarm darurat dan mengikuti perintahnya sebagai berikut:

- ✓ Alarm pertama : Anda diharuskan untuk bersiaga dan mengorganisir semua rekan kerja anda termasuk peralatan kerja, untuk kemudian bersiap meninggalkan tempat kerja.
- ✓ Alarm kedua : Anda diharuskan meninggalkan tempat kerja menuju ketempat aman yang sudah ditentukan.
- ✓ Alarm ketiga : Menyatakan keadaan aman dan anda boleh kembali ke tempat kerja.



BAB X

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

X.1. Organisasi Perusahaan

Dalam proses perancangan pabrik, pembentukan struktur organisasi perusahaan memegang peranan yang sangat vital untuk memastikan kelancaran mobilisasi dan kejelasan tanggung jawab di berbagai bagian perusahaan. Dengan adanya struktur organisasi yang terorganisir dengan baik, setiap karyawan akan memiliki batasan tanggung jawab dan wewenang yang jelas serta pembagian tugas yang terstruktur. Hal ini bertujuan untuk menghindari adanya tumpang tindih tugas yang dapat menghalangi kelancaran operasional perusahaan. Jika dilihat dari sudut pandang badan hukum, bentuk organisasi perusahaan dapat diklasifikasikan menjadi empat jenis utama, yaitu:

1. **Perusahaan Perseorangan**
Modal usaha hanya berasal dari satu individu, yang secara penuh menanggung risiko dan keuntungan dari perusahaan. Dalam bentuk ini, pemilik bersifat tunggal dan bertanggung jawab tanpa batas atas semua kewajiban perusahaan.
2. **Firma (Persekutuan Firma)**
Modal diperoleh dari gabungan dua orang atau lebih berdasarkan kesepakatan kerja sama, yang kemudian dinyatakan secara resmi dalam akta notaris. Semua anggota firma memiliki tanggung jawab penuh terhadap kewajiban perusahaan, baik secara pribadi maupun kolektif.
3. **Persekutuan Komanditer (CV / *Commanditaire Venootschap*)**
Terdiri dari dua atau lebih pihak yang memiliki peran berbeda:
 - **Sekutu aktif** (yang mengelola dan menjalankan usaha),
 - **Sekutu pasif** (yang hanya menyumbangkan modal dan tanggung jawabnya terbatas pada jumlah yang telah disetor).
4. **Perseroan Terbatas (PT)**
Modal diperoleh melalui penjualan saham kepada publik atau investor. Pemegang saham bertanggung jawab hanya sebatas nilai saham yang

dimilikinya, sehingga risiko pribadi terjaga. PT merupakan badan hukum yang mandiri, dengan kekayaan sendiri dan berdiri secara terpisah dari pemiliknya.

Berdasarkan pertimbangan terhadap berbagai bentuk perusahaan yang ada, pabrik asam formiat ini direncanakan akan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). PT merupakan bentuk badan usaha di mana modal diperoleh melalui penjualan saham, yang menunjukkan bahwa pemegang saham telah menyumbangkan dana ke perusahaan dan secara resmi menjadi bagian dari kepemilikan perusahaan. Ciri khas PT meliputi:

- Didirikan berdasarkan akta notaris sesuai ketentuan hukum perdagangan.
- Dapat memiliki 5 bidang usaha dalam satu Perseroan Terbatas (PT).
- Modal umumnya tercantum dalam akta pendirian dan terbentuk dari saham.
- Pembinaan sumber daya manusia sepenuhnya diserahkan kepada direksi yang tetap mematuhi regulasi dan peraturan yang berlaku.
- Direksi sebagai pemimpin operasional perusahaan dipilih oleh para pemegang saham.
- Kegiatan harian mereka diawasi oleh dewan direksi.
- Keputusan strategis tertinggi di PT dikeluarkan dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), yang biasanya dilaksanakan setiap tahun sekali.

Oleh karena itu, pabrik ini direncanakan akan didirikan dengan klasifikasi:

- | | |
|-----------------------|---------------------------|
| - Bentuk perusahaan | : Perseroan Terbatas (PT) |
| - Lapangan Perusahaan | : Industri Asam Formiat |
| - Lokasi Perusahaan | : Palembang |
| - Status Perusahaan | : Swasta |
| - Kapasitas | : 70.000 ton/tahun |

Alasan dipilihnya bentuk PT pada perusahaan ini dilatarbelakangi atas beberapa pertimbangan antara lain :

1. PT memudahkan perusahaan dalam memperoleh modal, tidak hanya dari pinjaman bank tetapi juga dari hasil penjualan saham kepada para investor.
2. Perusahaan berbentuk PT memiliki perlindungan hukum penuh berdasarkan undang-undang yang berlaku.
3. Tanggung jawab para pemegang saham bersifat terbatas, sehingga kelancaran operasional produksi sepenuhnya diserahkan pada pimpinan perusahaan.
4. Proses pendirian PT relatif lebih mudah dibandingkan dengan bentuk badan usaha lainnya.
5. Terdapat pemisahan yang jelas antara pemilik perusahaan (para pemegang saham) dengan pengelola (direksi dan staf yang diawasi oleh komisaris).
6. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena perubahan atau berhentinya pemegang saham, direksi, maupun staf tidak mempengaruhi kelangsungan usaha.
7. Efisiensi dalam manajemen tercapai karena para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris yang memiliki hak memilih dewan direksi termasuk direktur utama yang berpengalaman dan kompeten.
8. Bentuk PT memungkinkan perusahaan untuk mengembangkan lapangan usaha yang lebih luas, memberikan fleksibilitas dan peluang lebih besar untuk pertumbuhan bisnis.

X.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan faktor yang sangat penting dalam mendukung kemajuan perusahaan karena berhubungan erat dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan itu sendiri. Untuk membangun sistem organisasi yang baik, perlu memperhatikan beberapa hal penting. Sebuah perusahaan tentunya harus memiliki struktur organisasi yang jelas dan sesuai dengan mekanisme manajemen yang berlaku agar pembagian tugas serta kewenangan dalam menjalankan perusahaan dapat berjalan dengan efektif. Salah satu kunci utama untuk menunjang kemajuan perusahaan adalah

keberadaan dan penerapan struktur organisasi yang tepat. Untuk mendapatkan suatu sistem yang terbaik, maka perlu diperhatikan beberapa pedoman antara lain :

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

Dengan berpedoman pada prinsip-prinsip tersebut, diperlukan struktur organisasi yang baik berupa sistem *Line and Staff*. Sistem ini memiliki keunggulan utama berupa garis kekuasaan yang lebih sederhana dan efisien. Selain itu, pembagian tugas kerja yang jelas menjamin bahwa setiap karyawan hanya bertanggung jawab kepada satu atasan. Untuk menjamin kelancaran proses produksi, perlu dibentuk tim staff ahli yang terdiri dari para profesional di bidangnya masing-masing. Staff ahli ini akan memberikan masukan, ide, serta nasihat strategis kepada level pengawas, guna mendukung pencapaian tujuan perusahaan secara optimal.

Ada 2 orang kelompok yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staff, yaitu :

1. Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang melakukan 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.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

Direktur Teknik dan Produksi bertanggung jawab atas bidang produksi, pengendalian, utilitas, serta pemeliharaan, sementara Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum mengelola bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian serta pengembangan. Kedua direktur ini membawahi sejumlah kepala bagian yang masing-masing bertanggung jawab atas bawahan mereka, sebagai bentuk pendelegasian wewenang dan tanggung jawab yang jelas.

Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi sebagai berikut :

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
- Penempatan pegawai yang lebih tepat
- Penyusunan program pengembangan manajemen
- Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar
-

X.3. Tugas dan Wewenang

X.3.1. Pemegang Saham

Pemegang Saham merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang :

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

X.3.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
- b. Mengawasi tugas-tugas direksi
- c. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting

X.3.3. Direktur

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab terhadap Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas-tugas Direktur Utama meliputi:

- a. Melaksanakan *policy* dan mempertanggungjawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada akhir jabatan

- b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham , pimpinan, konsumen dan karyawan
- c. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
- d. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum

Sementara tugas-tugas Direktur Produksi meliputi :

- a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik dan pemasaran
- b. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerja kepada kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

X.3.4. Staff Ahli

Staff Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff Ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahlian masing-masing.

Tugas dan wewenang Staff Ahli :

- a. Memberi nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan
- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
- c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum

X.3.5. Penelitian dan Pengembangan (R & D)

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari ahli-ahli atau sarjana-sarjana sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi. Litbang membawahi dua departemen diantaranya :

- a. Departemen Penelitian
- b. Departemen Pengembangan

Tugas dan wewenang Litbang :

- a. Mempertinggi mutu suatu produk
- b. Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat untuk pengembangan produksi

- c. Mempertinggi efisiensi kerja

X.3.6. Kepala Bagian

1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala Bagian Produksi membawahi:

a. Seksi Proses

Tugas Seksi Proses meliputi:

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengawasi jalannya proses produksi

b. Seksi Pengendalian

Tugas Seksi Pengendalian meliputi:

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada

c. Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium meliputi:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa produk
- Menjaga kualitas buangan pabrik

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas Kepala bagian Teknik meliputi:

- Tugas kepala bagian teknik adalah bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang utilitas dan pemeliharaan.
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

a. Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan antara lain:

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pada pabrik
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

b. Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas memenuhi kebutuhan proses, air, steam, dan tenaga listrik.

3. Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran

Tugas kepala bagian pembelian dan pemasaran antara lain adalah bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan dan umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian pembelian dan pemasaran membawahi

a. Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain:

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

b. Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain:

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi barang dari gudang.

4. Kepala Bagian Administrasi, Keuangan dan Umum

Tugas kepala bagian administrasi, keuangan dan umum antara lain adalah bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta keamanan. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian administrasi, keuangan dan umum membawahi:

a. Seksi Administrasi dan Keuangan

Tugas Seksi Administrasi dan Keuangan adalah Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

b. Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain:

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

c. Seksi Humas

Tugas Seksi Humas adalah mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

d. Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain:

- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.
- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan.

-

X.4. Pembagian Jam Kerja

Pabrik asam formiat direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung selama 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan (*shut down*) pabrik. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

X.4.1. Karyawan *Non Shift*/ Harian

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Staff Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bawahan yang ada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Jam kerja:

- a. Hari Senin- Jum'at : Pukul 08.00 -16.00
- b. Hari Sabtu : Pukul 08.00 – 16.00

Jam istirahat:

- a. Hari Senin- Kamis : Pukul 12.00 -13.00
- b. Hari Jum'at : Pukul 11.00 – 13.00

X.4.2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* antara lain: operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, dan bagian-bagian keamanan. Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut:

1. Karyawan Operasi

- a. *Shift* pagi : Pukul 08.00 – 16.00
- b. *Shift* siang : Pukul 16.00 – 24.00
- c. *Shift* malam : Pukul 24.00 – 08.00

2. Karyawan Keamanan (*Security*)

- a. *Shift* pagi : Pukul 07.00 – 15.00
- b. *Shift* siang : Pukul 15.00 – 23.00
- c. *Shift* malam : Pukul 23.00 – 07.00

Karyawan *shift* ini dibagi dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat, dan dilaksanakan secara bergantian. Tiap regu akan

mendapatkan giliran 6 hari kerja dan 1 hari libur dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar nasional, maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu dapat dilihat pada tabel X.1 berikut ini:

Tabel X.4.2.1. Jadwal Kerja Karyawan Masing-Masing Regu

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

Keterangan:

P = *Shift* pagi

S = *Shift* siang

M = *Shift* malam

L = Libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam pengembangan karir para karyawan dalam perusahaan. Terdapat 3 jenis karyawan diantaranya:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetao adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa surat keputusan (SK) direksi dan mendapatkan upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan borongan adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi, biasanya dibayar berdasarkan hasil pekerjaan atau proyek tertentu, bukan berdasarkan waktu kerja tetap.

X.5. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

X.5.1. Penggolongan Jabatan

Tabel X.5.1.1. Penggolongan Jabatan Dalam Suatu Perusahaan

No	Jabatan	Keterangan
1	Direktur Utama	Sarjana
2	Direktur Produksi	Sarjana Teknik
3	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi/Hukum
4	Kepala Bagian R & D	Sarjana Teknik Kimia
5	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Kimia/Elektro
7	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Teknik Kimia/Ekonomi
8	Kepala Bagian Kesehatan	Sarjana Kedokteran
9	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
10	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
11	Kepala Seksi	Sarjana
12	Operator	SLTA/SMU/STM/SMK
13	Sekretaris	Akademi Sekretaris
14	Medis	Sarjana Kedokteran
15	Paramedis	Akademi Keperawatan
16	Lain-Lain	SLTA/Sederajat

X.5.2 Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Perincian jumlah karyawan, golongan serta gaji dapat dilihat pada Tabel X.3. berikut:

Tabel X.5.2.1. Jumlah Karyawan Sesuai dengan Jabatan dan Gaji

Jabatan	Jumlah (Orang)	Gaji perbulan (Rp/Orang)	Jumlah Gaji per tahun(Rp.)	Jumlah Gaji per tahun (\$)
Direktur Utama	1	32.000.000	384.000.000.	22.742,07
Direktur Teknik dan Produksi	1	27.000.000	324.000.000	19.188,62
Direktur Keuangan dan Umum	1	27.000.000	324.000.000	19.188,62
Staf Ahli	3	9.500.000	342.000.000	20.254,65
Kepala Bagian Produksi	1	8.000.000	96.000.000	5.685,52
Kepala Bagian Umum	1	8.000.000	96.000.000	5.685,52
Kepala Bagian Pemasaran	1	8.000.000	96.000.000	5.685,52
Kepala Bagian Keuangan	1	8.000.000	96.000.000	5.685,52
Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1	8.000.000	96.000.000	5.685,52
Kepala Bagian Teknik	1	8.000.000	96.000.000	5.685,52
Kepala Bagian R & D	1	8.000.000	96.000.000	5.685,52
Seksi Litbang	1	5.500.000	66.000.000	3.908,79
Seksi Proses	1	5.500.000	66.000.000	3.908,79
Seksi Pengendalian	1	5.500.000	66.000.000	3.908,79
Seksi Laboratorium	1	5.500.000	66.000.000	3.908,79
Seksi Pemeliharaan	1	5.500.000	66.000.000	3.908,79
Seksi Utilitas	1	5.500.000	66.000.000	3.908,79
Seksi Pembelian	1	5.500.000	66.000.000	3.908,79
Seksi Pemasaran	1	5.500.000	66.000.000	3.908,79
Seksi Administrasi	1	5.500.000	66.000.000	3.908,79
Seksi Keuangan	1	5.500.000	66.000.000	3.908,79
Seksi K3	1	5.500.000	66.000.000	3.908,79
Seksi Pengolahan Limbah	1	5.500.000	66.000.000	3.908,79
Karyawan Proses	18	4.000.000	864.000.000	51.169,65
Karyawan R & D	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Keamanan	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Humas	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Administrasi	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52

Jabatan	Jumlah (Orang)	Gaji perbulan (Rp/Orang)	Jumlah Gaji per tahun(Rp.)	Jumlah Gaji per tahun (\$)
Karyawan Keuangan	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Pembelian	2	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan Pemasaran	2	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan Utilitas	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan K3	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan Pemeliharaan	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan Laboratorium	5	4.000.000	864.000.000	51.169,65
Karyawan Pengendalian	5	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Medis	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Paramedis	2	3.000.000	72.000.000	4.264,14
Supir	3	2.500.000	90.000.000	5.330,17
Satpam	4	2.500.000	120.000.000	7.106,90
<i>Cleaning Service</i>	3	2.500.000	90.000.000	5.330,17
TOTAL	96	284.000.000	6.810.000.000	403.361,31

X.6. Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan bersangkutan
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
- Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

2. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan pada karyawan sejumlah 3 pasang/tahun.

3. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan 12 hari kerja dalam 1 tahun.
- Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undangf-undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijakan perusahaan.

5. BPJS Ketenagakerjaan

BPJS Ketenagakerjaan meliputi Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Kematian (JK), dan Jaminan Pensiun (JP) yang akan diberikan perusahaan kepada karyawan.

X.7. Manajemen Perusahaan

Manajemen produksi 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 sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produk sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka harus diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional sehingga

penyimpangan yang terjadi dapat diketahui selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.

X.7.1. Perencanaan Produksi

Dalam penyusunan rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal dan internal. Yang dimaksud faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik dalam menghasilkan produk.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan:

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternative untuk menyusun rencana produk, misalnya:
 - Dengan mempertimbangkan untung dan rugi, rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar.
 - Rencana produk tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produk disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
 - Mencari dan memperluas daerah pemasaran lain (ekspansi).

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain:

- Bahan Baku (*raw material*)
Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka target produksi yang diinginkan tercapai.
- Manusiain (tenaga kerja)

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

- **Mesin (Peralatan)**

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

X.7.2. Pengendalian Produksi

Setelah perencanaan produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar, dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana, serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut:

1. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

2. Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

3. Pengendalian Waktu

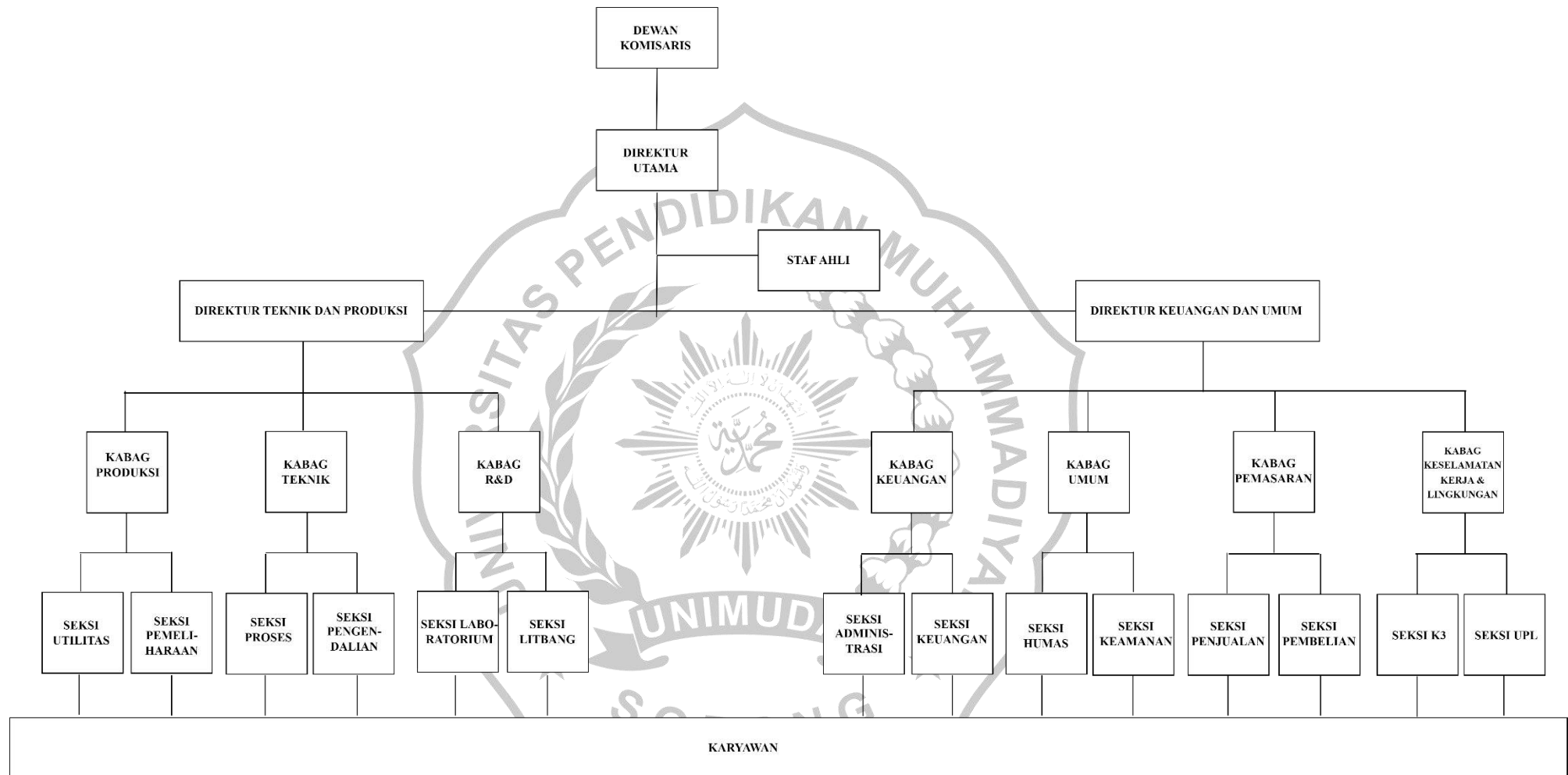
Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula. Sehingga pengendalian waktu dalam arti penjadwalan

operasi berdasarkan pendisiplinan waktu sangat penting, agar proses operasi berlangsung baik.

4. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.





Gambar X.1 Struktur Organisasi Perusahaan

BAB XI

EVALUASI EKONOMI

Tujuan analisis ekonomi yaitu untuk menentukan kelayakan berdirinya pabrik Asam Formiat. Dalam analisis ekonomi ini, perhitungan meliputi harga peralatan, harga bahan, harga jual produk, jumlah tenaga kerja, dan besaran gaji. Dilihat dari sudut ekonomi, pabrik dianggap sehat jika dapat memenuhi kewajiban keuangan internal dan eksternal serta menghasilkan keuntungan yang memadai bagi perusahaan dan pemiliknya. Kewajiban finansial dalam ini mencakup berbagai biaya operasi seperti bahan baku, bahan pendukung peralatan, gaji karyawan, dan piutang dagang. Sementara itu, kewajiban finansial keluar terutama berupa pembayaran pinjaman bank beserta bunganya.

Dalam menganalisa kelayakan pabrik untuk didirikan dapat dilakukan dengan cara mengevaluasi ekonomi yang meliputi beberapa faktor yang dapat ditinjau, antara lain:

- a. *Percent Return on Investment (ROI)*
- b. *Pay Out Time (POT)*
- c. *Break Even Point (BEP)*
- d. *Shut Down Point (SDP)*
- e. *Discount Cash Flow Rate (DCFR)*

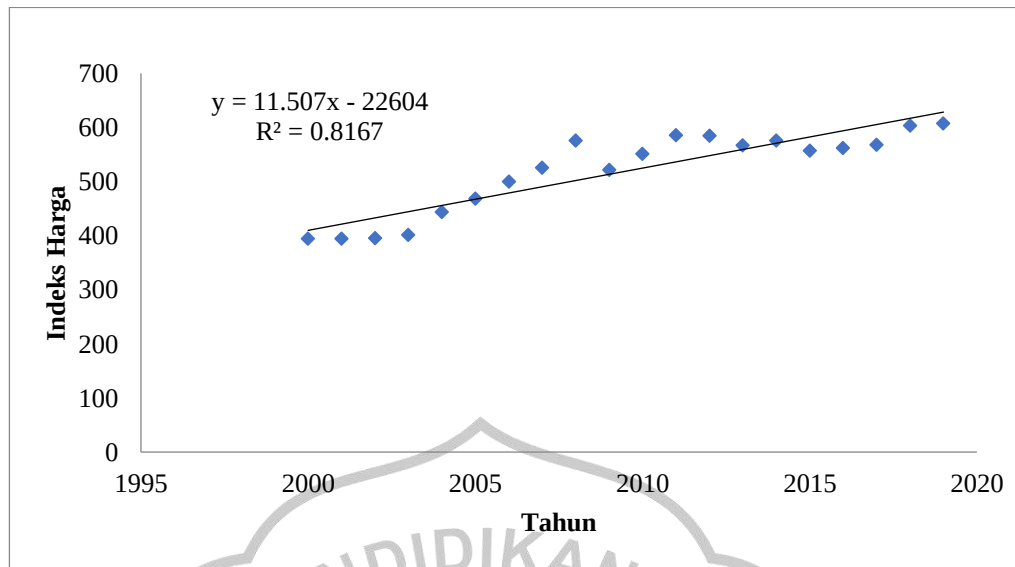
XI.I. Dasar Perhitungan

Direncanakan pabrik Asam Formiat berdiri pada tahun 2029 dengan asumsi masa konstruksi selama 2 tahun. Harga alat-alat dapat berubah setiap tahunnya tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk memperkirakan harga alat, diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga alat pada masa yang lalu sehingga diperoleh harga alat pada saat sekarang berdasarkan literature menggunakan “*Chemical Engineering Plant Cost Index*”. Di bawah ini adalah data *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)* untuk tahun 2000-2024.

Tabel XI.1.1. Data Indeks Harga Tahun 2000-2019

Tahun	CEPCI
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	401,7
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,3
2015	556,8
2016	561,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5

(Sumber: Matche.com)



Gambar XI.2 Grafik indeks harga terhadap perubahan tahun

Berdasarkan grafik yang ditunjukkan pada Gambar XI.1 di atas, didapatkan hubungan regresi linier antara tahun dan indeks harga dari data tahun 2000 sampai 2019 Dengan menggunakan regresi linear diperoleh persamaan garis:

$$y = 11.507x - 22604$$

Dimana :
 y : indeks harga
 x : tahun

Nilai *plant cost index* pada tahun 2014 dan 2029 adalah:

2014 = 571,098

2029 = 743,703

Nilai alat pada tahun 2029 dapat dicari dengan persamaan berikut:

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

(Aries Robert S and Newton, Robert D, 1955)

Keterangan :

Ex : harga alat pada tahun pembelian

Ey : harga alat pada tahun referensi

Nx : indeks harga untuk tahun pembelian

Ny : indeks alat pada tahun referensi

A. Alat Proses

Tabel XI.1.2. Harga Alat Proses

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga Tahun 2014 (\$)	Total Harga Tahun 2029 (\$)
1	TP-01	Tempat Penyimpanan Metil	1	1.957.100	24.017,516
2	TP-02	Tempat Penyimpanan Air	1	20.200	24.117,516
3	TP-03	Tempat Penyimpanan Asam Formiat	1	14.700	17550,865
	TP-04	Tempat penyimpanan metanol	1	40.600	48.473,819
4	R-01	Reaktor	1	495.500	591.595,5
5	HE-01	Heat Exchanger	2	2.600	6.208,4694
6	He-02	Heat Exchanger	2	2.600	6.208,4694
7	HE-03	Heat Exchanger	2	2.600	6.208,4694
9	PP-01	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
10	PP-02	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
11	PP-03	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
12	PP-04	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
13	PP-05	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
14	PP-06	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
15	PP-07	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
16	PP-08	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
17	PP-09	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
18	PP-10	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
19	PP-11	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
20	PP-12	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
21	PP-13	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
22	FD-01	Flash drum	1	43.450	51.876,538
23	CL-01	Cooler	2	18.900	45.130,797
24	CD	Condensor	4	18.800	89.784,019

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga Tahun 2014 (\$)	Total Harga Tahun 2029 (\$)
25	MD-01	Menara Destilasi	1	86.900	103.753,08
Total					1.477.456

B. Alat Utilitas

Tabel XI.1.3. Harga alat Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Tahun 2014 (\$)	Total Harga Tahun 2029 (\$)
1	Pompa Raw Water	2	53100	126796,0485
2	Bak Pengendap	1	139600	166673,5251
3	Pompa Clarifier	2	53100	126796,0485
4	Clarifier	1	31870	38050,75391
5	Reservoir	2	139600	333347,0502
6	Pompa Sand Filter	2	53100	126796,0485
7	Sand Filter	2	661100	1578622,743
8	Pompa Reservoir	2	53100	126796,0485
10	Pompa Distribusi	2	53100	126796,0485
11	Pompa Kation Exchanger	2	53100	126796,0485
12	Kation Exchanger	2	53100	126796,0485
13	Pompa Anion Exchanger	2	53100	126796,0485
14	Anion Exchanger	2	8600	20535,70653
15	Bak Penampung	1	139600	166673,5251
16	Pompa Air Softening Water	2	53100	126796,0485
17	Bak Steam Condensate	1	43200	51578,05362
18	Deaerator	2	139600	333347,0502
19	Pompa Steam Condensate	2	53100	126796,0485
20	Pompa Air Pendingin	2	53100	126796,0485
21	Pompa Sirkulasi Air Pendingin	2	53100	126796,0485

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Tahun 2014 (\$)	Total Harga Tahun 2029 (\$)
22	Bak Sirkulasi	1	111000	132526,9433
23	Cooling Tower	2	1020500	2436824,246
24	Blower	2	10900	26027,8141
25	Pompa Air Pendingin	2	53100	126796,0485
26	Boiler	2	16017900	38248708,57
27	Generator	2	13870000	33119796,47
28	Bak Penampung Limbah	1	139600	166673,5251
29	Bak Pengendap Limbah	1	69800	83336,76256
30	Bak Aerasi	1	69800	83336,76256
31	Tangki Bahan Bakar	1	70000	83575,54985
	Total		33372970	78717983,68

XI.2. Perhitungan Biaya

1. *Capital Invesment*

Capital Invesment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya.

Capital Invesment terdiri dari 2 jenis diantaranya:

a. *Fixed Capital Investment* (Modal Tetap)

Model investasi tetap adalah modal yang diperlukan untuk menyediakan segala peralatan dan fasilitas manufaktur pabrik.

b. *Working Capital Investment* (Modal Kerja)

Modal kerja adalah modal yang diperlukan untuk memulai usaha sampai mampu menari keuntungan dari hasil penjualan dan memutar keuangannya. Jangka waktu pengadaan biasanya 14 bulan, tergantung pada cepat lambat nya hasil produksi diterima.

2. *Manufacturing Cost* (Biaya Produksi)

Manufacturing Cost adalah sejumlah biaya atau modal yang dibutuhkan untuk produksi agar menghasilkan barang dan produk. *Manufacturing Cost* terdiri dari 3 jenis yaitu:

a. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam produk, termasuk didalamnya yaitu *raw material*, *labor cost*, *supervisor*, *maintenance*, *plant supplies*, *royalties and patents* dan utilitas.

b. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran akibat dan bukan langsung karena operasi pabrik, termasuk didalamnya yaitu: *payrol overhead*, *laboratorium*, *plant overhead*, *packaging*, dan *shipping*.

c. *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan dengan *initial fixed capital* dan harganya tetap, tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi, termasuk di dalamnya yaitu: *depresiasi*, *property tax*, dan asuransi.

3. *General Expanse* (Pengeluaran Umum)

General expense (pengeluaran umum) merupakan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam *manufacturing cost*.

4. Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk melihat profitabilitas suatu pabrik. Jika profitabilitasnya tinggi maka pabrik potensial untuk dibangun. Untuk menganalisis apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan. Analisa kelayakan terdiri dari 5 jenis diantaranya:

a. *Pecent Profit On Sales* (POS)

Pecent Profit On Sales merupakan salah satu metode untuk menyatakan tingkat keuntungan/profit dari produk yang dijual.

b. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan *Fixed Capital Investment* berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Dalam industri kimia (*chemical industry*), pedoman POT bisa

berbeda-beda tergantung jenis proyek dan perusahaan. Tapi, secara umum (*Industrial Chemical* max 5):

- POT < 2 tahun: Proyek sangat menarik dan berisiko rendah
- POT 2-5 tahun: Proyek layak, tapi perlu analisis lebih mendalam
- POT > 5 tahun: Proyek dianggap berisiko tinggi atau perlu evaluasi ulang

c. *Percent Return On Investment (ROI)*

Percent Return On Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan. Analisa ini dilakukan untuk mengetahui laju pengembalian modal investasi total dalam pendirian pabrik. Kategori resiko pengembalian modal tersebut adalah:

- $ROI \leq 15 \%$ = Resiko pengembalian modal rendah
- $15 \% \leq ROI \leq 45 \%$ = Resiko pengembalian modal rata-rata
- $ROI \geq 45 \%$ = Resiko pengembalian modal tinggi

d. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. *Break Even Point* digunakan untuk menentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

e. *Shutdown Point (SDP)*

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

f. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

Discounted cash flow rate of return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFRR dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah dan

didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

Asumsi yang dipakai dalam evaluasi ekonomi:

1	Umur alat	10 tahun	
2	Waktu operasi dalam setahun	330 hari	7.920 jam
3	Kurs Rupiah terhadap dolar	16.885,01	

XI.3 Perhitungan Modal dan Biaya

1. Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel XI.3.1. Pembelian Alat (*Equipment Cost*)

Harga Alat (EC)	%	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
Harga Alat (EC)		80.159.860,40	1.353.500.044.411,94
Biaya Pengangkutan sampai ke pelabuhan (15% EC)	15%	12.023.979,06	203.025.006.661,79
Asuransi Pengangkutan (0,5-0,75% EC)	0.50%	400.799,30	6.767.500.222,06
Provisi Bank (0.25 – 0.75 % EC)	0.50%	400.799,30	6.767.500.222,06
EMKL ‘Ekspedisi Muatan Kapal Laut) (1% EC)	1%	801.598,60	13.535.000.444,12
Pajak Bea Masuk barang (20%)	20%	16.031.972,08	270.700.008.882,39
Total		109.819.008,74	1.854.295.060.884,36

Tabel XI.3.2. *Physical Plant Cost (PPC)*

Physical Plant Cost	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost (PEC) (Harga Pembelian Alat Proses)</i>	109.819.008,74	1.854.295.060.844,36
Biaya Pemasangan Alat (<i>Equipment Installation Cost</i>)	47.222.173,76	797.346.876.163,07
Biaya Pemipaan (<i>Piping Cost</i>)	94.444.347,52	1.594.693.752.326,15
Biaya Instrumentasi (<i>Instrumentation Cost</i>)	28.465.087,07	480.633.279.770,86
Biaya Isolasi (<i>Insulation Cost</i>)	8.785.520,70	148.343.604.867,55
Biaya Listrik (<i>Electrical Cost</i>)	13.178.281,05	222.515.407.301,32
Biaya Bangunan (<i>Building Cost</i>)	87.855.207,00	1.483.436.048.675,49
Tanah dan Perbaikannya	11.491.228,38	194.029.506.084,44
Utilitas	43.927.603,50	741.718.024.337,74
Total	445.188.457,71	7.517.011.560.370,97

Tabel XI.3.3. *Fixed Capital Investment (FCI)*

Fixed Capital Investment	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost</i>	534.226.149,26	9.020.413.872.445,16
<i>Contractor's Fee</i>	53.422.614,93	902.041.387.244,52
<i>Contingency Cost</i>	80.133.922,39	1.353.062.080.866,77
<i>Plant Start Up Cost</i>	8.785.520,70	148.343.604.867,55
<i>Environmental Cost</i>	10.981.900,87	185.429.506.084,44
Total	687.550.108,14	11.609.290.451.508,40

2. Perhitungan Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

1) *Raw Material Inventory*

a. Metil Format (HCOOCH_3)

Kebutuhan : 142.956.430,1kg/tahun

Harga : \$ 25.392/ kg

Biaya per tahun	: \$ 214.980.605,41
2) Tenaga Kerja	
a. Karyawan	
Gaji per bulan	: Rp. 4.000.000 (\$ 236,897)
Jumlah	: 57 orang
Jumlah Gaji per tahun	: \$ 162.037,216
3) Supervisi	
a. Kepala Bagian	
Gaji per bulan	: Rp. 7.500.000 (\$ 444,18)
Jumlah	: 7 orang
Jumlah Gaji per tahun	: \$ 3.109,27
b. Seksi	
Gaji per bulan	: Rp. 5.000.000 (\$ 296,12)
Jumlah	: 12 orang
Jumlah Gaji per tahun	: \$ 3.553,44
Labor Cost	: \$ 6.662,71
5) <i>Maintenance</i>	
Besarnya 2-10% dari FCI (Aries & Newton, 164) (diambil 2%)	
Total biaya	: \$ 13.751.002,16
6) <i>Plant supplies</i>	
Besarnya 15% <i>maintenance</i> (Aries & Newton, 164)	
Total biaya	: \$ 2.062.650,32
7) <i>Royalty and patent</i>	
Royalties and patens Besarnya 1-5% dari sales price (Aries & Newton, 168) (diambil 1%)	
Biaya royalties and patens	: \$ 22.750.000,00
8) <i>Utilitas</i>	

Utilitas cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit-unit pendukung proses seperti pengadaan steam, pengolahan air, penyediaan listrik, dan udara tekan. Pengeluaran pada seksi utilitas dialokasikan untuk membeli listrik dari PLN, biaya pengolahan air,

biaya sistem pemisahan udara, dan bahan bakar ketel dan generator. Biasanya besarnya biaya utilitas adalah 25 – 50 % dari nilai bangunan dan contingency Dalam perkiraan ini diambil besarnya 25%. (Aries & Newton, 1955).

Total Biaya Utilitas : \$ 107.888.687,59

Tabel XI.3.4. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Bahan Baku	214.980.605,41	3.629.949.672.194,42
Tenaga Kerja	3.079,65	52.000.000,00
<i>Supervisi Proses</i>	6.662,71	112.500.000,00
<i>Maintenance</i>	13.751.002,16	232.185.809.030,17
<i>Plant Supplies</i>	2.062.650,32	34.827.871.354,53
<i>Royalty and Patent</i>	22.750.000,00	384.133.977.500,00
Utilitas	107.888.687,59	1.821.701.568.892,18
Total	361.442.687,89	6.102.963.398.971,29

b. *Indirect Manufacturing Cost (DMC)*

1. *Payroll Overhead*

Payroll overhead merupakan pengeluaran perusahaan untuk pensiun, liburan yang dibayar perusahaan, asuransi cacat jasmani akibat kerja, keamanan dan sebagainya.

Besarnya 20% dari *labor cost* (Ariest & Newton, 173)

Total biaya *payroll overhead* : \$ 1.948,47

2. *Laboratory*

Laboratory digunakan untuk menjamin *quality control*, karenanya biaya tergantung dari produk yang dihasilkan.

Besarnya 20% dari *labor cost* (Ariest & Newton, 174)

Total biaya *Laboratory* : \$ 1.948,47

3. *Plant overhead*

Plant overhead merupakan biaya yang berhubungan unit produksi, termasuk di dalamnya adalah biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (purchasing), pergudangan, dan engineering.

Besarnya 50-100% dari labor cost (Ariest & Newton, 174) (diambil 100%)

Total biaya *Plant overhead* : \$ 9.742,37

4. *Packaging and shipping*

Biaya *packaging* dibutuhkan untuk membayar container produk, sedangkan *shipping* diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli. Untuk *Packaging* besarnya 4-36% harga penjualan produk, dalam hal ini ditetapkan 20% dari harga penjualan.

Total *Packaging and shipping* : \$ 455.000.000

Tabel XI.3.5. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

IMC	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	1.948,47	32.900.000,00
<i>Laboratory Cost</i>	1.948,47	32.900.000,00
<i>Plant Overhead</i>	9.742,37	164.500.000,00
<i>Packaging and Transportation</i>	455.000.000,00	7.682.679.550.000,00
Total	455.013.639,32	7.682.909.850.000,00

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Tabel XI.3.6. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Depresiasi	680.674.607,06	11.493.197.546.993,40
<i>Property Taxes</i>	13.751.002,16	232.185.809.030,17
Asuransi	6.875.501,08	116.092.904.515,08
Total	701.301.110,31	11.841.476.280.538,60

Tabel XI.3.7. *Manufacturing Cost*

<i>Manufacturing Cost</i>	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
DMC	361.442.687,89	6.102.963.398.971,29
IMC	455.013.639,32	7.682.909.850.000,00
FMC	701.301.110,31	11.841.476.280.538,60
Total	1.517.757.437,49	25.627.349.509.509,90

3. Perhitungan Modal kerja (*Working Capital*)

a. *Raw Material Inventory*

Raw Material Inventory merupakan kondisi dimana pabrik berjalan dan mempunyai bahan baku untuk satu bulan.

Biaya *Raw Material Inventory* : \$ 4.478.762,61

b. *In-process Inventory*

Besarnya dapat diperkirakan 0,5 dari *Manufacturing Cost* (Aries & Newton, 1955) untuk waktu *hold up* tertentu dengan waktu operasi 1 jam.

Biaya *In-process Inventory* : \$ 287.454,06

c. *Product Inventory*

Product Inventory adalah biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran. Besarnya diperkirakan selama satu bulan produksi untuk harga *manufacturing cost* (Aries & Newton, 1955). Biaya sebesar *manufacturing cost* selama 30 hari.

Biaya *Product Inventory* : \$ 137.977.948,86

d. *Extended Credit*

Extended credit adalah persediaan uang yang digunakan untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar. Besarnya diperkirakan setara dengan hasil penjualan selama satu bulan produksi (Aries & Newton, 1955). Biaya sebesar hasil penjualan selama 30 hari.

Biaya *Extended Credit* : \$ 206.818.181,82

e. *Available Cash*

Available Cash digunakan sebagai persediaan uang untuk membayar buruh, service, dan material. Besarnya diperkirakan sebanding dengan satu bulan

manufacturing cost (Aries & Newton,1955). Biaya sebesar *Manufacturing Cost* selama 30 hari.

Biaya *Available Cash* : \$ 137.977.948,86

Tabel XI.3.8. *Working Capital*

<i>Working Capital Investment</i>	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Inventory</i>	4.478.762,61	75.623.951.504,05
<i>In Process Inventro</i>	287.454,06	4.853.664.679,83
<i>Product Inventory</i>	137.977.948,86	2.329.759.046.319,08
<i>Extended Credit</i>	206.818.181,82	3.492.127.068.181,82
<i>Available Cash</i>	137.977.948,86	2.329.759.046.319,08
Total	487.540.296,22	8.232.122.777.003,86

TCI = FCI + WC

= \$ 687.550.108,14+ \$ 487.540.296,22

= \$ 1.175.090.404,36

4. Perhitungan *General Expense*

a. Administrasi

1) *Management salaries*

Tabel XI.3.9. *Management Salaries*

Jabatan	Jumlah (Orang)	Gaji perbulan (Rp/Orang)	Jumlah Gaji per tahun(Rp)	Jumlah Gaji per tahun (\$)
Direktur Utama	1	31.000.000	372.000.000	22.031,38
Direktur Teknik dan Produksi	1	25.000.000	300.000.000	17.767,24
Direktur Keuangan dan Umum	1	25.000.000	300.000.000	17.767,24
Staf Ahli	3	9.000.000	324.000.000	19.188,62
Kepala Bagian Produksi	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Kepala Bagian Umum	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Kepala Bagian Pemasaran	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Kepala Bagian Keuangan	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17

Jabatan	Jumlah (Orang)	Gaji perbulan (Rp/Orang)	Jumlah Gaji per tahun(Rp)	Jumlah Gaji per tahun (\$)
Kepaka Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Kepala Bagian Teknik	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Kepala Bagian R & D	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Seksi Litbang	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Proses	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Pengendalian	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Laboratorium	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Pemeliharaan	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Utilitas	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Pembelian	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Pemasaran	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Administrasi	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Keuangan	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi K3	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Pengolahan Limbah	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Karyawan Keamanan	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Humas	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Administrasi	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Keuangan	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Pembelian	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Pemasaran	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Utilitas	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan K3	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan Pemeliharaan	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan Laboratorium	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan Pengendalian	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan Proses	18	4.000.000	864.000.000	51.169,65
Karyawan R & D	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52

Jabatan	Jumlah (Orang)	Gaji perbulan (Rp/Orang)	Jumlah Gaji per tahun(Rp)	Jumlah Gaji per tahun (\$)
Medis	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Paramedis	2	3.000.000	72.000.000	4.264,14
Supir	3	2.500.000	90.000.000	5.330,17
Satpam	4	2.500.000	120.000.000	7.106,90
Cleaning Service	3	2.500.000	90.000.000	5.330,17
TOTAL	96	269.000.000	5.850.000.000	346.461,15

Total *management salaries* (biaya 1 tahun) : \$ 346.461,15

Legal fee & auditing disediakan setiap tahun : \$ 1.409.746,33

Total biaya administrasi adalah : \$ 1.756.207,481

b. *Sales Expense*

Besarnya 5-22% dari MC (Aries & newton, 186) diambil 5%

Biaya *Sales Expense* : \$ 75.887.871,87

c. *Research and Development*

Research and development cost adalah biaya yang diperlukan untuk peningkatan dan pengembangan produk ataupun jenisnya. Besarnya diperkirakan 2-14% dari *manufacturing cost* dan dalam perancangan ini ditetapkan 2% karena produk dari pabrik Asam Formiat ini tergolong jenis produk industrial chemical (Aries & Newton, 1955).

Biaya *Research and development* : \$ 30.355.148,75

d. *Finance*

Finance adalah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal.

Besarnya 10 % dari TCI (*Total Cost Investment*).

Biaya *finance* : \$ 68.775.010,81

Tabel XI.3.10. *General Expense* (Pengeluaran Umum)

General Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Administrasi	1.756.207,481	29.653.580.885,38
<i>Sales Expenses</i>	75.887.871,87	1.281.367.475.475,49
<i>Research and Development</i>	30.355.148,75	512.546.990.190,20
<i>Finance</i>	68.775.010,81	1.160.929.045.150,84
Total	176.754.238,92	2.984.497.091.701,92

Tabel XI.3.11. Total Biaya Produksi

Total biaya Produksi	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Total <i>Manufacturing cost</i>	1.517.757.437,49	25.627.349.509.509,90
General Expanse	176.754.238,92	2.984.497.091.701,92
Total	1.694.511.676,4	28.611.846.601.211,80

5. Harga Dasar dan Harga Jual

a. Harga Dasar

Asam formiat

Kapasitas produksi per tahun = 70.000 ton/tahun

$$\text{Harga dasar} = \frac{\text{total biaya produksi}}{\text{Kapasitas produksi}}$$

$$= 25 \text{ \$/kg}$$

b. Harga jual

Harga jual Asam formiat di pasaran global berkisar : \$ 3,55 s/d \$ 28,72 per kg. Di inginkan keuntungan yang diperoleh sebesar = 0,3

$$\text{Harga jual} = \text{harga dasar} \times (\text{harga} + \text{keuntungan yang ingin diperoleh})$$

$$= \$ 32.500/ \text{ton} = \$32,5 / \text{kg}$$

Harga jual produk Asam Formiat masuk dalam pasaran global.

6. *Annual Sales* (Sa)

harga jual x Jumlah produksi

$$= \$ 2.275.000.000$$

7. Analisis Kelayakan

a. Analisis Keuntungan

Total penjualan	:	\$ 2.275.000.000
Total <i>production cost</i>	:	\$ 1.694.511.676,40
Keuntungan sebelum pajak	:	\$ 580.488.323,60
Pajak (35% dari keuntungan)	:	\$ 203.170.913,26
Keuntungan setelah Pajak	:	\$ 377.317.410,34

b. Analisis Kelayakan

1. Return of Investment (ROI)

- ROI Sebelum Pajak (Industrial Chemical minimal 11 - 44 %)

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed capital}} \times 100\%$$

$$\text{ROI b} = 84,43\%$$

- ROI Sesudah Pajak

$$\text{ROI a} = \frac{\text{Keuntungan sesudah pajak}}{\text{Fixed capital}} \times 100\%$$

$$= 54,87 \%$$

ROI adalah rasio profitabilitas kunci yang menilai efisiensi investasi dengan mengukur keuntungan relatif terhadap modal yang diinvestasikan. Dalam studi kelayakan pabrik ini, ROI menunjukkan hasil impresif: 84,43% sebelum pajak dan 54,87% setelah pajak, jauh melampaui standar industri kimia (11-44%). Ini menunjukkan pabrik sangat efisien menghasilkan keuntungan, bahkan setelah pajak, menjadikannya sangat menarik bagi investor dan lembaga keuangan. Proyeksi profitabilitas kuat ini memperkuat stabilitas finansial jangka panjang yang diharapkan, menegaskan potensi investasi yang menjanjikan.

2. Pay Out Time (POT)

- POT sebelum pajak (industrial chemical max. 5 tahun)

$$\text{POT b} = \frac{\text{Fixed capital}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + (0,1 \times FCI)}$$

$$\text{POT b} = 1,06$$

- POT sesudah Pajak

$$\begin{aligned} \text{POT a} &= \frac{\text{Fixed capital}}{\text{Keuntungan setelah pajak} + (0,1 \times FCI)} \\ \text{POT a} &= 1,54 \end{aligned}$$

POT mengindikasikan kecepatan pengembalian investasi dan tingkat risiko proyek. Dengan POT sebelum pajak 1,06 tahun (12 bulan 22 hari) dan setelah pajak 1,54 tahun (18 bulan 14 hari), proyek ini jauh di bawah batas 5 tahun standar industri kimia, menandakan risiko yang relatif rendah. Hal ini membuat proyek sangat menarik karena menjanjikan pengembalian modal cepat, likuiditas tinggi, dan keamanan investasi yang solid, sehingga stabil secara finansial dan sangat diminati investor.

3. Percent profit On Sales (POS)

- POS sebelum pajak

$$\text{POS b} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Total penjualan produk}} \times 100\%$$

$$\text{POS b} = 25,51$$

- POS setelah pajak

$$\text{POS a} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Total penjualan produk}} \times 100\%$$

$$\text{POS a} = 16,58$$

Profit On Sales (POS) menunjukkan efisiensi pabrik dalam menghasilkan keuntungan. POS sebelum pajak tercatat 25,51%, artinya pabrik mampu mencetak keuntungan operasional signifikan sebelum pajak. Ini mencerminkan manajemen biaya efektif dan harga jual optimal. Sementara itu, POS setelah pajak mencapai 16,58%, menegaskan profitabilitas bersih yang substansial setelah pajak, menunjukkan kesehatan finansial dan daya tarik investasi pabrik yang kuat.

4. Break Event Point (BEP)

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

Fa = Fixed capital pada produksi maksimum per tahun

Ra = Regulated Expense pada produksi maksimum

Sa = Penjualan maksimum per tahun

Va = Variabel Expense pada produksi maksimum per tahun

Fa (Fuxed Cost)

Depresiasi	:	\$ 680.574.607,06
Property Taxes	:	\$ 13.751.002,16
Asuransi	:	\$ 6.875.501,08
Total	:	\$ 701.301.110,31

Ra (Regulated cost)

<i>Labor Cost</i>	:	\$ 3.079,65
<i>Payroll Overhead</i>	:	\$ 1.948,47
Supervisi Proses	:	\$ 6.662,71
<i>Laboratory Cost</i>	:	\$ 1.948,47
<i>General Expense</i>	:	\$ 176.754.238,92
<i>Maintenance</i>	:	\$ 13.751.002,16
<i>Plant Supplies</i>	:	\$ 2.062.650,32
Total Ra		\$ 192.581.530,72

Va

Bahan baku	:	\$ 214.980.605,41
<i>Packaging</i>	:	\$ 455.000.000
Royal	:	\$ 22.750.000
Utilitas	:	\$ 107.888.687,59
Total	:	\$ 800.619.293.01

Sehingga BEP = 56,66% (memenuhi BEP antara 40-60%)

Titik impas pabrik Asam Formiat berada pada 56,66% kapasitas produksi, setara dengan 39.620 ton/tahun dari kapasitas pabrik yaitu 70.000 ton/tahun. Pencapaian volume produksi minimum tersebut wajib dipenuhi untuk menghindari kerugian operasional.

Pada tingkat produksi 39.620 ton/tahun, proyeksi pendapatan sebesar \$ 990.500.000.000 menunjukkan kelayakan finansial usaha. Pendapatan tersebut secara signifikan melampaui total biaya operasional variabel dan tetap sebesar \$ 1.501.920.303,31, sehingga seluruh beban biaya variabel, biaya tetap, maupun biaya reguler dapat ditutupi sepenuhnya dari pendapatan yang dihasilkan.

5. *Shut Down Point (SDP)*

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

$$SDP = 3,31\%$$

(memenuhi SDP kurang dari 30%) (Humphreys, 2005))

SDP pabrik berada pada 3,31% dari kapasitas produksi totalnya. Hal ini setara dengan produksi minimal 2.317 ton/tahun. Pada volume produksi ini, pendapatan dari asam formiat adalah \$ 57.925.000. Perlu digarisbawahi bahwa pada level produksi SDP ini, total pendapatan tidak cukup untuk menutupi biaya apapun, bahkan biaya variabel yang berjumlah sangat besar \$ 800.619.293,01. Dengan kata lain, SDP ini adalah titik kritis dimana operasi pabrik harus dihentikan untuk mencegah kerugian finansial yang semakin besar dan tidak terkendali, karena setiap unit produksi selanjutnya tidak lagi mampu menutupi biaya variabelnya.

6. *Discount Cash Flow Rate (DCFR)*

Discount Cash Flow Rate (DCFR) merupakan salah satu cara untuk menghitung prospek pertumbuhan investasi dalam beberapa waktu yang dinyatakan dalam presentase :

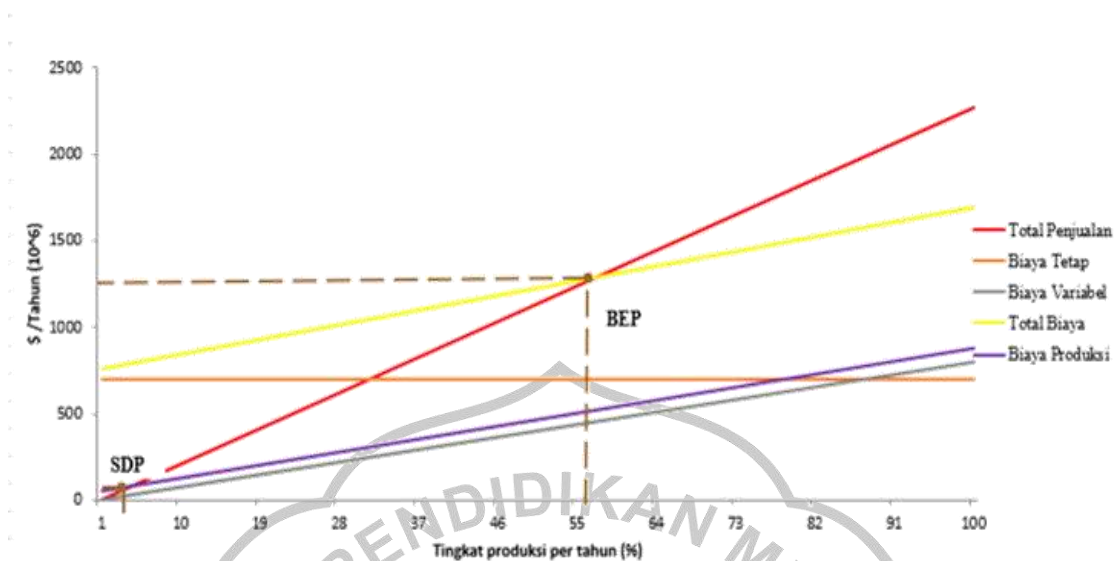
FCI	:	\$ 687.550.108,14
Salvage Value (SV) (10% × FCI)	:	\$ 68.755.010,81
<i>Depreciation Cost</i>	:	\$ 680.674.607,06
Umur pabrik	:	10 tahun
<i>Working Capital (WC)</i>	:	\$ 487.540.296,22
<i>Cast flow</i>	:	\$ 1.126.747.028,21

Pers DCFRR

Dengan Trial diperoleh harga i	:	0.41 = 41%
Ruas kiri	:	\$ 35.983.038.040,29
Ruas kanan	:	\$ 31.741.056.177
Error	:	0,10

Secara keseluruhan, analisis *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) yang mencapai 41% mengindikasikan bahwa proyek pabrik ini memiliki tingkat profitabilitas yang luar biasa tinggi dan sangat menjanjikan dalam jangka panjang. Angka ini menegaskan bahwa proyek secara finansial sangat layak dilakukan dan berpotensi menghasilkan pengembalian investasi yang signifikan, bahkan jauh melampaui standar industri. Dengan demikian, investasi pada proyek ini bukan hanya kredibel, tetapi juga berpotensi memberikan nilai tambah yang superior bagi para pemangku kepentingan.





Gambar XI.1. Grafik *Break Even Point* dan *Shutdown Point* dengan Variasi Kapasitas Produksi

Analisis finansial pabrik ini menunjukkan sinergi positif yang kuat antar berbagai indikator kunci, secara kolektif menegaskan prospek keberhasilan proyek. *Return on Investment* (ROI) yang tinggi (84,43% sebelum pajak dan 54,87% setelah pajak), jauh melampaui standar industri, menjadi fondasi utama. Tingginya ROI ini secara langsung menghasilkan *Pay Out Time* (POT) yang sangat singkat (hanya 1,06 tahun sebelum pajak dan 1,54 tahun setelah pajak), menunjukkan pengembalian modal yang cepat dan risiko investasi yang rendah.

Efisiensi operasional pabrik terlihat jelas dari *Profit On Sales* (POS) yang mencapai 25,51% sebelum pajak dan 16,58% setelah pajak, menunjukkan kemampuan kuat dalam mengelola biaya dan harga untuk menghasilkan keuntungan yang besar

Stabilitas dan keberlanjutan operasional diperkuat oleh *Break-Even Point* (BEP) pada 56,66% dari kapasitas produksi 70.000 ton/tahun yang memberikan fleksibilitas operasional yang memadai. Sementara itu, *Shut-Down Point* (SDP) pada 3,31% berfungsi sebagai batas peringatan kritis untuk menjaga tingkat produksi.

Puncak dari semua korelasi positif ini adalah *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 41%. Hasil yang sangat menguntungkan ini membuktikan bahwa proyek memiliki kelayakan jangka panjang yang kuat, potensi keuntungan yang berkelanjutan, dan mampu menciptakan nilai tambah yang signifikan sepanjang umur pabrik.

Tabel XI.2. Hasil Analisa Ekonomi

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan (Aries and Newton, 1945)
Percent Profit On Sales (POS)		
POS sebelum pajak	25,51	
POS sesudah pajak	16,58	
Return on Investment (ROI)		
ROI sebelum pajak	84,43%	Industrial Chemical minimal 11 % - 44% (ROI $\geq$ 45 % = Resiko pengembalian modal tinggi)
ROI setelah pajak	54,87%	
Pay Out Time (POT)		
POT sebelum pajak	1,06	Max 5 tahun. POT < 2 tahun: Proyek sangat menarik dan berisiko rendah
POT sesudah pajak	1,54	
Break Even Point (BEP)	56,66%	40 % – 60%
Shut Down Point (SDP)	3,31%	Kurang dari 30%
Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)	41%	

Berdasarkan hasil analisa ekonomi yang tercantum dalam tabel XI.2, seluruh indikator keuangan menunjukkan bahwa proyek pabrik asam formiat memiliki kondisi finansial yang sangat solid. Proyek ini menghasilkan keuntungan yang tinggi, memiliki tingkat risiko rendah, serta operasional yang efisien. Dengan demikian, investasi pada pabrik ini dapat dinilai layak untuk dipertimbangkan dan direalisasikan.

BAB XII

KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisa, baik analisa teknik maupun ekonomi maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik asam formiat didirikan untuk memenuhi kebutuhan pasar domestik, mengurangi impor, dan menciptakan lapangan kerja, sekaligus menjamin pasokan stabil dan menekan biaya logistik bagi industri karet, kulit, tekstil, dan pakan ternak.
2. Pabrik asam formiat berkapasitas 70.000 ton/tahun ditargetkan beroperasi 2029. *Feed fresh* terdiri metil format 18.591,55 kg/jam dan air 13.537,54 kg/jam dengan aliran *recycle* 13.240,31 kg/jam. Lokasi di Palembang, Sumatera Selatan dipilih karena dekat sentra karet terbesar di Indonesia sehingga memudahkan pemasaran asam formiat sebagai koagulan lateks. Metanol sebagai produk samping disalurkan gratis ke industri pengolahan air sebagai disinfektan dengan sistem ambil sendiri.
3. Proses hidrolisis metil format dipilih karena reaksinya sederhana dan konversinya 90%. Metil format diimpor dari Chemfine International Co. Ltd., Tiongkok. Air baku diambil dari Sungai Musi lalu diolah agar memenuhi standar proses. Dari tinjauan termodinamika, reaksi ini bersifat endotermis, ditunjukkan oleh nilai entalpi pembentukan standar (ΔH°_f) sebesar 11,814 kJ/mol. Selain itu, nilai energi bebas Gibbs pembentukan standar (ΔG°_f) sebesar 12,64 kJ/mol menandakan bahwa reaksi ini tidak berlangsung secara spontan dan memerlukan asupan energi eksternal. Sementara itu, tinjauan kinetika menunjukkan bahwa energi aktivasi (E_a) sebesar 11.648,32 kJ/mol.
4. Pada sistem utilitas pabrik saat *startup* dibutuhkan air sebanyak 990.159,03 L/jam. Kebutuhan air terdiri dari umpan boiler 169.754,54 L/jam, air pendingin 803.106,95 L/jam, air bahan baku 13.537,540 L/jam, dan sanitasi 3.760 L/jam. Total kebutuhan listrik 1.977,204 kW dengan total buangan limbah 7.951.731,14 kg/jam.

5. Analisis ekonomi untuk pembangunan pabrik asam format berkapasitas 70.000 ton/tahun menunjukkan kelayakan dan profitabilitas yang tinggi, dengan indikator yaitu: ROI mencapai 84,43% sebelum pajak dan 54,87% setelah pajak; periode pengembalian (POT) 1,06 tahun (sebelum pajak) dan 1,54 tahun (setelah pajak); persentase pengembalian penjualan (POS) 25,51% dan 16,58%; titik impas (BEP) 56,66%; *shutdown point* (SDP) 3,31%; serta DCFRR sebesar 41% menegaskan proyek menguntungkan, berisiko rendah, dan berkelanjutan. Dengan demikian, prarancangan pabrik asam formiat dari metil format dan air melalui reaksi hidrolisis layak untuk didirikan.

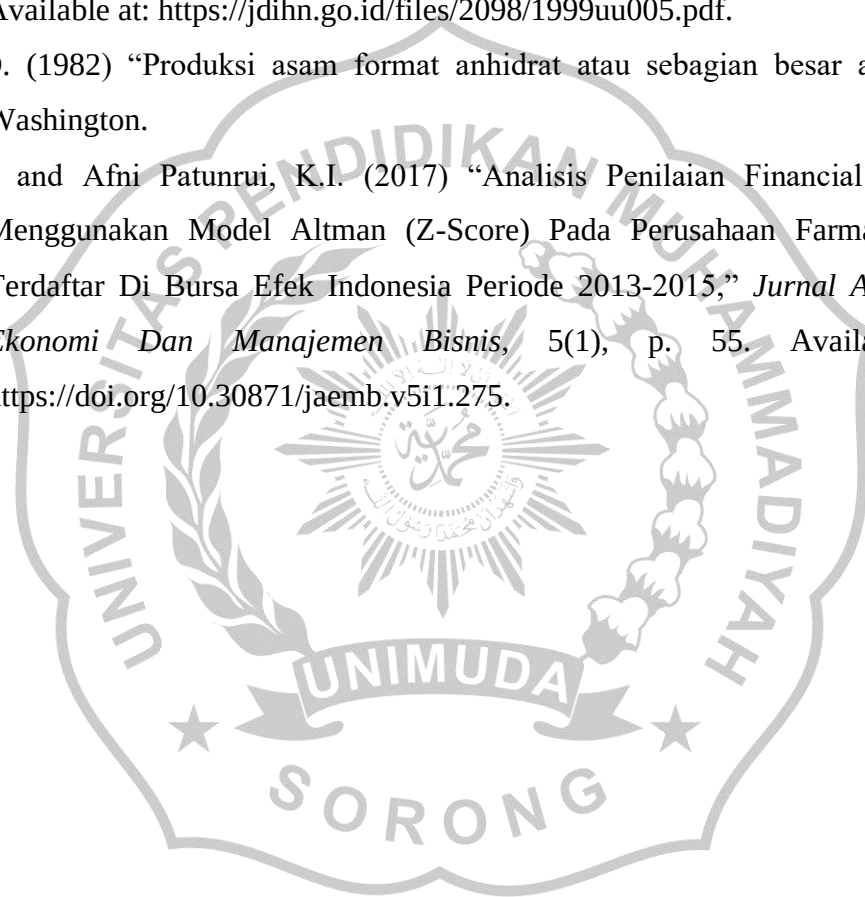


DAFTAR PUSTAKA

- Andy Wijatmiko, Ahmad M. Fuadi, and M. Mujiburohman (2014) “Prarancangan Pabrik Propilen Glikol Dari Propilen Oksida Dan Air Kapasitas 50.000 Ton Per Tahun,” *Doctoral dissertation, Universitas Muhammadiyah Surakarta* [Preprint].
- Aries, Robert S and Newton, Robert D. (1955) *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Badan Pusat Statistik (BPS) (2025) *Kebutuhan Impor dan Ekspor Asam Formiat di Indonesia, 2020-2024*. Jakarta. Available at: <https://www.bps.go.id/>.
- Blank, L.A. and Tarquin, A.J. (2018) *Engineering Economy*. 8th ed. New York: McGraw-Hill Education.
- Bolisetty, S., Peydayesh, M., and Mezzenga, R. (2019) “Teknologi berkelanjutan untuk pemurnian air dari logam berat: tinjauan dan analisis,” *Chemical Society Reviews*, 48(2), pp. 463–487.
- Brownell, L. E. and Young, E. H. (1979) “Process Equipment Design.” New York: John Wiley and Sons Inc.
- Chemanalyst (2025) “Indonesia’s Formic Acid Production.” Chemanalyst. Available at: <https://www.chemanalyst.com/>.
- Chemical Properties* (1999). New York: McGraw Hill Book Company Inc.
- Chua, W. X. (2019) “Design and optimization of Kemira-Leonard process for formic acid production,” *Chemical Engineering Science: X*, 2, p. 100021. Available at: <https://doi.org/10.1016/j.cesx.2019.100021>.
- Cindy Aulia Alfariyani (2024) “Industri Kimia di Indonesia: Pilar Pertumbuhan Ekonomi, Tantangan, dan Peluang Masa Depan,” *DiklatKerja*. Available at: <https://www.diklatkerja.com/blog/industri-kimia-di-indonesia-pilar-pertumbuhan-ekonomi-tantangan-dan-peluang-masa-depan>.
- Coulson, J. M. and Richardson, J.F. (1983) *Chemical Engineering Design*. Pergamon Press Ltd. New York.
- Ereščenko, V. V. (2015) “Process Of Formic Acid Production By Hydrolysis Of Methyl Formate.” European Patent Office. Available at: <https://patents.google.com/patent/EP2747883A1/en>.

- Fritz Ullmann (2002) *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley-VCH, Weinheim.
- Green, D.W. and Southard, M.Z. (2019) *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 9th Edition*. 9th edition. New York, N.Y: McGraw-Hill Education.
- Humphreys, K.K. (2005) "Project And Cost Engineers' Handbook, Fourth Edition."
- Jinhe Chemical Co., Ltd (no date) "Pemasok Yang Baik Dan Layanan Yang Baik Untuk Pestisida Di China."
- John J. McKetta (2002) *Encyclopedia of chemical processing and design*. 69: Supplement 1. New York: Dekker.
- Josef Pasek, Jiri Trejbal, and Peter Roose (2012) "() Process Of Formic Acid Production By Hydrolysis Of Methyl Formate." Kantor Paten Eropa.
- Kirk Raymond E and Donald Frederick Othmer (1982) "Encyclopedia of Chemical Technology." New York: John Wiley & Sons, pp. 644–647.
- "Matche.com" (2025). Available at: <https://www.matche.com> (Accessed: December 19, 2025).
- Merck (2025) *Material Safety Data Sheet*. Darmstadt, Germany.
- Murphy, John F. (2017) *Pertimbangan keselamatan dalam industri proses kimia."* *Buku Pegangan Kimia Industri dan Bioteknologi*. Buku P. Pegangan Kimia Industri dan Bioteknologi .: Cham: Springer International Publishing.
- Pemerintah Republik Indonesia (1969) *Undang-Undang Nomor 14 Tahun 1969 tentang Ketentuan-Ketentuan Pokok Mengenai Tenaga Kerja*.
- Pemerintah Republik Indonesia (1970) *Undang-Undang Nomor 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja*.
- Peters and Max S (2003) "Plant Design and Economics for Chemical Engineer." New York: McGraw Hil. Available at: https://archive.org/details/plantdesigncono0000pete_u8k1 (Accessed: July 1, 2024).
- Prismane Consulting (2024) *Formic Acid Market Size, Price, Demand and Forecast*. Available at: <https://prismaneconsulting.com/report-details/formic-acid-market-size-price-demand-and-forecast>.
- Qomariah, N.L. and Dewajani, H. (2023) "Penentuan Kapasitas Produksi Dan Seleksi Proses Pra Rancangan Pabrik Kimia Sabun Cair Berbasis Minyak Kelapa Sawit

- Kapasitas 40.000 Ton/Tahun,” *Distilat: Jurnal Teknologi Separasi*, 8(4), pp. 815–824. Available at: <https://doi.org/10.33795/distilat.v8i4.474>.
- Smith, J.M. (1950) “Introduction To Chemical Engineering Thermodynamics,” *Journal of Chemical Education*, 27(10), p. 584. Available at: <https://doi.org/10.1021/ed027p584.3>.
- UU No. 5 Tahun 1999 (1999) *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 1999 tentang Larangan Praktik Monopoli dan Persaingan Usaha Tidak Sehat*. Available at: <https://jdih.go.id/files/2098/1999uu005.pdf>.
- Wolf, D. (1982) “Produksi asam format anhidrat atau sebagian besar anhidrat.” Washington.
- Yati, S. and Afni Patunrui, K.I. (2017) “Analisis Penilaian Financial Distress Menggunakan Model Altman (Z-Score) Pada Perusahaan Farmasi Yang Terdaftar Di Bursa Efek Indonesia Periode 2013-2015,” *Jurnal Akuntansi, Ekonomi Dan Manajemen Bisnis*, 5(1), p. 55. Available at: <https://doi.org/10.30871/jaemb.v5i1.275>.



LAMPIRAN

Kapasitas : 70.000 ton/tahun

Pabrik Beroperasi : 330 hari

Kapasitas dalam jam : $\frac{70.000 \text{ ton/tahun} \times 1.000 \text{ kg/ton}}{330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}$

: 8.838,38 kg/jam

Konversi : 90%

Mol : $\frac{\text{kapasitas}}{Mr}$

Konversi : $\frac{\text{mol bereaksi}}{\text{mol mula-mula}}$

Mol produk : $\frac{8.964,6464 \text{ kg/jam}}{46} = 192,137 \text{ kmol/jam}$

Mol mula-mula : $\frac{\text{Mol produk}}{\text{Konversi Produk}} = \frac{192,137 \text{ kmol/jam}}{90\%} = 213,487 \text{ kmol/jam}$

Reaksi :	HCOOCH₃	+	2,5 H₂O	↔	CH₂O₂	+	CH₃OH
Mol mula-mula	213,487	+	533,718	↔	-	+	-
Bereaksi	192,138	+	192,138	↔	192,138	+	192,138
Sisa	21,349	+	341,58	↔	192,138	+	192,138

Mol HCOOCH₃ bereaksi : $\frac{\text{Mol produk}}{\text{Konversi Produk}}$
: $\frac{192,138 \text{ kmol/jam}}{90\%} = 213,487 \text{ kmol/jam}$

Massa HCOOCH₃ bereaksi : Mol HCOOCH₃ × BM HCOOCH₃
: 213,487 kmol/jam × 60 kg/kmol
: 12.809,2 kg/jam

Massa air 2,5:1 dari metil format : 213,487 kmol/jam × 2,5
: 533,718 kmol/jam × 18 kg/kmol
: 9.606,9 kg/jam

Hasil Metanol CH₃OH : Mol produk × BM CH₃OH
: 192,138 kmol/jam × 32 kg/mol
: 6.148,4 kg/jam

Umpan Awal Metil Format (HCOOCH ₃)		Laju Alir Input	
Komponen	%	kg/kmol	kg/jam
HCOOCH ₃	97	213,487	12.809,25
CH ₃ OH	3	12,008	384,28
TOTAL			13.193,53

Umpan Awal Air H ₂ O		Laju Alir Input	
Komponen	%	kg/kmol	kg/jam
H ₂ O	100%	533,718	9.606,93
TOTAL			9.606,93

NM. Reaktor

Komponen	Input						Output		
	Umpan			Recycle					
	kmol	kg/jam	(%)	kmol	kg/jam	(%)	kmol	kg/jam	(%)
HCOOCH ₃	192,138	11.528,326	56,18	21,348	1.280,925	97	21,348	1.280,925	5,62
H ₂ O	533,718	9.606,938	42,13	-	-	-	341,580	6.148,440	26,97
CH ₂ O ₂	-	-	-	-	-	-	192,138	8.838,383	38,76
CH ₃ OH	10,771	344,672	1,69	1,237	39,604	3	204,147	6.532,718	28,65
Sub Total		21.479,936	100		1.320,529	100		22.800,46	100
TOTAL	22.800,46						22.800,46		

NM Menara Destilasi (memisahkan metil format dan metanol)

Komponen	Laju Alir Input			Laju Alir output					
				Distilat			Bottom		
	kmol	kg/jam	(%)	kmol	kg/jam	(%)	kmol	kg/jam	(%)
HCOOCH ₃	21,348	1.280,925	5,62	21,348	1.280,925	97	-	-	-
H ₂ O	341,580	6.148,440	26,97	-	-	-	341,580	6.148,440	28,62
CH ₂ O ₂	192,138	8.838,383	38,76	-	-	-	192,138	8.838,383	41,15
CH ₃ OH	204,147	6.532,718	28,65	1,237	39,604	3	202,909	6.493,113	30,23
Sub Total		22.800,46	100		1.320,529	100		21.479,93	100
TOTAL		22.800,46		22.800,46					

NM Menara Flash Drum

Komponen	Laju Alir Input			Laju Alir output					
				Distilat			Bottom		
	kmol	kg/jam	(%)	kmol	kg/jam	(%)	kmol	kg/jam	(%)
H ₂ O	341,580	6.148,440	28,62	292,734	5.269,213	41,67	48,845	879,227	10
CH ₂ O ₂	192,138	8.838,383	41,15	19,213	883,838	6,99	172,924	7.954,545	90
CH ₃ OH	202,909	6.493,113	30,23	202,909	6.493,113	51,34	-	-	-
Sub Total		21.479,93	100		12.646,16	100		8.833,77	100
TOTAL		21479,93		21.479,93					

NM Total:

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
HCOOCH ₃	12.809,251	1.280,925
H ₂ O	9.606,938	6.148,440
CH ₂ O ₂	-	8.838,383
CH ₃ OH	384,277	6.532,718
Total	22.800,46	22.800,46

NM Setelah memperhitungkan Refluk dan Reboiler

Kapasitas : 70.000 ton/tahun

Pabrik Beroperasi : 330 hari

Kapasitas dalam jam : $\frac{70.000 \text{ ton/tahun} \times 1.000 \text{ kg/ton}}{330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}$

: 8.838,38 kg/jam

Konversi : 90%

Neraca Massa Reaktor

Input				Recycle			Output		
Komponen	Kmol	Kg/Jam	(%)	Kmol	Kg/Jam	(%)	Kmol	Kg/Jam	(%)
HCOOCH ₃	300,83	18.050,05	56,17	213,48	12.809,22	96,74	257,21	15.432,8	34,01
H ₂ O	752,08	13.537,54	42,13	0	0	0	708,62	12.755,23	28,11
CH ₂ O ₂		0	0	0	0	0	231,49	10.648,65	23,47
CH ₃ OH	16,92	541,501	1,68	13,471	431,08	3,25	204,14	6.532,718	14,39
Sub Total		32.129,09			13.240,31			45.369,409	100
Total	45.369,409						45.369,409		

Neraca Massa MD Destilat Setelah Memperhitungkan Massa Yang Tereflux

	Laju Alir Destilat			Laju Alir Menuju Reflux			Laju Alir Menuju Fd		
Komponen	Kmol	Kg/Jam	(%)	Kmol	Kg/Jam	(%)	Kmol	Kg/Jam	(%)
HCOOCH ₃	21,348	15.432,8	46,01	43,73	2.623,58	46,01	213,49	12.809,224	46,01
H ₂ O	286,927	11.574,624	34,51	109,32	1.967,69	34,51	533,72	9.606,94	34,51
CH ₂ O ₂	0	0	0	0	0	0		0	0
CH ₃ OH	204,147	6.532,72	19,48	34,71	1.110,56	19,48	169,44	5.422,16	19,48
Sub Total		33.540,143	100		5.701,82	100		27.838,32	100
TOTAL	33.540,143			33.540,14					

Neraca Massa MD Bottom Setelah Memperhitungkan Massa Yang Tereboiler

	Laju Alir Bottom			Laju Alir Tereboiler			Laju Alir Menuju TP		
Komponen	Kmol	Kg/Jam	(%)	Kmol	Kg/Jam	(%)	Kmol	Kg/Jam	(%)
HCOOCH ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	54,65	1.180,61	10,02	11,15	200,70	9,98	43,50	979,90	9,98
CH ₂ O ₂	192,14	10.648,65	89,98	39,35	1.810,271	90,02	152,79	8.838,38	90,02
CH ₃ OH	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Sub Total		1.1829,26	100		2.010,98	100		9.818,29	100
TOTAL	1.1829,26			1.1829,26					

Neraca Massa *Flash Drum*

	Feed dari Acc			Hasil atas			Hasil bawah		
Komponen	Kmol	Kg/Jam	(%)	Kmol	Kg/Jam	(%)	Kmol	Kg/Jam	(%)
HCOOCH ₃	213,49	12.809,224	46,01	213,49	12.809,224	96,74	0	0	0
H ₂ O	533,72	9.606,94	34,51		0	0	533,72	9.606,94	65,81
CH ₂ O ₂		0	0		0	0	0	0	0
CH ₃ OH	169,44	5.422,16	19,48	13,47	431,01	3,26	155,97	4.991,07	34,19
Sub Total		27.838,32	100		13.240,31	100		14598.00591	100
TOTAL	27.838,32			27.838,32					

Neraca Massa Total

Komponen	Masuk	Keluar			
	Input (Kg/jam)	Bottom MD (Kg/jam)	Reflux (Kg/jam)	Bawah Flash (Kg/jam)	Atas Flash (Kg/jam)
HCOOCH ₃	30.859,28	0	2.623,58	0	12.809,22
H ₂ O	13.537,54	1.180,61	1.967,69	9.606,94	0
CH ₂ O ₂	0	10.648,65	0	0	0
CH ₃ OH	972,59	0	1.110,56	4.991,07	431,09
Sub Total	45.369,41	11.829,27	5.701,82	14.598,01	13.240,31
TOTAL	45.369,41	45.369,41			

Perhitungan Neraca Panas

Kapasitas : 70.000 ton/tahun
 Pabrik Beroperasi : 330 hari
 Kapasitas dalam jam : $\frac{70.000 \text{ ton/tahun} \times 1.000 \text{ kg/ton}}{330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}$
 : 8.838,38 kg/jam
 Konversi : 90%

Data-data yang diperoleh untuk menghitung sifat fisis cairan dan gas yang diperoleh dari “Chemical Properties Handbook”, Yaws.C.I.,1999 (*Chemical Properties*, 1999)

1. Kapasitas Panas Cairan

$$\begin{aligned} C_p \text{ (Joule/mol. K)} &= A + BT + CT^2 + DT^3 \\ C_p &= \int A + BT + CT^2 + DT^3 Dt \\ C_p &= AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 \end{aligned}$$

Komponen	A	B	C	D
HCOOCH ₃	42,381	0,57064	-0,00197	2,8945E-06
H ₂ O	92,053	-0,03995	-0,00021	5,3469E-07
CH ₂ O ₂	-16,11	0,87229	-0,00237	2,4454E-06
CH ₃ OH	40,152	0,31046	-0,00103	1,4598E-06

2. Kapasitas Panas Gas

$$C_p \text{ (Joule/mol. K)} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Komponen	A	B	C	D	E
HCOOCH ₃	5,795	2,51E-01	-1,75E-04	6,06E-08	-8,10E-12
H ₂ O	33,933	-6,42E-03	2,99063E-05	-1,78E-08	3,96E-08
CH ₂ O ₂	31,745	7,42E-03	1,68E-04	-1,95E-07	5,76E-11
CH ₃ OH	40,046	-0,03829	0,000245	-2,1679E-07	5,9909E-07

Neraca Energi Heater 1 (Q1)

Tout 40°C = 313K

Tref 25°C = 298K

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
HCOOCH ₃	18.050,05	60	300,83	313	298	-1,73	-519,57
CH ₃ OH	541,501	32	16,92	313	298	-1,49	-25,19
Total							-544,76

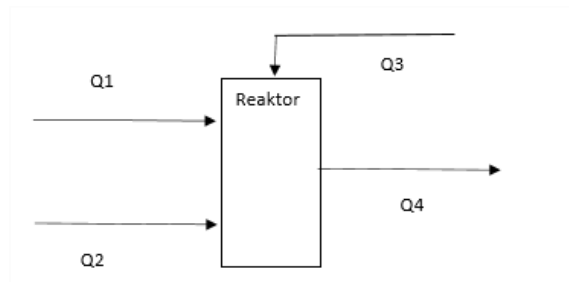
Neraca Energi Heater 2 (Q2)

Tout 40°C = 313K

Tref 25°C = 298K

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
H ₂ O	13.537,54	18	752,09	313	298	-1.13	-850.635,86
Total							-850.635,86

I. Reaktor



a. Menghitung Panas Masuk

Menghitung panas masuk dari Heater menuju Reaktor

$T_{in\text{ Feed}}$ 40°C 313K

T_{ref} 25°C 298K

Aliran Q1

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T_1 (K)	T_2 (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
HCOOCH ₃	12.809,25	60	192,14	313	298	-1,73	-331,85
CH ₃ OH	384,28	32	10,77	313	298	-1,49	-16,03
Total							-347,88

Aliran Q2

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T_1 (K)	T_2 (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
H ₂ O	9.606,94	18	533,71	313	298	-1.13	-503,04
Total							-503,04

Aliran Q3 (Recycle)

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T_1 (K)	T_2 (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
HCOOCH ₃	12.809,22	60	213,49	325	313	-1,41	-301,38
CH ₃ OH	431,09	32	13,47	325	313	-0,90	-12,16
Total							-313,53

Menghitung Panas Reaksi

Tabel I.3. ΔH°_f dan ΔG°_f pada suhu 25°C (kJ/mol)

	HCOOCH ₃	CH ₃ OH	CH ₂ O ₂	H ₂ O
ΔH°_f (kJ/mol)	-378,86	-201,3	-350,02	-297,19

(Perry's Chemical Engineers' (Green and Southard, 2019))

$$\Delta H^\circ_f = n (\Delta H^\circ_f \text{ produk}) - (\Delta H^\circ_f \text{ reaktan})$$

$$\Delta H^\circ_f = n - (\Delta H^\circ_f \text{ CH}_2\text{O}_2 + \Delta H^\circ_f \text{ CH}_3\text{OH}) - (\Delta H^\circ_f \text{ HCOOCH}_3 + \Delta H^\circ_f \text{ H}_2\text{O})$$

$$\Delta H^\circ_f = 192,138 (-350,02) + (-241,954) - (-378,86 + (-297,19))$$

$$\Delta H^\circ_f = 276,214 \text{ kJ/Jam}$$

b. Menghitung Panas Keluar

Menghitung Panas keluar dari reaktor

Tout 120°C 393K

Tref 25°C 298K

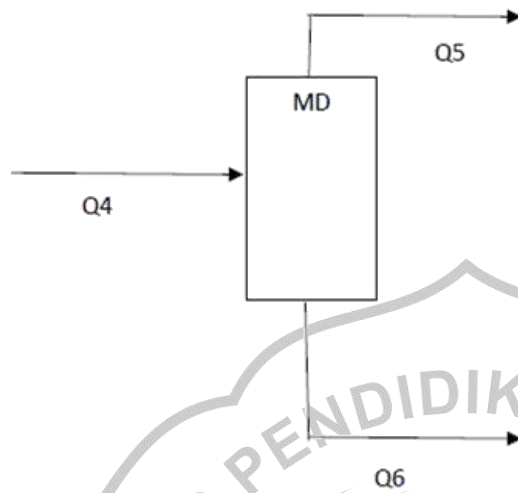
Aliran Q4

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
HCOOCH ₃	15.432,8	60	257,21	298	393	0,696	179,17
H ₂ O	12.755,24	18	798,62	298	393	28,170	19.962,07
HCOOCH	10.648,65	46	231,49	298	393	0,480	111,18
CH ₃ OH	6532,72	32	204,15	298	393	421,293	86.005,99
Total							106.258,41

Neraca Panas Total di Reaktor

	Q _{in}	Q out
Q1	-544,76	
Q2	-850.635,86	
Recycle	-313,53	
Q4		106.258,41
Q reaksi	276,214	
Q pemanas	957.476,56	
Total	106.258,41	106.258,41

II. Menara Destilasi



a. Menghitung panas Masuk MD

Tin

90 °C

363K

Top

115 °C

388K

T ref

25 °C

298K

Aliran Q4

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	C _p (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
HCOOCH ₃	15.432,8	60	257,21	393	448	4,59	1.180,60
H ₂ O	12.755,24	18	798,62	393	448	-276,412,44	-195.872.559,08
HCOOCH	10.648,65	46	231,49	393	448	3,25	752,98
CH ₃ OH	6532,72	32	204,15	393	448	5.197,86	1.061.130,32
Total							-194.809.495,18

b. Menghitung Panas Keluar

Top	115 °C	388K
T ref	90 °C	363K

Aliran Q5

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
HCOOCH ₃	15.432,8	60	257,21	393	448	0,92	235,77
H ₂ O	11.574,62	18	643,03	393	448	-5.029,97	-3.234.446,50
CH ₃ OH	6.532,72	32	204,15	393	448	-925.047,27	-18.884.6043,6
Total							-192.080.254,3

Aliran Q6

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
H ₂ O	1.189,61	18	65,59	393	448	4,279	280,69
HCOOCH ₃	10.648,65	46	231,49	393	448	6,283	1454,59
Total							1.735,29

Neraca Panas Total MD

	Q _{in}	Q _{out}
Q4	-194.809.495,18	
Q5		-192.080.254,3
Q6		1.735,29
Q pemanas	2.730.976,18	
Total	-192.078.519	-192.078.519

Neraca Masuk Kondensor Menuju Akkumulator

Tin 162°C = 435K

Tout 80°C = 353K

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
HCOOCH ₃	15432,8	60	257,21	435	353	-11,36	-2.921,92
H ₂ O	11.574,62	18	643,03	435	353	-7233,84	-4.651.611,90
CH ₃ OH	6.532,72	32	204,15	435	353	-1.329.295,40	-271.372.269,56
Total							-276.026.803,38

Neraca Panas Dari Akkumulator Menuju MD (Reflux)

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
HCOOCH ₃	2.623,58	60	43,73	435	353	-11,36	-496,73
H ₂ O	1.967,69	18	109,32	435	353	-7.233,84	-790.774,02
CH ₃ OH	1.110,56	32	34,71	435	353	-1.329.295,40	-46.133.285,82
Total							-46.924.556,58

Neraca Panas Dari Akkumulator Menuju FD

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
HCOOCH ₃	12.809,22	60	213,49	435	353	-11,36	-2425,19
H ₂ O	9.606,94	18	533,72	435	353	-7.233,84	-3.860.837,88
CH ₃ OH	5.422,16	32	169,44	435	353	-1.329.295,4	-225.238.983,73
Total							-229.102.246,81

Neraca Panas Bottom Menuju Reboiler

$$T_{in} 172^{\circ}\text{C} = 448\text{K}$$

$$T_{out} 460^{\circ}\text{C} = 733\text{K}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	C _p (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
H ₂ O	200,70	18	11,15	448	733	31,34	349,41
HCOOCH	1.810,27	46	39,35	448	733	54,32	2.137,93
Total							2.487,34

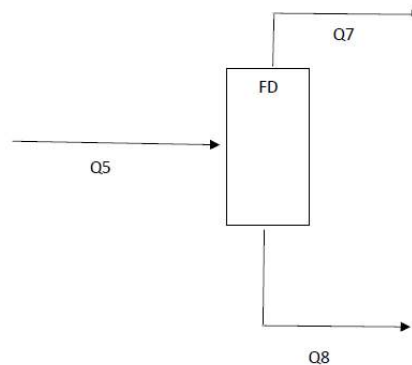
Neraca Panas Bottom Menuju Cooler dan ke TP Asam Formiat

$$T_{in} 172^{\circ}\text{C} = 448\text{K}$$

$$T_{out} 30^{\circ}\text{C} = 303\text{K}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	C _p (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
H ₂ O	979,91	18	54,44	448	303	-11,06	-602,21
HCOOCH	8.838,38	46	192,1	448	303	-15,65	-3.006,42
Total							-3.608,63

III. Flashdrum



a. Menghitung Panas Masuk

Neraca Panas Flash Drum dari Akkumulator

$$T_{in} 172^{\circ}\text{C} = 448\text{K}$$

$$T_{out} 30^{\circ}\text{C} = 303\text{K}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
HCOOCH ₃	12.809,22	60	213,49	435	353	-11,36	-2425,19
H ₂ O	9.606,94	18	533,72	435	353	-7.233,84	-3.860.837,88
CH ₃ OH	5.422,16	32	169,44	435	353	-1.329.295,4	-225.238.983,73
Total							-229.102.246,81

b. Menghitung Panas Keluar

Neraca Panas Flash Drum dari Akkumulator Menuju Atas FD

$$T_{in} 80^{\circ}\text{C} = 353\text{K}$$

$$T_{out} 40^{\circ}\text{C} = 313\text{K}$$

Aliran Q7

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	ni (kmol/jam)	T ₁ (K)	T ₂ (K)	Cp (Joule/Mol)	Q (kJ/jam)
HCOOCH ₃	12.809,22	60	213,49	353	313	-3,15	-673,31
CH ₃ OH	431,09	32	13,47	353	313	-95.380,08	-1.284.915,47
Total							-1.285.588,79

Neraca Panas Flash Drum dari Akkumulator Menuju Cooler Bottom FD

$$T_{in} 80^{\circ}\text{C} = 353\text{K}$$

$$T_{out} 30^{\circ}\text{C} = 303\text{K}$$

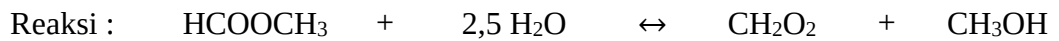
Aliran Q8

Komponen	Massa (kg/jam)	Mr (kg/mol)	Kmol	T1	T2	Cp (J/MOL)	Q
H ₂ O	9.606,94	18	533,72	353	303	-3,76	-2.006,21
CH ₃ OH	4.991,07	32	155,97	353	303	-5,09	-793,14
Total							-2.799,35

Neraca Panas Total FD

	Q In (kJ/jam)	Q Out(kJ/jam)
Q8	-229.102.246,81	
Q 12 (Menuju CL)		-2.799,35
Q 11 (Atas)		-1.285.588,79
Q Pendingin	227.813.858,67	
Total	-1.288.388,14	-1.288.388,14

Reaksi Yang terjadi sebagai berikut:



Menghitung panas reaksi dalam keadaan standar ($T = 25^\circ\text{C} = 273.15 \text{ K}$)

$$\Delta H_{f298\text{reaksi}} = n (\Delta H_{f298\text{produk}} - \Delta H_{f298\text{reaktan}})$$

$$\Delta H_{f298\text{reaksi}} = (\Delta H_{f298\text{HCOOCH}_3} + \Delta H_{f298\text{H}_2\text{O}}) - (\Delta H_{f298\text{CH}_2\text{O}_2} + \Delta H_{f298\text{CH}_3\text{OH}})$$

$$= (28,66 + 42,698) - (11,927 + 37,97)$$

$$= 21,466 \text{ (kjoule/mol)}$$

Interpolasi Steam dari TP menuju reaktor

Tekanan (kPa)	Suhu °C
198,54	120
211,45	122

$$T = T_1 + \frac{(P - P_1)(T_2 - T_1)}{P_2 - P_1}$$

$$T = 120 + \frac{(202,65 - 198,54)(122 - 120)}{211,45 - 198,54}$$

$$T = 120 + \frac{4,11 \times 2}{12,91}$$

$$T = 120,64^\circ\text{C}$$

Perancangan Reaktor

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat bereaksinya Metil format dan air menjadi produk asam formiat dan metanol
Tipe	: Reaktor berbentuk silinder vertical dengan tutup atas dan tutup bawah berupa <i>torispherical dished head</i>
Bahan	: <i>Stainlees steel 347</i>
Kondisi	: T : 120°C
Operasi	P : 2 atm
Jenis Reaksi	: Endotermis
Perlengkapan	Pengaduk dan jaket pemanas
Tujuan	- Menentukan tipe reaktor - Menentukan bahan konstruksi reaktor - Menghitung volume reaktor - Menentukan dimensi reaktor - Menentukan tebal dan tinggi shell - Menentukan dimensi tutup atas dan bawah - Merancang pengaduk - Merancang jaket pemanas

Langkah perencanaan:

a. Menentukan tipe reaktor

Reaktor yang dipilih adalah reaktor alir berpengaduk (RATB), adapun pertimbangan memilih jenis reaktor ini adalah

- Pencampuran sempurna karena menggunakan feed cair-cair
- Kontrol suhu yang efisien, RATB memungkinkan pemanasan yang merata dan menjaga kestabilan suhu reaksi
- Reaksi berjalan secara kontinyu
- Reaksi bersifat endotermis

Reaktor yang dipilih menggunakan jaket pemanas adapun pertimbangan memilih jaket pemanas sebagai berikut:

- Desain reaktor yang lebih sederhana dan kuat menggunakan jaket daripada koil
- Efisiensi pengadukan optimal dengan jaket pemanas
- Volume internal sepenuhnya untuk proses
- Kemudahan dalam pembersihan dan perawatan
- Kontrol suhu yang lebih seragam

b. Menghitung volume reaktor Laju alir volumetrik (F_v) = $\frac{F_{in\ total}}{\rho_{mix}}$

$$= \frac{45,369,40}{851,584}$$

$$= 53,28 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal diketahui = 60 menit (1 jam)

Volume reaktor = $t \times F_v$

$$= 1 \text{ jam} \times 53,28 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 53,28 \text{ m}^3$$

Over design 20% = $63,94 \text{ m}^3$

a. Menentukan dimensi reaktor

Untuk tangki berpengaduk rasio H/D antara 1-2 (Tabel 4-16, Ulrich, hal 168-169) Dipilih tangki silinder dengan $H=1,5 \times D$

Volume head/bottom = Volume head/bottom = $0,000049D^3$ ft (Brownell and Young, pg 88 pers 5.11)

Volume reaktor = $2 \times (V_{tutup}) + V_{silinder}$

$$63,94 \text{ m}^3 = 2 \times (0,000049D^3) + 1/4 D^3$$

$$D^3 = 255,61^3$$

$D = 6,35 \text{ m}$

$H = 1,5 \times D$

$H = 9,52 \text{ m}$

Tinggi Cairan (H_{liq}) = $(V_o/V_t) \times H$

$$= (53,28 \text{ m}^3 / 63,94 \text{ m}^3) \times 9,52 \text{ m}$$

$$= 7,93 \text{ m}$$

c. Menentukan bahan konstruksi reaktor

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 316* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Tahan terhadap korosi
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 16.700 psi
- Memiliki batas tekanan suhu bahan hingga (300°C)

d. Menghitung Tebal dan Tinggi Shell

Tekanan Design = 35,28 psi

Tekanan operasi = 29,4 psi

Tebal Shell (ts) = $\frac{P \times r}{f.E - 0,6 \times P} \times c$ (brownell & young, pg 254 pers 13.1

dimana ts = tebal shell,in

P = tekanan,psi

r = jari-jari silinder dalam, in (99,41) in

F = maksimum allowable stres, 16700 psi

(app D item 4 brownell, pg 342)

E = Efisiensi pengelasan,

C = Faktor Korosi, 0,125

Diperoleh ts = 0,1446 in= 3,67 mm

Standarisasi OD = ID + (2 x tebal shell)

= 198,82 in + (2 × 0,0303 in)

= 198,88 in = 5,05 m

Standarisasi ID = ID - (2 x tebal shell)

= 198,82 in - (2x 0,0303 in)

= 198,75 in = 5,048 m

Menentukan dimensi tutup atas dan tutup bawah

Tebal tutup atas (tha) = tebal tutup bawah (thb)

Tebal tutup atas = $\frac{0,885 \times P \times r_c}{f.E - 0,1 \times P} \times c$ (brownell,pg 258 pers 13.12)

Rc = crown radius = 170 in (Tabel 5.7 Brownell, pg. 91)

Diperoleh tebal tutup atas 0,1547 in= 3,93 mm

Rumus umum untuk tinggi bagian dished (h) dari *head torispherical* adalah:

$$H = R_c - \sqrt{R_c^2 - \left(\frac{D-2rk}{2}\right)^2} + rk$$

$$H = 170 \text{ in} - \sqrt{170 \text{ in}^2 - \left(\frac{5,05 \text{ m} - 2 \times 0,303}{2}\right)^2} + 0,303 = 32,15 \text{ in} = 0,817 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor} &= \text{tinggi shell} + \text{Tinggi tutup atas dan bawah} \\ &= 9,52 \text{ m} + 0,817 \text{ m} + 0,817 \text{ m} = 11,154 \text{ m} \end{aligned}$$

Merancang pengaduk

$$\text{Dimensi Pengaduk (Da)} = 1/3 \text{ Dt (Mc Cabe, pg 243)}$$

$$= 2,11 \text{ m} = 6,92 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi daun pengaduk (W)} = 1/5 \text{ Da}$$

$$= 4,53 \text{ ft} = 1,38 \text{ m}$$

$$\text{Ketinggian Pengaduk dari Dasar tangki (C)} = 1/3 \times \text{Dt}$$

$$= 2,11 \text{ m} = 6,92 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar Baffle (J)} = 1/12 \text{ Dt}$$

$$= 1,74 \text{ ft} = 0,53 \text{ m}$$

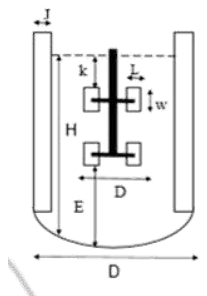
$$\text{Jarak impeler dari poros (L)} = 1/4 \times \text{Da}$$

$$= 1,71 \text{ ft} = 0,52 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = (\text{tinggi larutan} \times \text{Sg rata-rata}) / \text{Dt}$$

$$= (7,93 \text{ m} \times 0,95) / 6,35 = 1,19$$

Jadi digunakan pengaduk sebanyak 1 buah dengan jenis pengaduk yaitu *marine propeller* dengan 3 blades. Adapun pertimbangan memilih jenis pengaduk ini yaitu cocok untuk liquid yang viskositasnya rendah hingga sedang, dan ideal untuk volume besar. Berikut merupakan gambar *marine propeller 3 blades*.



$$\text{Diameter pengaduk (Da)} = \frac{\text{Diameter tangki}}{\frac{D}{Da}}$$

$$= 2,65 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk dengan dasar tangki (Zi)} = \text{Diameter tangki} \left(\frac{Z_i}{D}\right)$$

$$= 3 \text{ m}$$

$$\text{Water equivalent liquid height (WELH)} = \text{Tinggi Cairan (Hliq)} \times \text{Sg}$$

$$= 7,93 \times 0,95 = 7,53 \text{ m} = 24,7 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan pengaduk} &= \left(\frac{600}{3,14 \times \text{diameter pengaduk}} \right) \times \left(\frac{\text{WELH}}{(2 \times \text{diameter pengaduk})^2} \right) \\ &= \frac{600}{3,14 \times 2,11 \text{ m}} \times \frac{7,53 \text{ m}}{(2 \times 2,11 \text{ m})^2} \\ &= 76,59 \text{ rpm} \end{aligned}$$

$$\text{Re} \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu} = \frac{851,548 \times 2,83 \times 2,11^2}{0,506} = 21.203,22 \text{ (turbulen)}$$

Nilai 76,59 rpm atau dibulatkan menjadi 80 rpm (1,33 rps) telah memenuhi standar putaran pengaduk minimal 60 rpm, yang setara dengan 1 putaran per detik atau 1 RPS. Standar ini direkomendasikan oleh Perry's Chemical Engineers' Handbook untuk memastikan pola aliran turbulen dan pengadukan yang efektif pada fluida dengan SG 0,95.

Merancang jaket pemanas

Laju alir massa (m)	= 45.369,40 kg/jam
Suhu masuk	= 40°C
Efisiensi Pemanas	= 85%
Suhu operasi	= 120°C
Q	= 957.476,35 kJ/jam (kebutuhan panas yang harus disuplai oleh jaket pemanas)

Perhitungan Dimensi Jaket Pemanas

Diameter sama dengan reaktor = 6,35 m

$$\begin{aligned} \text{Volume jaket V} &= \pi (6,35 \text{ m} / 2)^2 \times 9,52 \text{ m} \\ &= 3,14 \times (10,08 \text{ m}) \times 9,52 \text{ m} \\ &= 301,31 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Fluida Pemanas (Steam)

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{c_P \times \Delta T} \\ &= \frac{957.476,35 \text{ kJ/jam}}{4,35 \text{ J/mol.K} \times 60 \text{ K}} = \frac{957.476,35 \text{ J/jam}}{4,35 \text{ J/mol.K} \times 60 \text{ K}} \\ &= \frac{957.476,35}{261} = 3.668,49 \text{ mol/jam} \\ m &= 3.668,49 \text{ mol/jam} \times 110 \text{ g/mol} \\ &= 403.533 \text{ g/jam} = 403,53 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perencanaan Tangki Penyimpanaan Metil Format

Kode	: TP-01
Fungsi	: Menyimpan produk Metil Format
Bentuk	: Tangki Silinder Vertikal dengan tutup atas <i>conical</i> dan tutup bawah berupa <i>plate</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel 347</i>
Kondisi Operasi T	: 20°C
Kondisi Operasi P	: 1 atm
Tujuan	: - Menentukan tipe tangka - Menentukan bahan konstruksi tangki - Menghitung Kapasitas tangki - Menghitung tinggi cairan tangki - Menghitung tebal plate silinder tangki - Menentukan <i>top angel</i> untuk <i>conical roof</i> - Menghitung tebal dan tinggi <i>conis</i> - Menghitung tinggi tangki total

Langkah perencanaan:

a. Menentukan tipe tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertical. Adapun pertimbangan pemilihan tipe tangki ini adalah:

- Efisiensi lahan karena membutuhkan lahan yang lebih kecil dibandingkan horizontal dengan volume yang sama.
- Untuk cairan dengan operasi rendah silinder vertical kuat menahan tekanan hidrostatik cairan didalamnya.

Tutup atas *conical roof* dipilih dengan alasan berikut:

- Mencegah genangan air diatas tutup yang menyebabkan korosi
- Bentuk kerucut memberikan kekuatan struktural yang baik terhadap beban eksternal (angin) dan internal (tekanan uap).
- Memudahkan pembersihan

Tutup bawah plate dipilih dengan alasan berikut:

- Tutup bawah plate agak melengkung sedikit (bukan datar) memberikan dasar yang kuat dan stabi menopang cairan
- Desain ini memudahkan pemasangan tangki diatas pondasi
- Untuk cairan metil format tidak meninggalkan banyak endapan padat jadi cocok dengan bentuk plate.
- Lebih ekonomis & sederhana

b. Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 347* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Tahan terhadap korosi
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18125 psi
- Memiliki batas tekanan suhu bahan hingga 700°F (271,1°C)

c. Menghitung dimensi tangki Penyimpanan (20 hari)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{Fin\ total}{\rho} \\
 &= \frac{32.959,68}{0,9748} \\
 &= 33.811,74\ \text{Liter} \\
 &= 32.959,68\ \text{m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume TP} = 32.959,68\ \text{m}^3$$

$$\text{Over design 20\%} = 39.551,62\ \text{m}^3$$

$$\text{Dirancang } D = 8/3\ H \quad (\text{Brownell, pg 43 pers 3.12})$$

$$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4} \quad (\text{Brownell, pg 41 pers 3.1})$$

$$\text{Tinggi dan diameter} = V = \pi r^2 h$$

Dengan $V = 32.959,68\ \text{m}^3$ jika $h = 3/8\ D$ maka:

$$= 39.551,62\ \text{m}^3 = \pi r^2 \left(\frac{3}{4} r\right) = \pi \frac{3}{4} r^3$$

$$D^3 = \frac{39.551,62\ \text{m}^3 \times 4}{3 \times 3,14} = 16.794,74$$

$$D = 25,601,83\ \text{m}$$

$$r = 12,80\ \text{m}$$

$$H = 9,60$$

d. Menghitung Tinggi Cairan

Karena bagian tutup bawah berupa *plate* , tinggi larutan dapat dihitung sebelum menghitung volume tutup

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Cairan (Hliq)} &= (\text{Vol design}/V \text{ Over design}) \times H \\ &= 8 \text{ m}\end{aligned}$$

e. Menghitung tebal plate silinder tangki

Berdasarkan appendix E item 1 brownell menggunakan 72 in atau 6 ft *butt welded course* sehingga jumlah plate

$$\text{Jumlah plate ke atas} = H/\text{butt welded course} = 5,24 \text{ plate (dibulatkan 6 plate)}$$

- Jumlah plate ke samping = Jumlah plate ke samping = $D/10 = 3 \text{ plate}$.
- Tangki dirancang terdiri dari 3 plat melingkar, 6 plat tersusun vertikal dengan tebal berbeda dan tebal sambungan yang diijinkan adalah 3/16 in.

Course 1 (paling bawah) Tekanan pada dasar tangki.

$$\rho \times g \times H_{liq} = 69641,66 \text{ pa} = 10,1 \text{ psi}$$

$$\text{Tebal Shell (ts)} = \frac{P.D}{2.F.E} + C$$

$$P = 10.1 \text{ psi}$$

$$D = 25,60 \text{ m} = 1.008,22 \text{ in}$$

$$F = 18.125 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$Ts = 0,33 \text{ in}$$

f. Menentukan *top angel* untuk *conical roof*

Top angel untuk *Conical Roof* dengan diameter lebih dari 60 ft adalah $3 \times 3 \times 3/8 \text{ in}$ (Brownell, hal 53).

$$\sin \theta = \frac{D}{430 \times t} = \frac{931,5 \text{ in}}{430 \times 0,4303 \text{ in}} \quad (\text{Pers 4.6 brownell pg 64})$$

$$\text{Untuk } D > 60 \text{ ft, top angle} = 3^\circ - 5^\circ$$

g. Menghitung tebal dan tinggi *conis*

Tinggi *Conical Head* dapat dihitung menggunakan rumus aturan tangensial.

$$\begin{aligned}\tan \theta &= \frac{Hh}{0,5 \times D} = (0,5 \times D) \times \tan \theta \\ &= (0,5 \times 25,6 \text{ m}) \times \tan(4^\circ) \\ &= 12,5 \text{ m} \times 0,0699 \\ &= 0,873 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Tebal conical head} = \frac{Pd \times D}{2 \cos \theta ((f \times E) - (0,6 \times Pd))} + c \quad (\text{Brownell pg 118, pers 6.154})$$

$$P = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$D = 23,66 \text{ m} = 931,5 \text{ in}$$

$$F = 18.125 \text{ psi}$$

$$E = 0,8 \text{ (80\%)}$$

$$\theta = 4,02^\circ$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Tebal conical head 0,26 in dibulatkan menjadi 0,3 in

h. Menghitung tinggi tangki total

$$\text{Tinggi tangki total} = \text{tinggi tutup} + \text{tinggi tangki}$$

$$= 10,49 \text{ m}$$

$$= Q$$

$$92,948 \text{ kJ/jam}$$

$$= m_{\text{air}} \times c_{p_{\text{air}}} \times \Delta T$$

$$= m_{\text{air}} \times 4,18 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C} \times 5^\circ\text{C}$$

$$m_{\text{air}} = \frac{92,948}{4,18 \times 5}$$

$$= 4,44 \text{ kg/jam}$$

Spesifikasi Koil:

$$\text{Bahan} = \text{Stainless Steel}$$

$$\text{Diameter} = 2\text{-}3 \text{ inch (0,0508-0,0762 m)}$$

$$\text{Jarak antar koil (spacing)} = 30\text{-}50 \text{ cm}$$

$$\text{Panjang koil total (L)} = 9,60 \text{ m (tinggi tangki)}$$

$$\text{Jumlah putaran koil } N = \frac{L}{\pi \times D} = 60,20 \text{ dibulatkan jadi 61 putaran}$$

$$\text{Bilangan } Re = \frac{\rho \times v_s \times D}{\mu} = 225,92 \text{ laminar}$$

Untuk aliran laminar ($Re = 225,92$), faktor gesekan (f) bisa dihitung dengan:

$$f = \frac{64}{Re} = 0,28$$

$$\text{Pressure drop} = \Delta p = f \times \frac{L}{D} \times \frac{\rho v^2}{2}$$

$$\Delta P = f \times (L/D) \times (\rho \times v^2 / 2)$$

$$= 0,001 \text{ pa}$$

Hitung Head Pompa

$$H = \frac{\Delta P}{\rho g} + H = 9,60 \text{ m}$$



Perencanaan Tangki Penyimpanan Air

Kode : TP-02
Fungsi : Menyimpan bahan baku air
Bentuk : Tangki Silinder Vertikal dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah berupa *plate*
Bahan : *Stainless Steel 347*
Kondisi Operasi T : 30°C
Kondisi Operasi P : 1 atm
Tujuan :

- a. Menentukan tipe tangki
- b. Menentukan bahan konstruksi tangki
- c. Menghitung Kapasitas tangki
- d. Menghitung tinggi cairan tangki
- e. Menghitung tebal plate silinder tangki
- f. Menentukan *top angel* untuk *conical roof*
- g. Menghitung tebal dan tinggi *conis*
- h. Menghitung tinggi tangki total

Langkah perencanaan:

- a. Menentukan tipe tangki
- i. Menentukan tipe tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertical. Adapun pertimbangan pemilihan tipe tangki ini adalah:

- Efisiensi lahan karena membutuhkan lahan yang lebih kecil dibandingkan horizontal dengan volume yang sama.
- Untuk cairan dengan operasi rendah silinder vertical kuat menahan tekanan hidrostatik cairan didalamnya.

Tutup atas *conical roof* dipilih dengan alasan berikut:

- Mencegah genangan air diatas tutup yang menyebabkan korosi
- Bentuk kerucut memberikan kekuatan struktural yang baik terhadap beban eksternal (angin) dan internal (tekanan uap).
- Memudahkan pembersihan

Tutup bawah plate dipilih dengan alasan berikut:

- Tutup bawah plate agak melengkung sedikit (bukan datar) memberikan dasar yang kuat dan stabi menopang cairan
- Desain ini memudahkan pemasangan tangki diatas pondasi
- Untuk cairan metil format tidak meninggalkan banyak endapan padat jadi cocok dengan bentuk plate.
- Lebih ekonomis & sederhana

b. Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 347* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Tahan terhadap korosi
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18750 psi
- Memiliki batas tekanan suhu bahan hingga 700°F (271,1°C)

c. Menghitung dimensi tangki Penyimpanan (2 hari)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{Fin\ total}{\rho} \\
 &= \frac{461133,069\ kg}{934,6\ m^3} \\
 &= 493,46\ m^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume reaktor} = 493,46\ m^3$$

$$\text{Over design 20\%} = 592,152\ m^3$$

$$\text{Dirancang } D = 8/3\ H \quad (\text{Brownell, pg 43 pers 3.12})$$

$$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4} \quad (\text{Brownell, pg 41 pers 3.1})$$

$$\text{Tinggi dan diameter} = V = \pi r^2 h$$

$$\text{Dengan } V = 592,152\ m^3, \text{ jika } h = 3/8\ D \text{ maka:}$$

$$= 592,152\ m^3 = \pi r^2 \left(\frac{3}{4} r\right) = \pi \frac{3}{4} r^3$$

$$r^3 = \frac{592,152\ m^3 \times 4}{3 \times 3,14} = 251,33$$

$$r = 6,31$$

$$D = 12,62\ m$$

$$H = 4,73\ m$$

d. Menghitung Tinggi Cairan

Karena bagian tutup bawah berupa *plate* , tinggi larutan dapat dihitung sebelum menghitung volume tutupan

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Cairan (Hliq)} &= (\text{Vol design}/V \text{ Over design}) \times H \\ &= (493,46 \text{ m}^3/592,152 \text{ m}^3) \times 4,73 \text{ m} \\ &= 3,94 \text{ m}\end{aligned}$$

e. Menghitung tebal plate silinder tangki

Berdasarkan appendix E item 1 brownell menggunakan 72 in atau 6 ft *butt welded course* sehingga jumlah plate

$$\text{Jumlah plate ke atas} = H/\text{butt welded course} = 2,59 \text{ plate (dibulatkan 3 plate)}$$

$$\text{Jumlah plate ke samping} = \text{Jumlah plate ke samping} = D/10 = 1 \text{ plate}$$

Tangki dirancang terdiri dari 1 plat melingkar, 3 plat tersusun vertikal dengan tebal berbeda dan tebal sambungan yang diijinkan adalah 3/16 in

Course 1 (paling bawah) Tekanan pada dasar tangki.

$$\rho \times g \times \text{Hliq} = 275.300 \text{ Pa} = 39,9 \text{ psi}$$

$$\text{Tebal Shell (ts)} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot F \cdot E} + C$$

$$P = 39,9 \text{ psi}$$

$$D = 12,62 \text{ m} = 496,9 \text{ in}$$

$$F = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$T_s = \frac{39,9 \text{ psi} \times 496,9 \text{ in}}{2 \times 18125 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \text{ in} = 0,7684 \text{ in (19,52 mm)}$$

$$\text{Panjang tiap alat (L)} = \frac{\pi d - \text{weld length}}{12 n} \quad (\text{brownell, pg 55})$$

$$L \text{ melingkar} = \frac{3,14 \times 12,62 - 3/16}{12 \times 1} = 3,2531$$

f. Menentukan top angel untuk *conical roof*

Top angel untuk *Conical Roof* dengan diameter lebih dari 60 ft adalah $3 \times 3 \times 3/8$ in (Brownell, hal 53).

$$\sin \theta = D/(430 \times t) = 496,9 \text{ in}/(430 \times 0,7684 \text{ in}) \text{ (Pers 4.6 brownell pg 64)}$$

Untuk D 60 ft, top angle = 3°-5°

g. Menghitung tebal dan tinggi conis

Tinggi conical head dihitung menggunakan rumus aturan tangensial.

$$\begin{aligned}\tan \theta &= Hh / (0,5 \times D) \quad Hh = (0,5 \times D) \times \tan \theta \\ &= 0,5 \times 12,62 \text{ m} \times \tan(4^\circ) \\ &= 0,441 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Tebal conical head} = \frac{Pd \times D}{2 \cos \theta ((f \times E) - (0,6 \times Pd))} + c \quad (\text{Brownell pg 118, pers 6.154})$$

$$P = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$D = 12,62 \text{ m} = 496,9 \text{ in}$$

$$F = 18125 \text{ psi}$$

$$E = 0,8 \text{ (80\%)}$$

$$\theta = 4,02^\circ$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Tebal conical head } 0,3776 \text{ in dibulatkan jadi } 0,4 \text{ in}$$

h. Menghitung tinggi tangki total

$$\text{Tinggi tangki total} = \text{tinggi tutup} + \text{tinggi tangki}$$

$$\text{Tinggi tangki total} = 0,441 \text{ m} + 4,73 \text{ m} = 5,171 \text{ m}$$

Perencanaan Tangki Penyimpanaan Asam formiat

Kode : TP-03
Fungsi : Menyimpan Produk Asam Formiat
Bentuk : Tangki Silinder Vertikal dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah berupa *plate*
Bahan : *Stainless Steel 347*
Kondisi Operasi T : 30°C
Kondisi Operasi P : 1 atm
Tujuan :

- a. Menentukan tipe tangki
- b. Menentukan bahan konstruksi tangki
- c. Menghitung Kapasitas tangki
- d. Menghitung tinggi cairan tangki
- e. Menghitung tebal plate silinder tangki
- f. Menghitung tebal dan tinggi tutup *torispherical dished head*
- g. Menghitung tinggi tangki total

Langkah perencanaan:

- a. Menentukan tipe tangka
- j. Menentukan tipe tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertical. Adapun pertimbangan pemilihan tipe tangki ini adalah:

- Efisiensi lahan karena membutuhkan lahan yang lebih kecil dibandingkan horizontal dengan volume yang sama.
- Untuk cairan dengan operasi rendah silinder vertical kuat menahan tekanan hidrostatik cairan didalamnya.

Tutup atas *conical roof* dipilih dengan alasan berikut:

- Mencegah genangan air diatas tutup yang menyebabkan korosi
- Bentuk kerucut memberikan kekuatan struktural yang baik terhadap beban eksternal (angin) dan internal (tekanan uap).
- Memudahkan pembersihan

Tutup bawah plate dipilih dengan alasan berikut:

- Tutup bawah plate agak melengkung sedikit (bukan datar) memberikan dasar yang kuat dan stabi menopang cairan
- Desain ini memudahkan pemasangan tangki diatas pondasi
- Untuk cairan metil format tidak meninggalkan banyak endapan padat jadi cocok dengan bentuk plate.
- Lebih ekonomis & sederhana

b. Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 347* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Tahan terhadap korosi
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18125 psi
- Memiliki batas tekanan suhu bahan hingga (300°C)

c. Menghitung dimensi tangki Penyimpanan (1 hari)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{Fin\ total}{\rho} \\
 &= \frac{212121,2121\ kg}{1515,5\ kg/m^3} \\
 &= 139,97\ m^3
 \end{aligned}$$

Volume tangki = 139,97 m³

Over design 20% = 167,964 m³

Dirancang D = 1:1 H (Brownell, pg 43 pers 3.12)

$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$ (Brownell, pg 41 pers 3.1)

Tinggi dan diameter = $V = \pi r^2 h$

Dengan V = 167,964 m³, jika h = 3/8 D maka:

$$= 167,964\ m^3 = \pi r^2 \left(\frac{3}{4} r\right) = \pi \frac{3}{4} r^3$$

$$r^3 = \frac{167,964\ m^3 \times 4}{3 \times 3,14} = 71,322$$

$$r = 4,15\ m$$

$$D = 8,3\ m$$

$$H = 3,11\ m$$

d. Menghitung Tinggi Cairan

Karena bagian tutup bawah berupa *plate* , tinggi larutan dapat dihitung sebelum menghitung volume tutup

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Cairan (Hliq)} &= (\text{Vol design}/V \text{ Over design}) \times H \\ &= (139,97 \text{ m}^3/167,964 \text{ m}^3) \times 3,11 \text{ m} \\ &= 2,59 \text{ m}\end{aligned}$$

e. Menghitung tebal plate silinder tangki

Berdasarkan appendix E item 1 brownell menggunakan 72 in atau 6 ft *butt welded course* sehingga jumlah plate

Jumlah plate ke atas = $H/\text{butt welded course} = 1,42$ plate (dibulatkan 1 plate)

Jumlah plate ke samping = Jumlah plate ke samping = $D/10 = 1$ plate

Tangki dirancang terdiri dari 1 plat melingkar, 1 plat tersusun vertikal dengan tebal berbeda dan tebal sambungan yang diijinkan adalah 3/16 in

Course 1 (paling bawah) Tekanan pada dasar tangki.

$$\rho \times g \times H_{liq} = 19276,5 \text{ Pa} = 2,8 \text{ psi}$$

$$\text{Tebal Shell (ts)} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot F \cdot E} + C$$

$$P = 2,8 \text{ psi}$$

$$D = 8,3 \text{ m} = 327 \text{ in}$$

$$F = 18125 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$T_s = \frac{2,8 \text{ psi} \times 327 \text{ in}}{2 \times 18125 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \text{ in} = 0,1547 \text{ (3,93 mm)}$$

$$\text{Panjang tiap alat (L)} = \frac{\pi d - \text{weld length}}{12 n} \quad (\text{brownell, pg 5})$$

$$L \text{ melingkar} = \frac{3,14 \times 8,3 - 3/16}{12 \times 1} = 2,16 \text{ ft}$$

f. Menentukan top angel untuk *conical roof*

Top angel untuk *Conical Roof* dengan diameter lebih dari 60 ft adalah $3 \times 3 \times 3/8$ in (Brownell, hal 53).

Untuk D 60 ft, top angle = 3° - 5°

- g. Menghitung tebal dan tinggi conis

Tinggi conical head dihitung menggunakan rumus aturan tangensial.

$$\begin{aligned}\tan \theta &= Hh / (0,5 \times D) \quad Hh = (0,5 \times D) \times \tan \theta \\ &= 0,5 \times 8,3 \text{ m} \times \tan(4^\circ) \\ &= 0,29 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Tebal conical head} = \frac{Pd \times D}{2 \cos \theta ((f \times E) - (0,6 \times Pd))} + c \quad (\text{Brownell pg 118, pers 6.154})$$

6.154)

$$P = 2,8 \text{ psi}$$

$$D = 8,3 \text{ m} = 327 \text{ in}$$

$$F = 18125 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\theta = 4,02^\circ$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Tebal conical head } 0,1548 \text{ in}$$

- h. Menghitung tinggi tangki total

$$\text{Tinggi tangki total} = \text{tinggi tutup} + \text{tinggi tangki}$$

$$\text{Tinggi tangki total} = 0,29 \text{ m} + 3,11 \text{ m} = 3,4 \text{ m}$$

Perencanaan Tangki Penyimpanaan Metanol

Kode : TP-03
Fungsi : Menyimpan Produk samping metanol
Bentuk : Tangki Silinder Vertikal dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah berupa *plate*
Bahan : *Stainless Steel 347*
Kondisi Operasi T : 30°C
Kondisi Operasi P : 1 atm
Tujuan :

- a. Menentukan tipe tangki
- b. Menentukan bahan konstruksi tangki
- c. Menghitung Kapasitas tangki
- d. Menghitung tinggi cairan tangki
- e. Menghitung tebal plate silinder tangki
- f. Menghitung tebal dan tinggi tutup *conical* (*cone roof*)
- g. Menghitung tinggi tangki total

Langkah perencanaan:

- a. Menentukan tipe tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertikal dengan tutup atas berupa *conical* (*cone roof*) dan bagian tutup bawah berupa *plate*. Adapun pertimbangan pemilihan tipe tangki ini adalah:

- Tipe tangki ini cocok untuk *liquid* yang mudah menguap dan mudah terbakar atau *flash point* kurang dari 100°F (-12°C)
- Tangki jenis ini mengurnagi resiko terjadinya kebakaran

- b. Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 347* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Tahan terhadap korosi
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18125 psi
- Memiliki batas tekanan suhu bahan hingga (300°C)

c. Menghitung dimensi tangki Penyimpanan (1 hari)

$$\begin{aligned}
 &= \frac{Fin\ total}{\rho} \\
 &= \frac{156785,2437\ kg}{343,8\ kg/m^3} \\
 &= 139,97\ m^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = 456,1\ m^3$$

$$\text{Over design 20\%} = 547,32\ m^3$$

$$\text{Dirancang } D = 8/3\ H \quad (\text{Brownell, pg 43 pers 3.12})$$

$$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4} \quad (\text{Brownell, pg 41 pers 3.1})$$

$$\text{Tinggi dan diameter} = V = \pi r^2 h$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dengan } V &= 547,32\ m^3, \text{ jika } h = D = 8/3\ H \\
 &= 547,32\ m^3 = \pi r^2 \left(\frac{3}{4}r\right) = \pi \frac{3}{4} r^3 \\
 r^3 &= \frac{547,32\ m^3 \times 4}{3 \times \pi} = 232,4 \\
 r &= 6,15\ m \\
 D &= 12,3\ m \\
 H &= 4,61\ m
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tinggi Cairan

Karena bagian tutup bawah berupa *plate*, tinggi larutan dapat dihitung sebelum menghitung volume tutup

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Cairan (Hliq)} &= (Vol\ design / V\ Over\ design) \times H \\
 &= (456,1\ m^3 / 547,32\ m^3) \times 4,61\ m \\
 &= 3,84\ m
 \end{aligned}$$

e. Menghitung tebal plate silinder tangki

Berdasarkan appendix E item 1 brownell menggunakan 72 in atau 6 ft *butt welded course* sehingga jumlah plate

$$\text{Jumlah plate ke atas} = H / \text{butt welded course} = 2,1\ \text{plate (dibulatkan 2 plate)}$$

$$\text{Jumlah plate ke samping} = \text{Jumlah plate ke samping} = D / 10 = 1\ \text{plate}$$

Tangki dirancang terdiri dari 1 plat melingkar, 2 plat tersusun vertikal dengan tebal berbeda dan tebal sambungan yang diijinkan adalah 3/16 in

Course 1 (paling bawah) Tekanan pada dasar tangki.

$$\rho \times g \times H_{liq} = 141493,73 \text{ Pa} = 20,53 \text{ psi}$$

$$\text{Tebal Shell (ts)} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot F \cdot E} + C$$

$$P = 20,53 \text{ psi}$$

$$D = 12,3 \text{ m} = 484,25 \text{ in}$$

$$F = 18125 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$T_s = \frac{20,53 \text{ psi} \times 484,25 \text{ in}}{2 \times 18125 \text{ psi} \times 0,85} + 0,125 \text{ in} = 0,4477 \text{ (11,37 mm)}$$

$$\text{Panjang tiap alat (L)} = \frac{\pi d - \text{weld length}}{12 n} \quad (\text{brownell, pg 55})$$

$$L \text{ melingkar} = \frac{3,14 \times 12,3 - 3/16}{12 \times 1} = 3,2 \text{ ft}$$

- f. Menentukan top angel untuk *conical roof*

Top angel untuk *Conical Roof* dengan diameter lebih dari 60 ft adalah $3 \times 3 \times 3/8 \text{ in}$ (Brownell, hal 53).

Untuk D 60 ft, top angle = $3^\circ - 5^\circ$

- g. Menghitung tebal dan tinggi conis

Tinggi conical head dihitung menggunakan rumus aturan tangensial.

$$\begin{aligned} \tan \theta &= H_h / (0,5 \times D) \quad H_h = (0,5 \times D) \times \tan \theta \\ &= 0,5 \times 12,3 \text{ m} \times \tan(4^\circ) \\ &= 0,0043 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal conical head} = \frac{P_d \times D}{2 \cos \theta ((f \times E) - (0,6 \times P_d))} + c \quad (\text{Brownell pg 118, pers 6.154})$$

$$P = 20,53 \text{ psi}$$

$$D = 12,3 \text{ m} = 484,25 \text{ in}$$

$$F = 18125 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\theta = 4,02^\circ$$

$$\text{Tebal conical head } 0,4487 \text{ in}$$

h. Menghitung tinggi tangki total

Tinggi tangki total = tinggi tutup + tinggi tangki

Tinggi tangki total = 0,0043 m + 4,61 m = 4,6143 m



Menara Destilasi

Fungsi: Memisahkan metil format dan CH_3OH dari campuran

Output yang diinginkan : CH_3OH 3%
 HCOOCH_3 97%

A. Data Neraca Massa Destilasi

Tabel 1. Komposisi Aliran Feed (umpan) Destilasi

Komponen	BM (kg/kmol)	Laju alir molar kg/jam	Fraksi mol	kg/jam	Fraksi	xf
HCOOCH_3	60	21,349	0,029	1.280,926	0,056	0,028
H_2O	18	341,580	0,450	6.148,440	0,270	0,450
CH_2O_2	46	192,139	0,253	8.838,383	0,388	0,253
CH_3OH	32	204,148	0,269	6.532,719	0,287	0,269
Total		759,216	1	22800,468	1	1

Tabel 2. Komposisi Aliran Distilat (top) Distilasi T

Komponen	BM (kg/kmol)	Laju alir molar kg/jam	Fraksi mol	Laju alir massa (fi)	Fraksi massa	xd
HCOOCH_3	60	21,349	0,042	1.280,925	0,098	0,041
H_2O	18	286,927	0,559	5.164,690	0,397	0,559
CH_2O_2	46	-	-	-	-	-
CH_3OH	32	204,147	0,398	6.532,718	0,503	0,398
Total		512,4234495	1	12.978,334	1	1

Tabel 3. Komposisi Aliran Keluaran Reboiler (Bottom) Distilasi

Komponen	BM (kg/kmol)	Laju alir molar kg/jam	Fraksi mol	Laju alir massa (fi)	Fraksi massa	xB
HCOOCH ₃	60	-	-	-	-	-
H ₂ O	18	54,652	0,221	983,750	0,100	0,221
CH ₂ O ₂	46	192,138	0,778	8.838,383	0,899	0,778
CH ₃ OH	32	-	-	-	-	-
total		246,791	1	9.822,134	1	1

B. Kondisi Operasi Menara Distilasi

a. Menentukan Kondisi Umpan

Tabel 4. Antoine Properties Komponen

Komponen	A	B	C	D	E	T min	T Max
HCOOCH ₃	28,9576	-2.358,2	-7,4848	7,4384E-10	2,7013E-06	174,15	487,2
H ₂ O	29,8705	-3.152,2	-7,3037	2,4247E-09	0,000001809	273,16	647,13
CH ₂ O ₂	27,9278	-2.597,6	-7,24893	6,411E-10	3,9421E-06	281,55	580
CH ₃ OH	45,6171	-3.244,7	-13,988	0,0066365	-1,507E-13	175,47	512

(Sumber : Yaws, 1999)

$$\log P_i^{sat} = A + \frac{B}{T} + C \log(T) + DT + ET^2$$

$$x_i P_i^{sat} = y_i P \quad K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^{sat}}{P}$$

- Bubl Point (Kondisi umpan cair jenuh)

Suhu **175** C 448 K
P **2** atm 2 bar

Tabel 5. Perhitungan T Bubl Umpan Distilasi

Komponen	kmol	Zif= Xif	log pi sat	mmhg	Kif	Yi (Xi.Ki)
HCOOCH ₃	21,348	0,028	3,85	7.070,91	4,651	0,130
H ₂ O	341,580	0,449	3,47	2.952,57	1,942	0,873
CH ₂ O ₂	192,138	0,253	2,91	814,06	0,535	0,135
CH ₃ OH	204,147	0,268	1,29	19,43	0,012	0,0034
Total (kg)	759,215	1				1,143

B. Menentukan Kondisi Operasi Aliran Distilat

*Note: Aliran distilat menggunakan condenser total

Dew Pont (Kondisi Distilat Sebelum Masuk Condensor)

Suhu **162** C 435 K
P **2** atm 2 bar

Tabel 6. Perhitungan T Dew Distilat

Komponen	kmol	Zif= Xif	log pi sat	mmhg	Ki d	Yi (Xi.Ki)
HCOOCH ₃	21,348	0,0416	3,788	6.136,011	4,036	0,169
H ₂ O	286,927	0,559	3,353	2.255,949	1,484	0,831
CH ₂ O ₂	-	-	2,830	676,210	0,444	-
CH ₃ OH	204,147	0,398	1,250	17,817	0,011	0,0047
Total	512,423	1				1,003

buble point (kondisi setelah melewati kondensor

Suhu **162** c 435 K
p **2** atm 2 bar

Tabel 7. Perhitungan T Bubl Distilat

Komponen	kmol	Zif= Xif	log pi sat	mmhg	Ki d	Yi (Xi.Ki)
HCOOCH ₃	21,348	0,041	3,787	6.136,011 7	4,036	0,168
H ₂ O	286,927	0,559	3,353	2.255,948	1,484	0,831
CH ₂ O ₂	0	0	2,830	676,210	0,444	0

CH ₃ OH	204,147	0,398	1,250	17,816	0,011	0,004
Total	512,423	1				1,0039

C. Menentukan Kondisi Operasi Aliran Bottom

Bubble point (Kondisi Bottom Cair Jenuh)

Suhu 460 C 733 K
P 2 atm 2 bar

Tabel 8. Perhitungan T Bubl Bottom

Komponen	kmol	Zif= Xif	log pi sat	mmhg	Ki b	Yi (Xi.Ki)
HCOOCH ₃	-	-	3,900	7.959,182	5,236	-
H ₂ O	54,65280828	0,221	3,569	3,714,557	2,443	0,541
CH ₂ O ₂	192,1387791	0,779	2,978	952,1347	0,626	0,488
CH ₃ OH	0	0	1,317	20,737	0,014	-
total	246,791	1				1,028

C. Menentukan Stage Minimum (Nm)

Menentukan jumlah tahap minimum dengan metode fenske

Tabel 9. Perhitungan α Average

Komponen	Ki			α			α Average
	B	F	D	B	F	D	
HCOOCH ₃	5,236304032	4,651911539	4,036849855	8,359303488	8,685964594	2,719925142	6,588397741
H ₂ O	2,443786954	1,942479606	1,484176823	3,901293104	3,626962581	3,336164179	3,621473288
CH ₂ O ₂	0,63	0,54	0,44	1	1	1	1
CH ₃ OH	0,013642822	0,012780435	0,011721636	0,021779577	0,023863395	0,026348142	0,023997038

$$x_{LK D} = 0,559941673$$

$$\begin{aligned} x_{HK} &= 0,041662327 \\ D & \end{aligned}$$

$$x_{LK B} = 0,221453287$$

$$x_{HK B} = 0,778546713$$

$$\alpha_{LK, destilat} = 2,719925142$$

$$\alpha_{LK, bottom} = 8,359303488$$

$$\alpha_{LK, avarage} = 6,588397741$$

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_D \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_B}{\log \alpha_{LK}}$$

$$\alpha_{LK, ave} = \sqrt{\alpha_{LK, distilat} \alpha_{LK, bottom}}$$

$$\frac{dLK}{dHK} = 0,248015873$$

$$\frac{B_{HK}}{bLK} = 8,984375$$

$$\log\left(\frac{d_i}{b_i}\right) = NM \times \log \alpha_{i,ave} - \log\left(\frac{b_{HK}}{d_{HK}}\right)$$

$$\begin{aligned} n_{min} &= 5,848 && \text{Stages} \\ &= 4,848 && \text{Stages tanpa reboiler} \end{aligned}$$

D. Menghitung Refluk Minimum

Menghitung refluks minimum dengan metode Underwood I dan II

Asumsi θ awal = 6,2

Nilai θ di trial hingga 0

(Gleankoplis, 1993, pg.688)

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$$

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1$$

$V_f =$ Umpan berada dalam kondisi cair jenuh

Komponen	A Average	XF	$(\alpha^*XF)/(\alpha-\theta)$	XD	$(\alpha^*XD)/(\alpha-\theta)$
HCOOCH ₃ LK	6.588397741	0.056179775	0.95297852	0.098697197	1.674202296
H ₂ O	3.621473288	0.269662921	-0.378734516	0.397947098	-0.558906285
CH ₂ O ₂ HK	1	0.387640449	-0.07454624	0	0
CH ₃ OH	0.023997038	0.286516854	-0.00111327	0.503355705	-0.001955803
		1	0.498584495	1	1.113340208

$$R_m \text{ minimum} = 0,113340208$$

$$R = 1.5 R_m = 0,170010311$$

$$R/(R+1) = 0,145306678$$

$$R_m/(R_m+1) = 0,101801953$$

$$N_m/N = 0,22$$

E. Menghitung Jumlah Tahap (Tray) Teoritis dan Aktual

Menentukan jumlah tahap teoritis dengan metode Gilliland

Rm	0,113340208
R	0,170010311
X	0,048435559
$N-N_m/(N+1)$	0,624621573
N Min	5,847939268
N	17,24276188

Mencari Tahap Aktual

Umumnya menggunakan perkiraan efisiensi berada dalam rentang 80% (Towler 2020, hal 700) Jika diambil $E_o = 0.8$

N aktual	21,55345235	tahap
	22	tahap

F. Menentukan Lokasi Umpan Masuk (*feed stage*)

Menentukan lokasi tahap umpan masuk pada menara distilasi menggunakan Metode Kirkbride

Z HKF	0,253075571	NR	1	retifying section (stages atas)
ZLK F	0,028119508			
XB LK	0,221453287	NS	21	stripping section (stages bawah)
XD HK	0,559941673	Total		22 (Stage masuk di 21)
B	1.1658,21256			
d	1.320,121505			
B/D	8,831166311			
XF,HK/XFLK	9			
	0,156415102			
	0,288817937			

R/NS	0,059496495
NR	1,308922888
NS	20,76458026

G. Perhitungan Komposisi Komponen di Distilat dan Reboiler

Diketahui	Keterangan
$v_{n+1} = L_n + D$	V_n = Laju alir molar uap yang masuk kondensor
	L_n = Laju alir molar bahan yang direfluk dari akumulator
	D = Laju alir molar destilat
	R = Rasio refluk

Dimana

$$R = L_n / D$$

$$L_n = R * D$$

$L_n =$	0,170010311	x	512,4234495
$L_n =$	87,11727015	kmol/jam	
V_n	87,11727015	+	512,4234495
V_n	599,5407196		

Diketahui

		Keterangan
$L_m =$	$L_n + (q \times F)$	L_m = Laju alir molar liquid masuk reboiler
$L_m =$	$L_n (q \times F)$	V_m = Laju alir molar uap vapor reboiler
$L_m =$	6.6140,74147 kmol/jam	B = Laju alir molar bottom destilat
		F = Laju alir molar umpan

$$V_n = V_m + (1-q) \times F$$

$$V_m = V_n - ((1-q) \times F)$$

$$V_m = 599,5407196 \text{ min}$$

$$V_m = 599,5407196 \text{ kmol/jam}$$

$$B = L_m - V_m$$

$$B = 65541,20075 \text{ kmol/jam}$$

H. Menghitung Hitung Destilasi

Berdasarkan plate spacing Towler, pada umumnya jarak antar plate yang digunakan ialah 0,15m - 1 m (Towler 2020,pg. 693)

Digunakan jarak antar plate = 0,6 m

Tinggi menara Destilasi (H)

$$H = \text{Jumlah tray aktual} \times \text{Plate spacing}$$

$$= 22 \times 0,6$$

$$= 13,2 \text{ meter}$$

I. Menghitung Berat Molekul

Tabel 11. Berat Molekul Komponen Campuran

Komponen	BM (kg/kmol)	Zif	BM F kg/kmol	Xi D	BM d kg/kmol	Xi b	Bm b kg/kmol
HCOOCH ₃	60	0,028119508	1,687170475	0,041662327	2,49973961	0	0
H ₂ O	18	0,449912127	8,098418278	0,559941673	10,07895011	0,221453287	3,98615917
HCOOCH	46	0,253075571	11,64147627	0	0	0,778546713	35,81314879
CH ₃ OH	32	0,268892794	8,60456942	0,398396	12,74867201	0	0
Sub Total		1	30,03163445	1	25,32736173	1	39,79930796

J. Menghitung densitas Campuran Liquid dan Vapor

Tabel. 12. data properties Densitas campuran

Komponen	A	B	N	Tc
HCOOCH ₃	0,34143	0,25838	0,2768	487,2
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
HCOOCH	0,36821	0,24296	0,23663	580
CH ₃ OH	0,27197	0,7192	0,2331	512,58

Menghitung Densitas Liquid Umpan destilat

Suhu 175 C 448
P 2 atm 2

Tabel 13. Densitas Campuran Umpan

Komponen	(1-T/Tc) ⁿ	rho (kg/m ³)	Xf	rhoc (kg/m ³)
HCOOCH ₃	0,497810678	3348,969614	0,028119508	94,17137754
H ₂ O	0,945631953	9252,132301	0,449912127	4162,646519
HCOOCH	0,704500723	5477,434223	0,253075571	1386,204794
CH ₃ OH	0,617004613	2736,702314	0,268892794	735,8795326
Total	2,764947968	20815,23845	1	6378,902223

Menghitung Densitas Liquid Top Destilat

Suhu

162

C

435 K

Tabel 14. Densitas Campuran Destilat

Komponen	$(1-T/T_c)^n$	ρ (kg/m ³)	x_d	ρ_{hoc} (kg/m ³)
HCOOCH ₃	0,538882177	3700,143905	0,098697197	365,1938319
H ₂ O	0,727118329	5533,064656	0,397947098	2201,867025
HCOOCH	0,720335045	5690,85334	0	0
CH ₃ OH	0,643954571	2859,730385	0,503355705	1439,461603
Total	2,630290123	17783,79229	1	4006,52246

Menghitung Densitas Campuran Bottom

Suhu

460 C

733 K

Tabel 15. Densitas Campuran Bottom

Komponen	$(1-T/T_c)^n$	ρ (kg/m ³)	X_b	ρ_{hoc} (kg/m ³)
HCOOCH ₃	-1,119281	66,03679428	0	0
H ₂ O	-1,035836	87,41543784	0,221453287	19,35843606
HCOOCH	-1,056621	78,03161949	0,778546713	60,75126085
CH ₃ OH	-1,086605	169,8243018	0	0
Total	-4,298343	401,3081534	1	80,10969691

Menghitung densitas campuran vapor

T destilat

162

C

435

K

T bottom

460

C

733

K

P operasi

2

atm

R

0,082

m³.atm/kmol K

Rho gas=

$P \times BM / R \times T$

x

Fraksi mol

Tabel 16. Densitas Campuran Vapor

Komponen	BM (kg/kmol)	Destilat		Bottom	
		X_d	ρ kg/m ³	x_b	ρ kg/m ³
HCOOCH ₃	60	0,098697197	0,332034304	0	0
H ₂ O	18	0,397947098	0,401628695	0,221453287	0,132637646
HCOOCH	46	0	0	0,778546713	1,191666349
CH ₃ OH	32	0,503355705	0,903133308	0	0
Total		1	1,636796307	1	1,324303995

K. Menghitung Mixture Surface Tension

Berdasarkan Buku Yaws, 1999. Tabel 9.1 Surface Tension ditentukan oleh :

$\sigma = A \cdot (1 - T/T_c)^n$ (Sumber: Yaws, 1999)

Tabel 17. Mixture Surface Tension pada Distilat

Komponen	A	T _c	n	dyne/cm	xd	om (N/m)
HCOOCH ₃	80,98	487,2	1,274	4,704905653	0,098697197	0,004704906
H ₂ O	132,674	647,13	0,955	45,72923185	0,397947098	0,045729232
HCOOCH	83,952	580	1,076	18,8892405	0	0,018889241
CH ₃ OH	68,329	512,58	1,2222	6,798084261	0,503355705	0,006798084
Total				76,12146226		0,076121462

Tabel 18. Mixture Surface Tension pada Bottom

Komponen	Komponen	A	T _c	n	dyne/cm	xb	om (N/m)
HCOOCH ₃	HCOOCH ₃	80,98	487,2	1,274	-112,9108094	0	-0,112910809
H ₂ O	H ₂ O	132,674	647,13	0,955	-15,47327144	0,221453287	-0,015473271
HCOOCH	HCOOCH	83,952	580	1,076	-28,02443493	0,778546713	-0,028024435
CH ₃ OH	CH ₃ OH	68,329	512,58	1,2222	-62,27374483	0	-0,062273745
Total					-218,6822606		-0,218682261

L. Menghitung Diameter Menara Distilasi

1. menentukan Liquid Vapor Flow

Menentukan Liquid Vapor Flow Faktor dicari berdasarkan (pers 11.82, Towler Hal 720)

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

Dimana

L_w = Laju alir massa liquid kg/s

V_w = Laju alir massa vapor kg/s

Menentukan Flv destilat			Menentukan Flv Bottom		
Diketahui			Diketahui		
Ln	4,155222129	kg/s	Lm	724,5817868	kg/s
Vn	4,861652736	kg/s	Vm	6,628140482	kg/s

rho v	1,636796307	Kg/m3	rho v	1,324303995	kg/m3
Rho L	4006,52246	Kg/m3	Rho L	80,10969691	kg/m3
Flv	0,01727523		Flv	14,05552296	

2. Menentukan Nilai K1

Konstanta K1 ditentukan melalui kurva *flooding velocity, sieve plates* (Sumber: Towler 2020, Fig. 11.29 Hal. 720)

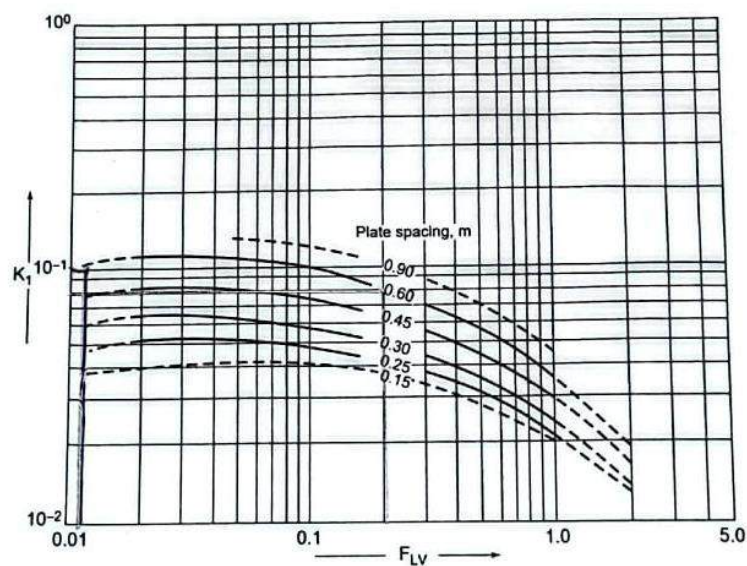


Figure 11.29. Flooding velocity, sieve plates.

Plate spacing yang digunakan =

K1 untuk sigma tertentu
(koreksi)

$$K1^* = K1 \times [\sigma/0,02]^{0,2}$$

K1 Top 0.15677495

K1 -

bottom 0.430378002

3. Menentukan Flooding Vapor Velocity (uf)

Flooding Vapor Velocity ditentukan dengan

Persamaan 17.49 (Towler edition 3 hal 676)

0,6 m

K1 top	0,12	garis biru
K1bottom	0,9	garis orens



$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

u_f = Kecepatan *flooding* uap (m/s)

K_1 Konstanta Flv

Flooding Vapor Velocity untuk Top & Bottom Distilasi

u_f top 6.061457937

u_f bottom -16.63989147

Untuk estimasi design, digunakan 80% - 85% dari *flooding velocity*(u_f)

digunakan *flooding felocity* 80% (Towler edition 3 hal 676

tkan *flooding* pada *maximum flowrate* Design (u_n) :

u_n top 4.849166349

u_n bottom -0.133119132

4. Menghitung Maximum Volumetric Rate		
<i>Maximum volumetric rate</i> dicari terhadap top dan bottom, sebagai berikut		
Top Maximum	$V_n \times BM / \rho_v \times 3600$	0,020896654 m ³ /s
Bottom Max. <i>Volumetric Rate</i>	$V_m \times BM / \rho_v \times 3600$	0,044768247 m ³ /s

5. Menentukan Net Area yang Dibutuhkan

Menentukan Net Area (A_n) pada bagian Top dan Bottom:

(Sumber: Towler 2020, hal 732)

Net area	=	mas volumetrik rate/max rate flooding
top net area	=	0.004309329 m^2
bottom net area	=	-0.336302125 m^2

6. Menghitung Downcomer Area (A_d)

Untuk trial pertama, digunakan Downcomer Area sebesar 12% dari luas total

(Sumber: Towler, pg.687)

A_d	=	net area/1-0.2)
A_d top	=	0,000517119
A_d bottom	=	-0,040356255

7. Menghitung Diameter Kolom (D_c)

Diameter kolom distilasi dapat ditentukan dengan rumus berikut

D_c	=	$\sqrt{(4A_d/\pi)}$
Diameter top		0.014484243 m
diameter bottom		-0.051409242 m

M. Menentukan Liquid Flow Pattern

Menentukan liquid flow pattern dengan mencari Max. Volumetric Rate:

Sumber: Towler pg 678

Max. Volumetric Liquid Rate

$L_m \times BM/\rho \times 3600$

0.115573338 m^3/s

CHAPTER 11 SEPARATION COLUMNS (DISTILLATION, ABSORPTION, AND EXTRACTION)

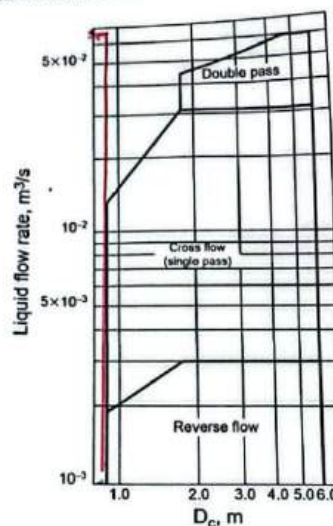


Figure 11.30. Selection of liquid-flow arrangement.

Berdasarkan grafik di atas, dengan membandingkan antara diameter kolom (D_c) dan Max. Volumetric Rate, diperoleh bahwasanya pola aliran yang digunakan adalah *DOUBLE PASS*.

N. Perancangan Plate

Berikut ini merupakan langkah-langkah untuk merancang plate (Sumber: Towler 2020, Hal 720) diameter yang diperoleh 0.46 m, jika disesuaikan dengan design properties of pipe melalui data NPS dengan pendekatan sebuah nilai dari inside diameter (ID) 17.500 inch atau 0.44 m.

(Brownell, hal 390; Appendix K)

Diameter kolom (D_c)= 0,444 m

Luas Kolom (A_c)= 0,15475176 m^2

Luas downcomer (A_d)=	$16\%a_c$ =	$0,024760282 \text{ m}^2$
Luas net area (A_n)=	$A_c - A_d$ =	$0,129991478 \text{ m}^2$
Luas active area (A_a)=	$A_c - 2A_d$ =	$0,105231197 \text{ m}^2$
Luas hole area (A_h)=	$10\%A_a$	$0,01052312 \text{ m}^2$
Panjang weir (l_w)=	dri fig.17.39 (Towler 872)	
$A_d/A_c \times 100\%$ =	16%	

l_w 0,37296 m

l_w/d_c 0,84

$a_d/a_c \times 100$ 16

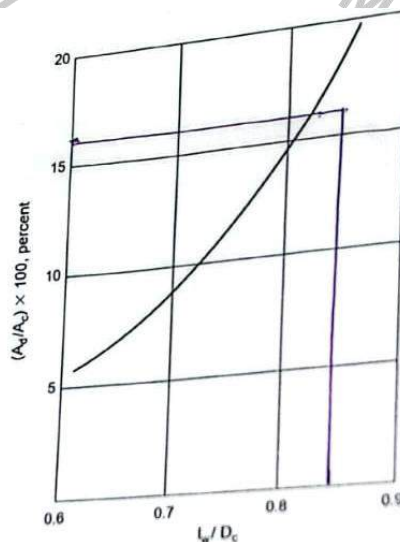


Figure 11.33. Relation between downcomer area and weir length.

Menentukan Dimensi Weir:

1. Tinggi weir

Ketinggian weir untuk kolom distilasi yang beroperasi di atas tekanan atmosferik berkisar antara 40 - 90 mm (Towler, Hal.725) digunakan Tinggi weir (h weir)

h weir (w)= 50 mm

2. Diameter hole

Diameter hole pada umumnya berkisar antara 2,5 - 12 mm. biasanya digunakan diameter hole sebesar 5 mm. (Towler, Hal. 726)

d hole= 5 mm

3. Tebal plate

Untuk material plate stainless steel, tebal plate yang digunakan ialah 5 mm
(Towler, Hal. 727)

t plat = 5 mm

O. Melakukan Check Weeping

(Sumber: Towler 2020)

Lm= 66.140,74147

Bm= 39,79

Mx. Liq rate (Lw= LM*BM/3600

9,258kg/s

Min. Liq rate (Lw min) 70% x max liq rate

6,480 kg/s

11.13.7. Weir Liquid Crest

The height of the liquid crest over the weir can be estimated using the Francis weir formula. For a segmental downcomer this can be written as

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_l l_w} \right]^{2/3} \quad (11.85)$$

where

l_w = weir length, m;

h_{ow} = weir crest, mm liquid;

L_w = liquid flow rate, kg/s.

Max How= $750(L_w \text{ max})/(\rho L \times l_w)^{2/3}$

= 750 8,002 mm liquid

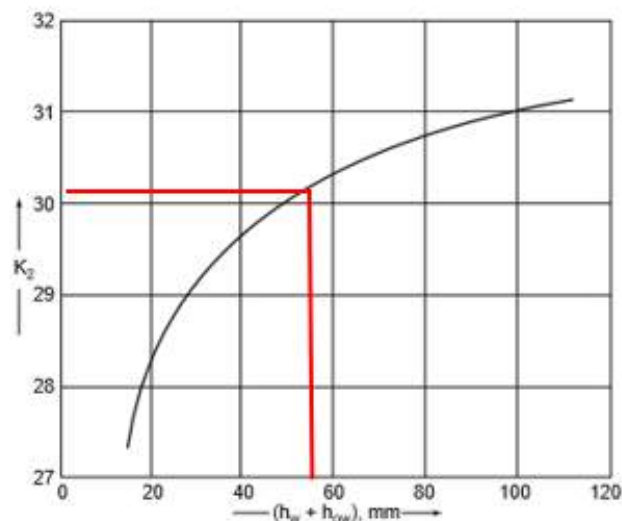
min how $750 l_w \text{ min}/ \rho l_w \times l_w$

750 3,921 mm liquid

minimum rate=how+hw 58,002 mm

Menentukan Nilai K2: Nilai K2 ditentukan dari Kurva *weep point correlation* pada Gambar 11.32, Towler Hal 724

CHAPTER 11 SEPARATION COLUMNS (DISTILLATION, ABSORPTION, AND EXTRACTION)



Diperoleh $k_2 =$

31

Selanjutnya mencari actual min. vapor
(Towler, Hal 720)

(uh) min =

$$(K_2 - 0.9(2.4 - d_h)) / p_v^{0.5}$$

$$= 82.37894737 \text{ m/s}$$

(weeping point)

actual min.vapor velocity =

$$\text{minimum vapor rate} / A_h$$

$$= 4,254 \text{ m/s}$$

Terpenuhi karena lebih besar dari *weeping point*

P. Menghitung Plate Pressure Drop

1. Menghitung maximum vapor velocity, yang melewati holes

Laju uap max. (uh) max	$Q_v / 10\% A_h$	(*rule of thumbs, Wallas, 1990)
	4,254 m/s	
Mencari tebal plate/ d(hole	1	
dengan nilai $A_h / A_a * 100$	10	

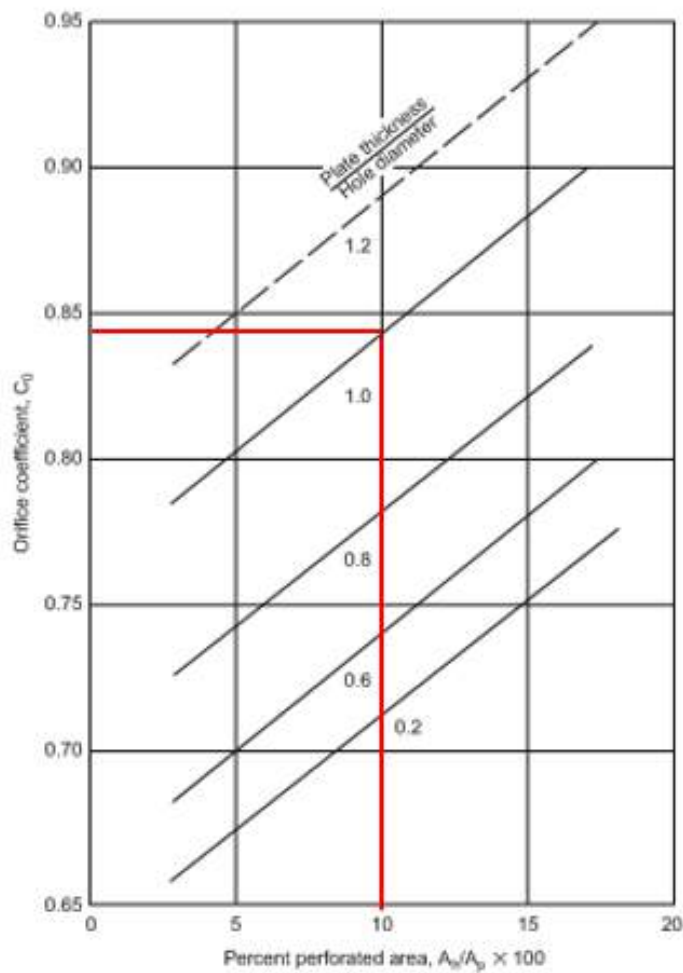


Figure 11.36. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957).

Dari kurva *Discharge coefficient*

Didapatkan C_0 0.83

$h_d = 51 \cdot (U_h / C_0)^2 \cdot (\rho_v / \rho_L)$ (Pers.11.88, Towler, Hal 728)

10.68211392 mm liquid

Menentukan residual head (h_r),

$h_r = 12.5 \cdot 10^3 / \rho_L$ (Pers.11.89, Towler, Hal 729)

156.0360416 mm liquid

Menentukan pressure drop total pada plate (h_t)

$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$ (Pers.11.90, Towler, Hal 730)

225 mm liquid

Nilai h_t yang

diperoleh 224.7203583 mm

(Pers. 11.87 Towler, Hal 728)

Plate pressure drop $0.00981 \cdot h_t \cdot \rho L$

176.8221285 Pa

0.001745099 atm

0.025645796 psi

Plate pressure drop kecil sehingga perhitungan dapat diterima dan dilanjutkan mencari *downcomer liquid back*.

Q. Menghitung Downcomer Liquid Back-Up

Untuk menghitung *downcomer liquid back-up* terdiri dari beberapa langkah diantaranya sebagai berikut:

1. Menentukan tinggi bottom edge dari apron di atas plate

$$h_{ap} = h_w - (5-10 \text{ mm})$$

h_{ap} 40 mm

Berdasarkan persamaan 11.93 (Towler, Hal 731) untuk area dibawah

downcomer, $A_{ap} \quad h_{ap} \times l_w \quad 14.9184$

2. Menentukan head loss pada downcomer (h_{dc})

downcomer, $A_{ap} \quad h_{ap} \times l_w \quad 14.9184 \text{ m}^2$

2. Menentukan head loss pada downcomer (h_{dc})

$$h_{dc} = 166 \times \frac{l_w \max}{\rho \times A_{ap}} \quad (\text{Pers. 11.92. Towler, Hal. 731})$$

0,009962742 mm

3. Menentukan Backup in downcomer (h_b)

$$h_b = (h_w + h_{ow}) h_t + h_{dc}$$

283,0121655

0,283012166

$$h_b \leq \text{plate placing} + \text{tinggi weir}$$

$$h_b \leq 0.325$$

maka, nilai plate spacing = 0.6 m dapat diterima

4. Menentukan waktu tinggal downcomer (tr),

$$T_r = \frac{A_d \times h_b \times \rho \times L}{L_w \max}$$

$$0,060632158 \text{ s}$$

(Pers. 11.95. Towler, Hal. 732)

Downcomer Residence Time

Sufficient residence time must be allowed in the downcomer for the entrained vapor to disengage from the liquid stream, to prevent heavily "aerated" liquid being carried under the downcomer.

A time of at least 3 seconds is recommended.

Residence times > 3 s, maka syarat terpenuhi

0,001010536 menit

R. Melakukan Check Entrainment

Melakukan check entrainment dengan menyelesaikan langkah di bawah ini

$$U_v \frac{Q_v}{A_n}$$

$$0,344 \text{ m/s}$$

$$\text{Percent Flooding} \frac{u_v}{u_f}$$

$$5,681\%$$

$$6,00\%$$

$$\text{FLV}$$

$$14,055 \text{ Bottom}$$

dari kurva entrainment correlation untuk sieve plate, diperoleh

$$\psi \quad 0,001 < 0.1 \quad \text{syarat terpenuhi}$$

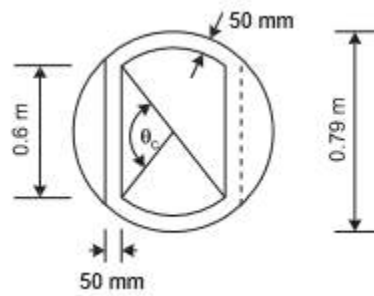
(Towler, Hal. 723)

Trial Layout

Pada perancangan kolom distilasi ini, menggunakan konstruksi tipe cartridge, dengan tebal unperforated strip disekeliling plate, dengan edge 50 mm, lebar calming zone yaitu 50 mm

$$\text{Tebal tepi plate} = 0.05 \text{ m}$$

$$\text{Calming zone} = 0.05 \text{ m}$$



(Towler, Hal. 737)

S. Menghitung Perforated Area

Berikut ini merupakan langkah dalam menghitung perforated area (Towler, 2020 Hal 737) Perbandingan lw/Dc

0,847636364

Berdasarkan grafik di bawah ini diperoleh bahwa:

dengan sudut subtended $\theta_c = 110$

Sudut tepi plate pada unperforated strip 70°

Panjang unperforated edge strip

$$(Dc - \text{lebar unperforated}) \times \pi \times \frac{\text{sudut tepi}}{180 \text{ derajat}} = 0,476233333 \text{ m}$$

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,263$$

Dari kurva *hole area-pitch* diperoleh nilai $\frac{lp}{dh} = 2.8$. Hal ini menunjukkan

dengan range normal $\frac{lp}{dh}$ yaitu 2.5 - 4.0

$$\frac{A_b}{A_p} = 0.9 \left[\frac{d_b}{l_p} \right]^2 \quad (11.86)$$

This equation is plotted in Figure 11.35.

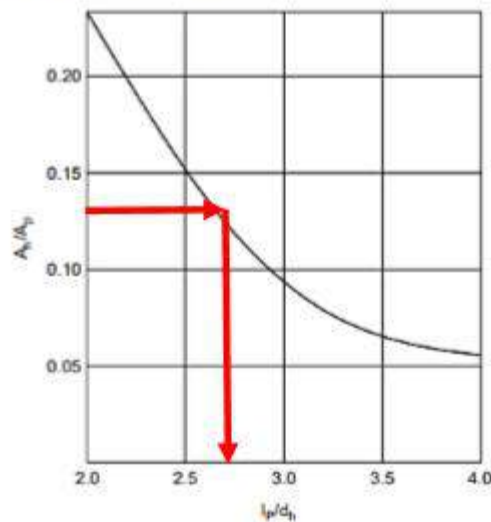


Figure 11.35. Relation between hole area and pitch.

T. Menghitung Jumlah Lubang Plate

Jumlah lubang pada plate ditentukan pada persamaan berikut (Towler, Hal. 737)

$$\text{Luas satu lubang} = \pi \times d_h^2 / 4 = 0,000019625 \text{ m}^2 \quad (\text{Towler, Hal. 737})$$

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{A_h}{\text{Luas satu lubang}} = 536,20992 \text{ lubang}$$

U. Menentukan Tebal Shell Kolom

Bahan Shell dipilih :

Stainless steel 347

Tensile strength

75.000 psi

Spesifikasi

Allowable stresses (f)

18.750 psi

Corrosion allowwance (c)

0,1 in

(Sumber: Appendix D, item 4, Brownell & Young)

P operasi 2 atm 2.814,6959 psi

Diameter

menara 0,44 m

Jari-jari menara 0,222 m
 Densitas 80,1096 kg/m³
 P hidrostatik $\rho \times g \times h$
 10.205,975 pa
 1,480 psi
 P op + P hidrostatik = 2.816,176154
 P total psi

Faktor keamanan 10% atau lebih tinggi 25 psia dari tekanan operasi
 25 psia + p

P desain total
 P desain 2.817,176 psi
 P desain 194,237 bar

Tebal shell (ts) $\frac{p \times r_i}{f \times e - 0.6 P} + C = 1,941 \text{ in}$

Dipilih tebal shell standar 1/3 in (*terdekat) (Megyesy, Hal 182)
 0,03125 inc
 0,0079 m

Keterangan: (Brownell, 1959 Table 13.2, p.254)

ts = tebal shell, in

P = internal pressure, psia

ri = inside radius, in

f = allowable stresses, psi

E = joint efficiency = 80% (single welded butt joint with backing strip)

C = corrosion allowance, in

v. Menentukan Tebal Head Kolom

Bahan yang digunakan sama dengan bahan yang digunakan untuk shell dan dipilih head jenis torispherical dished head (Sumber: Brownell, Hal. 89-93)

ID	17.48	in
OD=ID+2 ts	17.5425	in
OD standar	20	in (Terdekat)
icr	0.25	
r	18	

$$\text{stress intensification faktor (W)} = \frac{1}{4} \times (3 + (\text{icr}/r)^{0.5})$$

$$0,779$$

$$\text{ID Koreksi} = \text{OD} - 2 \text{ Ts}$$

$$17,48 \text{ in}$$

$$0,443 \text{ m}$$

$$\text{tebal head kolom (th)} = \frac{P \times r_c \times W}{2 f_e - 0.2 P} + C = 1,443 \text{ in}$$

$$1 \text{ in (0,0254 m)}$$

terdekat (Megyesy, Hal 182)

W. Menentukan Tinggi Head Kolom

Diketahui ketebalan Head (th)

$$\text{adalah } 1,44367422$$

$$\text{th} = 1 \text{ in}$$

$$0.0254 \text{ m}$$

$$\text{sf} = 2 \text{ in}$$

$$\text{a} = \text{ID}/2 = 8,74 \text{ in}$$

$$\text{AB} = \text{a} - \text{icr} = 8,49 \text{ in} = 72,0801 \text{ in}$$

$$\text{BC} = \text{rc} - \text{icr} = 17,75 \text{ in} = 315,0625 \text{ in}$$

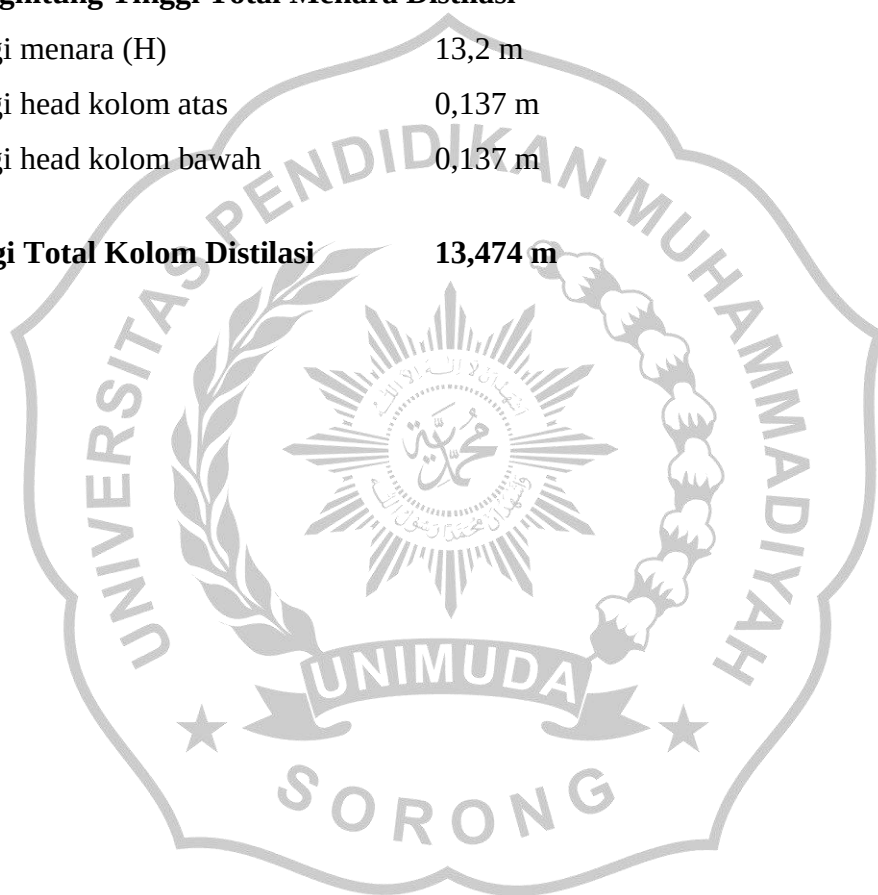
AC	$(BC^2-AB^2)^{0.5}$	15,58 in
b	rc-AC	2,412 in

Tinggi head (OA) = sf + b + tebal head
5,412 in
0,137 m

X. Menghitung Tinggi Total Menara Distilasi

Tinggi menara (H)	13,2 m
Tinggi head kolom atas	0,137 m
Tinggi head kolom bawah	0,137 m

Tinggi Total Kolom Distilasi 13,474 m



Flash Drum

Kode : FL-01
Fungsi : Memisahkan metil format dari larutan metanol dan air
Bentuk : Tabung
Bahan : *Stainless Steel 347*
Kondisi Operasi T : 30°C
Kondisi Operasi P : 1 atm
Tujuan :

- a. Menghitung spesifikasi tangki
- b. Menentukan diameter
- c. Menentukan bahan konstruksi tangki
- d. Menghitung tinggi cairan
- e. Menghitung nozzle
- f. Menghitung demister
- g. Menghitung tinggi tangki total

Langkah perencanaan:

- a. Menghitung kapasitas Flash drum

Bahan masuk atau Feed Flash Drum dari Neraca Massa

- Metil Format : 12.809,224 kg/jam
- Air : 9.606,93 kg/jam
- Metanol : 5.422,15 kg/jam

Laju Alir masing-masing fase

- Total massa feed = 27.838,31 kg/jam

Kondisi Operasi:

52 C 325 K
1 atm

Komponen	kmol	Zif= Xif	log pi sat	mmhg	Ki d	Yi (Xi.Ki)
HCOOCH ₃	21,348	0,945	2,900	795,527	1,046	0,989
H ₂ O	0	0	1,825	66,892	0,088	0
CH ₃ OH	1,224	0,054	0,497	3,141	0,004	0,00022
Total	22,573	1				0,990

Densitas

Suhu Masuk 80 C 353
Tekanan 2 Atm

Komponen	(1-T/Tc) ^N	Rho (Kg/M ³)	Xf	Rhoc (Kg/M3)
HCOOCH ₃	0,699849282	5469,513223	0,098697197	539,8256241
H ₂ O	0,798285019	6541,592693	0,397947098	2603,20783
HCOOCH	0,800933451	6913,123501		0
CH ₃ OH	0,761848886	3466,318446	0,503355705	1744,791164
Total	3,060916638	22390,54786	1	4887,824618

Suhu Operasi 52 C 325
Tekanan Operasi 1 Atm

Komponen	(1-T/Tc) ^N	Rho (Kg/M3)	Xb	Xd	Rho Xb	Rho Xd
HCOOCH ₃	0,737538508	5993,626588		0,970308558	0	5815,667
H ₂ O	0,819296681	6873,107033	0,443008768		3044,846678	0
HCOOCH	0,823283927	7296,353651			0	0
CH ₃ OH	0,791105381	3635,80404	0,556991232	0,029691442	2025,110972	107,9523

V_w 1.340,31 kg/jam
rho v 107,9522643 kg/m³
L_w 14.598 kg/jam
rho L 2025,110972 kg/m³

Menghitung Laju Alir Volumetrik

1. Laju alir Volumetrik Uap Vv

$$\begin{aligned} V_v &= \frac{V_w}{3.600 \times \rho_v} \\ &= 1.340,31 / (3600 \times 107,9522643) \\ &= 1.340,31 / 388628,15148 \\ &= 0,0034 \text{ m}^3/\text{s} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 ; 462}) \end{aligned}$$

2. . Laju alir Volumetrik Cairan Vl

$$\begin{aligned} V_l &= \frac{L_w}{3.600 \times \rho_l} \\ &= 14.598 / (3600 \times 2025,110972) \\ &= 14.598 / 7290400,6992 \\ &= 0,002 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Menentukan Kecepatan Uap Maksimum (Ut)

$$\begin{aligned} U_t &= 0,07 \times (\rho_v)^{0,5} = \\ U_t &= 0,07 \times (107,9522643 \text{ kg/m}^3)^{0,5} \\ &= 0,07 \times \sqrt{107,9522643} \\ &= 0,07 \times 10,39 \\ &= 0,727 \end{aligned}$$

- **Menghitung Dimensi Flash Drum**

$$D = \sqrt{\frac{4 \times V_v}{\pi \times U_t}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,0034 \text{ m}^3/\text{s}}{3,14 \times 0,727}} = 0,077 \text{ m atau } 77 \text{ mm dibulatkan menjadi } 0,5 \text{ m}$$

- **Low Liquid Level (LLL)**

$$\text{Standar LLL} = 0,2 \text{ m}$$

- **Jarak LLL ke High Liquid Level (HLL) (Δh)**

$$V = A \times \Delta h$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3,14 \times 0,077^2}{4} = 0,00465 \text{ m}^2$$

$$\text{Hold-up time} = 10 \text{ menit} = 600 \text{ dtk}$$

$$= (\text{Hold-up time}/60) \times V_l$$

$$= 600/60 \times 0,0016 \text{ m}^3/\text{s} = 0,016 \text{ m}^3$$

$$\Delta h = V/A = 0,016 \text{ m}^3/0,00465 \text{ m}^2 = 3,44 \text{ m}$$

- **Menghitung Diameter Nozzle**

$$\text{Minimal jarak} = 0,3 \times D$$

$$= 0,3 \times 0,5 = 0,15 \text{ m}$$

$$\text{Sizing basis inlet nozzle : } \rho_{mix} = \frac{\rho_l + \rho_v}{V_l + V_v}$$

$$= \frac{2025,110972 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 107,9522643 \text{ kg/m}^3}{0,0016 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} + 0,0034 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}$$

$$= 2133,0632363 \text{ kg/m}^3 / 0,005 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 426612,64726 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{s} / (\text{m}^3/\text{s})$$

$$= 426,61 \text{ kg/m}^3$$

$$A_{\min} \text{ Nozzle asumsikan } 10 \text{ m/s}$$

$$A_{\min} = \frac{V_{total}}{\rho_{mix} \times v_m}$$

$$= (1320,121505 + 11658,21256) \text{ kg/jam} / 426,61 \text{ kg/m}^3 \times 10 \text{ m/s}$$

$$= 12978,33407 \text{ kg/jam} / 426,61 \text{ kg/m}^3 \times 10 \text{ m/s}$$

$$= (12978,33407 \text{ kg}/3600 \text{ s}) / 426,61 \text{ kg/m}^3 \times 10 \text{ m/s}$$

$$= 3,605 \text{ kg/s} / 426,61 \text{ kg/m}^3 \times 10 \text{ m/s}$$

$$\approx 0,00845 \text{ m}^3/\text{s} \times 10 \text{ m/s}$$

$$\approx 0,0845 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter Nozzle}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A_{\min}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0845 \text{ m}^2}{3,14}} = 0,328 \text{ m}$$

Diameter Outlet Vapor Nozzle :

$$A_{\min} \text{ Nozzle asumsikan } 10 \text{ m/s}$$

$$A_{\min} = \frac{V_{liq}}{\rho_{liq} \times v_m}$$

$$= 11658,21256 \text{ kg/jam} / (2025,110972 \text{ kg/m}^3 \times 10 \text{ m/s})$$

$$= 11658,21256 \text{ kg}/3600 \text{ s} / (2025,110972 \text{ kg/m}^3 \times 10 \text{ m/s})$$

$$= 3,238 \text{ kg/s} / (2025,110972 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s})$$

$$= 3,238 \text{ kg/s} \times \text{m}^2 \cdot \text{s} / 20251,10972 \text{ kg}$$

$$= 0,00016 \text{ m}^2$$

Diameter Nozzle outlet liq

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A \text{ min}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,00016 \text{ m}^2}{3,14}} = 0,0143 \text{ m}$$

$$A \text{ min} \frac{V \text{ Vapor}}{\rho \text{ Vapor} \times v m}$$

$$= 1320,121505 \text{ kg/jam} / (107,9522643 \text{ kg/m}^3 \times 10 \text{ m/s})$$

$$= 1320,121505 \text{ kg/3600s} / (1079,522643 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s})$$

$$= 0,3667 \text{ kg/s} / 1079,522643 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$= 0,0003396 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A \text{ min}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0003396 \text{ m}^2}{3,14}} = 0,0208 \text{ m}$$

- **Menghitung Tinggi Demister**

1. Tinggi Demister : Standar tinggi demister = 0,1 m

2. Jarak Demister ke Top Liquid Level = $0,15 \times D = 0,15 \times 0,5 = 0,075 \text{ m}$

- **Total Tinggi Flash Drum**

Total Tinggi = LLL + Hold-up liquid + Jarak HLL ke Nozzle + Tinggi Demister + Jarak Demister ke Top Liquid Level

$$= 0,22 + 3,44 + 0,15 + 0,1 + 0,075 = 3,98 \text{ m}$$

Perhitungan Pompa Proses

Kode : PP-01

Fungsi : Mengalirkan bahan baku berupa Metil format yang keluar dari tangki

penyimpanan menuju *heater*.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Tujuan :

- a. Menentukan tipe pompa
- b. Menentukan bahan konstruksi pompa
- c. Menghitung spesifikasi pompa
- d. Menentukan Tenaga Pompa (BHP)
- e. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan :

- a. Menentukan tipe pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan:

- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain.

- b. Menentukan bahan konstruksi pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *commercial steel* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Tahan terhadap korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22.500 psi)
- Memiliki batas suhu bahan hingga -65-650°F

- c. Menghitung Laju Alir

Laju alir metil format : 11528,32675 kg/jam

Densitas : 0,974845134 g/mL = 60,85 lb/ft³

Viskositas: 0,347 cP

Suhu : 20°C

$$\begin{aligned}\text{Laju alir (Q)} &= m/\rho \\ &= 11,825 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,003285 \text{ m}^3/\text{sec} \\ &= 0,11599 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

tabel 23, hal 123 buku Brown

D nominal = 4 in

Sch = 40

ID = 4.026 in = 0.3355 ft

At = 12.72381066 in² = 0.08836 ft²

Menghitung kecepatan linear fluida

$$v = Q/at$$

$$v = 1,313 \text{ ft/s (0,4 m/s)}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter pipa} &= \left(\frac{4Q}{\pi v}\right)^{0,5} \\ &= 0,01172 \text{ m}^2 = \sqrt{0,01172} = 0,1084 \text{ m} = 4,25 \text{ inci}\end{aligned}$$

- d. Penentuan Head Pompa
Sistem pemipaan

Jenis Pipa	Jumlah	Le (ft)
Pipa Lurus	6	72
Gate Value	3	0
Elbow standar 90	5	0
Jumlah		72

Persamaan Bernoulli

$$W_s = Z g/gc + (V^2)/2gc + P/\rho + f$$

$$\text{Maka, static head} = z g/gc = (32.8084 - 0) = 32,8084 \text{ ft}$$

$$\text{Pressure head} = P/\rho$$

$$\text{Velocity head} = V^2/2gc = 0,0163$$

$$\text{Friction head} = (f V^2 (L_e + L) / (2 gc ID)) = 0,2808 \text{ ft}$$

$$\text{total head (H)} = 33,1055 \text{ ft} = 10,09 \text{ m}$$

e. Penentuan Power pompa (BHP)

$$\text{Eff} = 50\%$$

$$\text{BHP} = \rho H Q / \text{eff}$$

$$\text{BHP} = 161,12 \text{ lb/ft. S}$$

f. Penentuan Power Motor

$$\text{Eff} = 80\%$$

$$\text{Power motor} = (\text{BHP}/\text{eff})$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP} / \text{Eff}$$

$$= 161,12 \text{ lb}\cdot\text{ft/s} / 0,8$$

$$= 201,4 \text{ lb}\cdot\text{ft/s}$$

Konversi ke HP (1 HP $\approx$ 550 lb·ft/s):

$$\text{Power motor} = 201,4 / 550$$

$$= 0,366 \text{ HP}$$



Perancangan Heater (HE-01)

Fungsi : HE-01 Menaikkan suhu dari TP metil menuju Reaktor

Bahan: : Stainless Steel SA-167 Grade 1

Suhu Masuk : 20°C

Suhu Masuk : 40°C

- Tujuan :
- a. Menentukan tipe Heater
 - b. Menentukan bahan konstruksi Heater
 - c. Menghitung spesifikasi Heater
 - d. Menghitung *pressure drop*

Langkah Perencanaan:

- a. Menentukan tipe Heater

Heater yang dipilih adalah tipe *double pipe heat exchanger* dengan pertimbangan luas permukaan perpindahan panas $< 120 \text{ ft}^2$.

- b. Menentukan bahan konstruksi heater

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Stainless Steel 347 dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Tahan terhadap korosi
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18750 psi
- Memiliki batas tekanan suhu bahan hingga 700°F (271,1°C)

- c. Menentukan Spesifikasi Heater

Beban panas (Q) = -544,76 kJ/Jam = -516,32 btu/jam

W fluida dingin = 18,592 kg/jam = 40.987,3 lb/jam

W pemanas (steam) = 0.501 kg/jam

ΔT Fluida dingin (Metil Format) suhu masuk = 20°C = 68°F

Suhu keluar = 40°C = 104°F

ΔT Fluida Panas (steam) suhu masuk = 120°C = 248°F

Suhu keluar = 80°C = 176°F

Fluida Dingin		Fluida Panas	Selisih	Δt
68	Suhu Rendah	176	108	Δt_2
104	Suhu Tinggi	248	144	Δt_1
36	Selisih	72	36	

Menghitung LMTD (Log Mean Temperature Difference)

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$LMTD = 27,28 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ (300,281 K)}$$

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = \frac{40}{20} = 2$$

$$S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} = \frac{40}{80} = 0,5$$

Jika $R < 1$, fluida panas memiliki kapasitas panas yang lebih rendah. Jika $R > 1$, cairan panas lebih efisien dalam menyerap/menyerahkan panas. Mean Temperature Difference Jenis HE diperoleh dari nilai Temperature Difference Faktor (F_t)

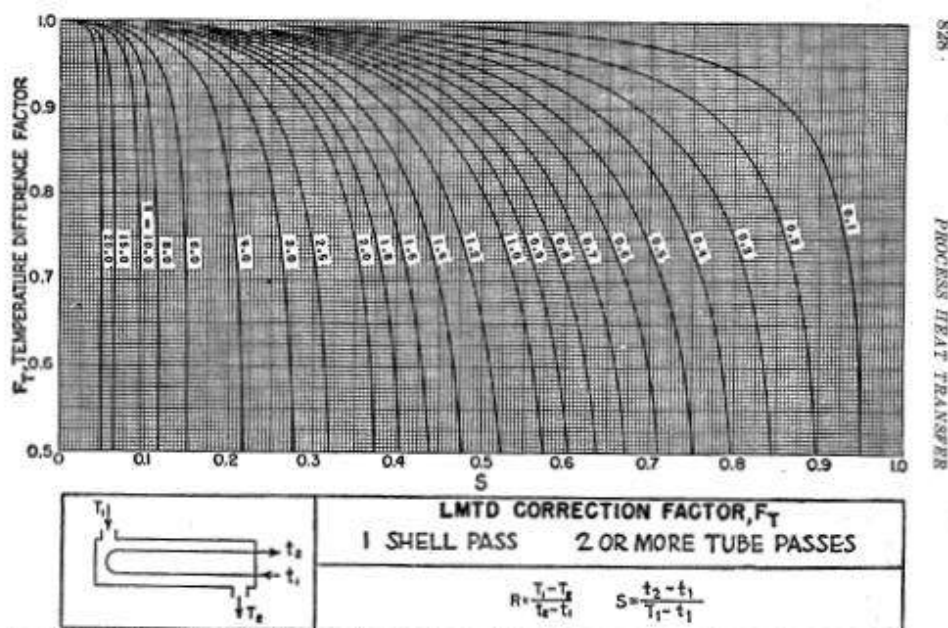


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

(Sumber : Kern,1950 ; Fig. 18-23, Pg. 828-833)

$$F_t = 0,95$$

$$\Delta T_m = F_t \times \Delta t_m = 25,91^\circ\text{C}$$

Dari tabel 8 kern pada HE diperoleh $UD = 100\text{-}200 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F}$

$$\text{Trial } u_d = 100 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{°F}$$

$$A = 0,947 \text{ ft}^2 \text{ Total Luas Perpindahan Panas}$$

$$A = \frac{Q/3600}{u_d \Delta T_m} = 0,00000017 \text{ m}^2$$

Karena A kecil maka menggunakan tipe double pipe dengan ukuran standar yang digunakan (Tabel 6 Dan Tabel 11 Kern)

	Annulus	Inner Pipe
IPS (in)	4	3
Sch. No	40	40
OD	4,5	3,5
ID	4,026	3,068
A	1,178	0,917

Annulus: Fluida Panas

$$D_2 = OD/12 = 0,375 \text{ ft}$$

$$D_1 = OD \text{ inner}/12 = 0,2916 \text{ ft}$$

$$A_a = \pi (D_2^2 - D_1^2)/4 = 0,0436 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter Equipment } D_e = (D_2^2 - D_1^2)/D_1 = 0,1906 \text{ ft}$$

$$\text{Mass Velocity } (G_a) = W/A_a = 600.321 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Densitas : } 0,974845134 \text{ g/mL} = 60,85 \text{ b/ft}^3$$

$$\text{Viskositas: } 0,347 \text{ cP}$$

$$\text{Suhu : } 20^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir } (Q) &= m/\rho \\ &= 673,49 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 19,07 \text{ m}^3/\text{sec} \\ &= 0,005 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Reynolds Number (Re)

$$\text{Re} = \frac{\rho \times v_s \times D}{\mu} = 93.301,7$$

Out film Coef (Ho) Inside (Hio) Kern hal.164

$$H_o = 1500 \text{ btu/jam} \quad H_{io} = 1500 \text{ btu/jam}$$

$$\text{Desain overall Coeff (Uc)} = (H_{io} \cdot H_o) / (H_{io} + H_o) = 750$$



Perancangan Cooler (CL-01)

Fungsi : Menurunkan suhu hasil bottom MD menuju TP

Bahan: : Stainless Steel SA-167 Grade 1

Suhu Masuk : 175°C

Suhu Keluar : 30°C

- Tujuan :
- a. Menentukan tipe Cooler
 - b. Menentukan bahan konstruksi Cooler
 - c. Menghitung spesifikasi Cooler
 - d. Menghitung *pressure drop*

Langkah Perencanaan:

- a. Menentukan tipe Cooler

Heater yang dipilih adalah tipe *double pipe heat exchanger* dengan pertimbangan luas permukaan perpindahan panas < 120 ft².

- b. Menentukan bahan konstruksi Cooler

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Stainless Steel 347 dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Tahan terhadap korosi
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18750 psi
- Memiliki batas tekanan suhu bahan hingga 700°F (271,1°C)

- c. Menentukan Spesifikasi Cooler

Beban panas (Q) = -5.343,93 kJ/Jam = -5.064,97 Btu/jam

W fluida Panas = 9,818 kg/jam = 21.645,60 lb/jam

ΔT Fluida dingin (Air) suhu masuk = 10°C = °F

Menghitung LMTD (Log Mean Temperature Difference)

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

LMTD luida panas: 175C → 30°C = 135°C

Fluida dingin (air): asumsikan masuk 30°C (86°F), keluar 40°C (104°F)

$$LMTD = 30,19^{\circ}\text{C}$$

$$R = \frac{T_{h1}-T_{h2}}{T_{c2}-T_{c1}} =$$

$$R = 0,17$$

$$S = \frac{T_{c2}-T_{c1}}{T_{h1}-T_{c1}} = 0,75$$

$R = 8,2 (>1)$, artinya fluida panas (destilat) lebih efisien dalam menyerahkan panas ke fluida dingin (air) Mean Temperature Difference

Jenis HE diperoleh dari nilai Temperature Difference Faktor (F_t)

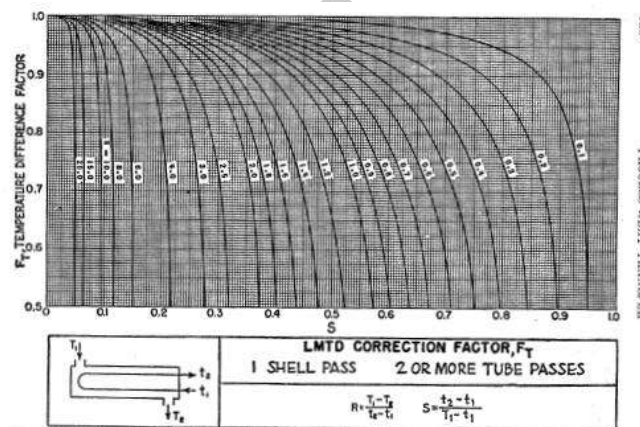


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

(Sumber : Kern,1950 ; Fig. 18-23, Pg. 828-833)

$$F_t = 0,95$$

$$\Delta T_m = F_t \times \Delta t_m = 83,64^{\circ}\text{F}$$

Dari tabel 8 kern pada HE diperoleh $UD = 100\text{-}200 \text{ Btu/h.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

$$\text{Trial ud} = 100 \text{ Btu/h.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

Total Luas Perpindahan Panas

$$A = 0,0000000836 \text{ ft}^2$$

Spesifikasi Tube

diperoleh Table 11.12 Perry

$$\text{Outsider Diameter OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Birmingham Wire Gage BWG} = 16$$

$$\text{Thickness } t = 0.065 \text{ in}$$

$$\text{Inside Diameter ID} = 0,87 \text{ in}$$

$$\text{Length } L = 12 \text{ ft}$$

Tube Sheet Thickness t_{ts} = 25 mm
 Diameter Shell 16 inch
 Panjang tube efektif ($L_{t,eff}$) = $L_t - 2 t_{ss}$ = 3.60 m
 Luas Permukaan 1 buah tube (A_{s1}) = $\phi \cdot L_t \cdot OD$ = 0.00158 m²
 Jumlah Tube yang diperlukan $A/(A_{s1})$ = 291
 Berdasarkan Tube sheet layout (Tube Counts), dipilih: 290

Koreksi A dan UD

Luas permukaan A kor = $N_t \times A_{s1} = 2,44 \text{ m}^2$

Overall Coeff Ud kor = $\frac{Q/3600}{A_{kor} \times \Delta T_m} = 49,60 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Rho campuran = 253,77 kg/m³

Viskositas = 10.276.96 Cp



Perancangan Condensor

Fungsi : Menurunkan suhu hasil atas flashdrum menuju reaktor

Bahan: : Stainless Steel 167

Suhu Masuk : 52°C

Suhu Keluar : 40°C

Langkah Perencanaan:

a. Menentukan tipe Condensor

Heater yang dipilih adalah tipe *double pipe heat exchanger* dengan pertimbangan luas permukaan perpindahan panas < 120 ft².

b. Menentukan bahan konstruksi Condensor

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Stainless Steel 347 dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Tahan terhadap korosi
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18750 psi
- Memiliki batas tekanan suhu bahan hingga 700°F (271,1°C)

c. Menentukan Spesifikasi Condensor

Beban panas (Q) = 227.816.658,02 Btu/jam = 215.924.628,47
btu/jam

W fluida Panas = 14.598,01 kg/jam =

ΔT Fluida dingin (Air) suhu masuk = 12°C = 53,6°F

Menghitung LMTD (Log Mean Temperature Difference)

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

LMTD fluida panas: 52°C → 40°C = 125,6°F → 104°F

Fluida dingin (air): asumsikan masuk 12°C (53,6°F), keluar 25°C (77°F)

ΔT₁ = 125,6°F - 77°F = 48,6°F

ΔT₂ = 104°F - 53,6°F = 50,4°F

LMTD = (ΔT₁ - ΔT₂) / ln(ΔT₁ / ΔT₂)

$$\begin{aligned}
 &= (48,6^{\circ}\text{F} - 50,4^{\circ}\text{F}) / \ln(48,6/50,4) \\
 &= -1,8^{\circ}\text{F} / \ln(0,9643) \\
 &= -1,8^{\circ}\text{F} / -0,0364 \\
 &= 49,5^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} =$$

$$T_{h1} = 52^{\circ}\text{C} = 125,6^{\circ}\text{F}$$

$$T_{h2} = 40^{\circ}\text{C} = 104^{\circ}\text{F}$$

$$T_{c1} = 12^{\circ}\text{C} = 53,6^{\circ}\text{F}$$

$$T_{c2} = 25^{\circ}\text{C} = 77^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 R &= (T_{h1} - T_{h2}) / (T_{c2} - T_{c1}) \\
 &= (125,6^{\circ}\text{F} - 104^{\circ}\text{F}) / (77^{\circ}\text{F} - 53,6^{\circ}\text{F}) \\
 &= 21,6^{\circ}\text{F} / 23,4^{\circ}\text{F} \\
 &= 0,923
 \end{aligned}$$

$$S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} =$$

$$T_{h1} = 52^{\circ}\text{C} = 125,6^{\circ}\text{F}$$

$$T_{h2} = 40^{\circ}\text{C} = 104^{\circ}\text{F}$$

$$T_{c1} = 12^{\circ}\text{C} = 53,6^{\circ}\text{F}$$

$$T_{c2} = 25^{\circ}\text{C} = 77^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 S &= (T_{c2} - T_{c1}) / (T_{h1} - T_{c1}) \\
 &= (77^{\circ}\text{F} - 53,6^{\circ}\text{F}) / (125,6^{\circ}\text{F} - 53,6^{\circ}\text{F}) \\
 &= 23,4^{\circ}\text{F} / 72^{\circ}\text{F} = 0,325
 \end{aligned}$$

R = 0,923 (<1), artinya fluida dingin (air) lebih efisien dalam menerima panas daripada fluida panas (destilat) dalam menyerahkan panas Jenis HE diperoleh dari nilai Temperature Difference Faktor (Ft)

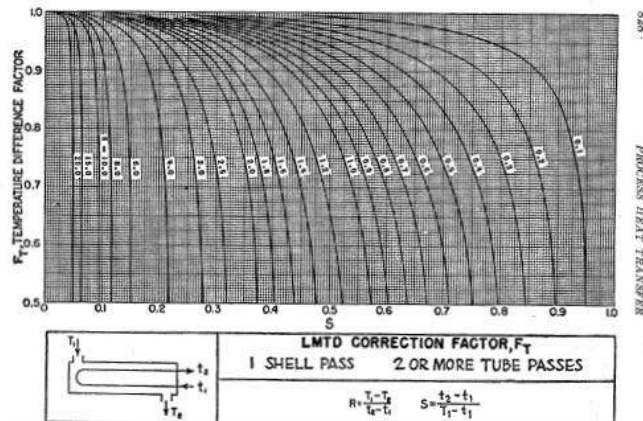


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

(Sumber : Kern,1950 ; Fig. 18-23, Pg. 828-833)

$$F_t = 0,97$$

$$\Delta T_m = F_t \times \Delta t_m = 48^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8 kern pada HE diperoleh UD Shell and Tubes = 75-100 Btu/h.ft².°F

$$\text{Trial ud} = 100 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Total Luas Perpindahan Panas

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q/3600}{U_d \Delta T_m} = \\ &= 2.220.000 \text{ Btu/jam} / (100 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 48^\circ\text{F} \times 1 \text{ jam}) \\ &= 2.220.000 / (100 \times 48) \\ &= 462,5 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Spesifikasi Tube

diperoleh Table 11.12 Perry

Outsider Diameter OD = 1 inch

Birmingham Wire Gage BWG = 16

Thickness t = 0.065 inch

Inside Diameter ID = 1.12 inch

Length L = 12 ft

Tube Sheet Thickness tss = 25 mm

Diameter Shell = 16 inch

Panjang tube efektif (Lt,eff) = Lt - 2 tss = 3.6

Luas Permukaan 1 buah tube (As1) = $\pi \cdot L_t \cdot OD$ = 0.00158 m²

Rho campuran = 0,73913 kg/m³

Viskositas = 10372,33 Cp

Pressure Drop

$$\Delta P_t = N_p \left[\left(f \frac{L}{D_i} \right) + 2.5 \right] \frac{\rho u^2}{2}$$

$$Re = \frac{\rho v \cdot Di}{\mu} = \frac{0,73913 \text{ kg/m}^3 \times 1320,121505 \text{ kg/jam} \times 0,028448 \text{ m}}{10372,33 \text{ Cp}} = 1581$$

F laminar:

$$f = 64/Re \text{ (untuk laminar)} = 64/1581$$

$$\Delta P = 1 \left(1581 \frac{12 \text{ ft}}{0,028448 \text{ m}} \right) + 2,5 \times \frac{0,73913 \text{ kg/m}^3 \times 1320,121505 \text{ kg/jam}^2}{2}$$

Konversi ft ke m:

$$12 \text{ ft} = 3,6576 \text{ m}$$

$$\Delta P = (1/(1581 \times (3,6576 \text{ m} / 0,028448 \text{ m}) + 2,5)) \times (0,73913 \text{ kg/m}^3 \times (1320,121505 \text{ kg/jam})^2 / 2)$$

$$= (1/(1581 \times 128,57 + 2,5)) \times (0,73913 \times 1742720,73 / 2)$$

$$= (1/(203269,17 + 2,5)) \times (0,73913 \times 871360,365)$$

$$= (1/203271,67) \times 644077,7$$

$$= 3,17 \text{ Pa} = 0,00046 \text{ psi}$$

Menghitung Laju Alir Massa Air pendingin

$$Q = M_{\text{air}} \times C_p_{\text{air}} \times \Delta T_c$$

$$= 533.460,84 \text{ kg/jam}$$

Perhitungan Utilitas

A. Unit Penyedia Steam

pada pra rancangan pabrik Asam Formiat ini digunakan jenis fire tube boiler.

Adapun pertimbangan memilih jenis ini yaitu:

- Tekanan rendah ($P < 100 \text{ atm}$)
- Suhu rendah ($T < 210^\circ\text{C}$)
- Luas perpipaan kecil
- Steam yang dihasilkan adalah saturated steam

1. Kebutuhan Panas

Nama Alat	Kebutuhan Air (L/jam)
HE-01	0,5015
HE-02	783,130
HE-03	179.349,563
RB-01	9.822,134
Total	189.955,329

Kebutuhan air umpan boiler pada unit penyedia steam 189.955,329 kg/jam.

Kondensat steam di sirkulasi dan blowdon dari boiler sebanyak 20% sehingga make up water yang diperlukan adalah 37.991,06 kg/jam.

Direncanakan steam yang digunakan adalah *saturatted steam*:

Temperature = 200°C

Tekanan = $1,96 \text{ atm}$

Saturated vapor (hg) = $1.938,6 \text{ kJ/kg}$

Saturated liquid (hf) = $852,4 \text{ kJ/kg}$

Air umpan boiler masuk $200^\circ\text{C} = 392^\circ\text{F}$

(hgf) pada suhu $392^\circ\text{F} = 852,4 \text{ kJ/kg}$

Dari persamaan 172 Savern W. H. hal. 140 didapatkan:

$$\text{Boiler Horse Power} = \frac{ms \times (h-hf)}{970,3 \times 34,5}$$

Dimana:

ms = massa steam yang dihasilkan oleh boiler (lb/jam)

h = entalpi steam pada perencanaan dan T tertentu

hf = entalpi liquid

Boiler Horse Power HE 01 = 0,0169 HP

Boiler Horse Power HE 02 = 26,47 HP

Boiler Horse Power HE 03= 6.062,4 HP

Boiler Horse Power RB-01 = 332 HP

2. Kebutuhan air umpan boiler

$$W' = W/F$$

Dimana :

W' : kebutuhan air umpan boiler

W : steam yang dihasilkan boiler

F : faktor evaporasi

Faktor evaporasi dihitung dengan persamaan : $(h_g - h_L)/970.4$

Faktor evaporasi = 1,119

$$W_{HE\ 1} = 0,502\text{ kg/jam} / 1,119 = 0,4486\text{ L/jam}$$

$$W_{HE\ 2} = 783,130\text{ kg/jam} / 1,119 = 699,848\text{ L/jam}$$

$$W_{HE\ 3} = 179.349,563\text{ kg/jam} / 1,119 = 160.276,64\text{ L/jam}$$

$$W_{RB-01} = 9.822,134\text{ kg/jam} / 1,119 = 8.777,60\text{ L/jam}$$

$$\text{Total} = 169.754,54\text{ kg/jam}$$

3. Kebutuhan bahan bakar

Untuk bahan bakar boiler digunakan minyak diesel (diesel oil) dengan heating value 19.525 Btu/lb dengan efisiensi pembakaran boiler 80% Dari persamaan 175 Saven W.H., "Steam Air and Gas Poer", hal 140

$$M_f = \frac{ms \times (h - h_f)}{\mu_B \times H_v}$$

$$M_f_{HE\ 01} = 0,036\text{ liter/jam}$$

$$M_f_{HE\ 02} = 56,71\text{ liter/jam}$$

$$M_f_{HE\ 03} = 12.988,5\text{ liter/jam}$$

$$M_f_{RB-01} = 711,31\text{ liter/jam}$$

$$\text{Total} = 13.756,556\text{ L/jam}$$

4. Perpindahan panas boiler

$$\text{Heating surface boiler} = H_v \text{ surface} \times H_p \text{ boiler}$$

$$\text{HSB HE 01} = 10 \times 0,0169 = 1,169 \text{ ft}^2$$

$$\text{HSB HE 02} = 10 \times 26,47 = 264,7 \text{ ft}^2$$

$$\text{HSB HE 03} = 10 \times 6.062,4 = 60.624 \text{ ft}^2$$

$$\text{HSB RB-01} = 10 \times 332 = 3.332 \text{ ft}^2$$

B. Unit Penyedia Air

1. Air Proses

Kebutuhan air untuk pendingin pada peralatan proses

Nama Alat	Kebutuhan Air (L/jam)
CL-01	9,47
CL-02	55,69
CD-01	196.571,21
CD-02	533.460,84
Total	730.097,23

Faktor keamanan sebesar 10%, sehingga kebutuhan volumetrik air proses adalah 803.106,95 L/jam. Untuk menghemat pemakaian air, air bekas pendingin dan pemanas dari peralatan perlu disirkulasi. Adapun air yang disirkulasikan (Asumsi 0,8) yaitu, sehingga *make up water* yang diperlukan adalah 642.485,56 L/jam.

2. Kebutuhan air umpan boiler

Nama Alat	Kebutuhan Air (L/jam)
HE-01	0,5015
HE-02	783,130
HE-03	179.349,563
RB-01	9.822,134
Total	189.955,329

Kebutuhan air umpan boiler pada unit penyedia steam 189.955,329 kg/jam. Kondensat steam di sirkulasi dan blowdown dari boiler sebanyak 20% sehingga *make up water* yang diperlukan adalah 37.991,06 kg/jam.

3. Air Bahan Baku

Kebutuhan air sebagai salah satu bahan baku proses adalah 13.537,540 kg/jam.

4. Air Sanitasi

Air sanitasi ini pergunakan untuk memenuhi karyawan, laboratorium, taman, dan kebutuhan yang lain.

Untuk kebutuhan kantor menurut WHO standar kebutuhan tiap orang adalah 200-400 L/hari, sedangkan jumlah karyawan ada 96 orang dengan jam kerja 8 jam./hari sehingga kebutuhan pemakaian air sanitasi adalah sbb:

Kebutuhan air total per hari = 96 orang $\times$ 300 L/hari
= 28.800 L/hari = 1.200 kg/jam

Direncanakan kebutuhan air untuk taman dan kebersihan sebesar 50% dari kebutuhan karyawan.

Sehingga diperoleh = 600 kg/jam

Diperkirakan kebutuhan air untuk

Laboratorium 5% : 60 kg/jam

Poliklinik 5% : 60 kg/jam

Kantin 10% : 120 kg/jam

Musholla 10% : 120 kg/jam

Direncanakan kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan cadangan air yaitu 50% dari kebutuhan karyawan = 600 kg/jam

Direncanakan air untuk rumah tangga dengan perkiraan 32 mes, tiap mes 3 orang. Kebutuhan air masing-masing orang diperkirakan 250 liter/hari

(Linsey, pg 92) maka kebutuhan air rumah tangga: 1.000 kg/jam

Jadi total kebutuhan sanitasi adalah 3.760 kg/jam.

Total kebutuhan air awal pabrik adalah 990.159,03L/jam

Dan harus disuplai per jam nya sebanyak : 697.774,16 L/jam

Pabrik membutuhkan pasokan air yang terencana dengan cermat untuk menunjang operasionalnya. Pada fase awal, yaitu selama persiapan sebelum produksi dimulai, diperlukan air sebanyak **990.159,03Liter per jam.**

Kebutuhan volume besar ini bertujuan untuk mengisi penuh seluruh sistem pabrik, termasuk tangki penyimpanan, boiler, sistem pendingin, dan jaringan perpipaan, memastikan semua unit siap beroperasi. Setelah sistem terisi dan produksi berjalan, kebutuhan air berubah menjadi suplai berkelanjutan sebesar **697.774,16 Liter per jam**. Angka ini mencerminkan total konsumsi air operasional yang terdiri dari pasokan air untuk sanitasi, pengisian ulang tangki penyimpanan, serta *make-up water* untuk boiler dan sistem pendingin untuk menggantikan kehilangan akibat penguapan atau penggunaan. Oleh karena itu, sistem penyediaan air harus dirancang untuk memenuhi laju alir kontinu di fase operasional, dengan mempertimbangkan kapasitas pengisian awal yang lebih tinggi sebagai kebutuhan *startup* non-rutin.

- Waktu pengisian Awal

$$Q_{vol} = A \times v$$

$$= 0,099315 \text{ m}^2 \times 2,62 \text{ m/s} = 0,2602 \text{ m}^3/\text{s}$$

Konversi ke liter

$$= 0,2602 \times 3.600 \text{ s} \times 1000 = 936.720 \text{ L/jam}$$

$$\text{Waktu} = \text{Vol dibutuhkan} / \text{Laju alir} = 1,00 \text{ jam}$$

Data yang diketahui:

Laju alir Volumetrik (Q Kebutuhan): 697.725,15 L/jam ini adalah air yang harus disuplai ke pabrik setiap jam

Panjang Pipa (LL): 1.800 meter (jarak dari sungai ke pabrik)

Diameter pipa (Di): 14 inci = 0,3556 m

Densitas air (ρ): 1.000 kg/m³

Viskositas (μ): 0,001 pa

Kekasaran pipa (ϵ): 4,6 × 10⁻⁵ m

Gravitasi (g): 9,81 m/s²

Efisiensi Pompa: 80%

- Konversi Laju Alir

$$Q_{kebutuhan} = 697.725,15 \text{ L/jam} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1.000 \text{ L}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}} = 0,1938 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Luas Penampang Pipa

$$A = \frac{\pi}{4} D_i^2 = 0,099315 \text{ m}^2$$

- Kecepatan Aliran (v)

$$V = \frac{Q_{kebutuhan}}{A} = \frac{0,1938 \text{ m}^3/\text{s}}{0,099315 \text{ m}^2} = 1,9515 \text{ m/s}$$

- Reynold Number

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D_i}{\mu} = \frac{1.000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,9515 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,3556 \text{ m}}{0,001 \text{ Pa}} = 693.246,54 \text{ karena } re > 4.000$$

alirannya turbulen.

- Faktor Gesekan

$$f = \left[-1,8 \log_{10} \left(\frac{\epsilon/D_i}{3,7} \right)^{1,11} + \left(\frac{6,9}{Re} \right) \right]^{-2}$$

$$f = \left[-1,8 \log_{10} 0,00001479 + 0,00000995 \right]^{-2}$$

$$\log_{10}(0,00002474) = -4,606 \log_{10}(0,00002474) = -4,606$$

$$-1,8 \times -4,606 = 8,2908$$

$$f = 8,2908^{-2} = 0,014$$

- Head Loss

Asumsi tidak ada kehilangan minor akibat belokan, katup, dll

$$H_f = f \times \frac{L}{D_i} \times \frac{v^2}{2g} = 0,014 \times \frac{1.800 \text{ m}}{0,3556 \text{ m}} \times \frac{(1,9515 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2} = 13,9 \text{ meter}$$

- Daya Hidrolik

$$\begin{aligned} P_h &= \rho \cdot g \cdot Q_{kebutuhan} \cdot \text{Head total} \\ &= 1.000 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 0,193813 \text{ m}^3/\text{s} \times 13,9 \text{ m} \\ &= 26.496,22 \text{ watt} \end{aligned}$$

- Daya Pompa

$$P_s = P_h / \text{eff} = 26.496,22 \text{ watt} / 80\% = 33.120,28 \text{ watt}$$

$$\text{Konversi ke HP} = 33.120,28 \text{ watt} / 745,7 \text{ watt/HP} = 44,42 \text{ HP}$$

C. Unit Penyedia Listrik

Nama Alat	Jumlah	Daya HP	Watt
Reaktor	1	603,883	450,497
Heat Exchanger	1	0,016	0,01214
Heat Exchanger	1	311,724	232,546
Heat Exchanger	1	5.819,49	4.341,34
Heat Exchanger	1	6.843,909	5.105,56
Pompa Proses 1	1	1,629	0,88527
Pompa Proses 2	1	1,629	1,215
Pompa Proses 3	1	1,218	0,908
Pompa Proses 4	1	1,218	0,908
Pompa Proses 5	1	4,063	3,031
Pompa Proses 6	1	4,063	3,031
Pompa Proses 7	1	3,003	2,240
Pompa Proses 8	1	0,879	0,656
Pompa Proses 9	1	2,493	1,860
Pompa Proses 10	1	1,307	0,975
Pompa Proses 11	1	1,186	0,885
Pompa Proses 12	1	1,186	0,885
Flash Drum	1	0,879	0,656
Cooler	2	1,759	1,312
Condensor	2	2,615	1,951
Menara Destilasi	1	4,063	3,031
Total		13.008,33	10.154,711

Nama Alat	Jumlah	Daya HP	Daya kW
Boiler	1	6.420,88	4.789,98
Pompa Raw Water	1	50	37,3
Pompa Clarifier	1	4	2,984
Pompa Sand Filter	1	4	2,984
Pompa Bak Air Sanitasi	1	4	2,984
Pompa Kation Exchanger	1	4	2,984
Pompa Anion Exchanger	1	4	2,984
Pompa Softener Water	1	4	2,984
Pompa Steam Condensate	1	4	2,984
Pompa Air Pendingin	1	4	2,984
Pompa Sirkulasi Air Pendingin	1	4	2,984
Blower	1	0,778	0,58039
Chiller	1	6.843,91	5.105,56
Total		13.351,6	9.960,26

5. Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

No	Bangunan	Luas (m2)	Pencahayaan (Lux)	Cahaya Lumen
1	Pos Keamanan	9	100	900
2	Jalan	5000	60	300.000
3	Parkir Utama	450	60	27.000
4	Parkir Truk	800	60	48.000
5	Pemadam Kebakaran	200	200	40.000
6	Bengkel	200	300	60.000
7	Kantor	500	200	100.000
8	Laboratorium	150	500	75.000
9	Poliklinik	100	250	25.000
10	Ruang Kontrol	100	250	25.000
11	Area Proses	20000	500	10.000.000
12	Area Utilitas	2600	300	780.000
13	Ruang Kontrol Utilitas	100	250	25.000
14	Penyimpanan Bahan Baku	400	100	40.000
15	Penyimpanan Produk	300	100	30.000
16	Masjid	270	200	54.000
17	Gereja	270	200	54.000
18	Aula serbaguna	300	100	30.000
19	Taman	20	20	400
20	Daerah Mess	30	17	510
21	Buffer zone	100	53	5.300
Area bangunan		559.410		
Luar ruangan		11.160.700		

Direncanakan untuk area di dalam ruangan menggunakan lampu Philips® QL Induction (QL) 55 watt dengan lumen sebesar 4000 (<http://www.eclipselightingic.com/pages/posts/philipsC2AE-ql-induction-ql->

lumens-output 33.php), sehingga : Jumlah rumen dalam area bangunan : 686.400 lumen

$$\frac{\text{Jumlah lumen dalam area bangunan}}{\text{Philips® QL)}$$

Sehingga diperoleh: 139,85 buah = 140 buah

sehingga kebutuhan listrik untuk penerangan dalam ruangan dapat dihitung dengan mengalikan jumlah lampu yang dibutuhkan dengan watt lampu.

$$172 \times 55 = 7.700 \text{ watt} = 7,7 \text{ Kw}$$

Sedangkan untuk area di luar ruangan, direncanakan metal halide lamp 125 watt dengan lumen sebesar 11.200.

Dengan rumus yang sama diperoleh jumlah lampu = 996,49 buah = 997 buah

Untuk kenyamanan kerja maka ditambahkan AC untuk kantor, poliklinik, pos keamanan, ruang serbaguna, tempat ibadah, ruang kontrol dan laboratorium.

Asumsi power AC: 0,05 Hp/m²

$$0,05 \times (500 + 100 + 9 + 300 + 270 + 270 + 100 + 100 + 150) : 30 \text{ HP} = 29,98 \text{ Kw}$$

Sehingga total kebutuhan listrik untuk unit penerangan dan non teknis lainnya adalah 100,724 kW

Direncanakan pemenuhan kebutuhan listrik berasal dari PLN Palembang sedangkan unit generator digunakan sebagai emergensi jika supply listrik mati. Efisiensi power faktor (penggerak mesin diesel) yaitu 0,85 Maka power generator: $147,724 / 0,85 = 173,793 \text{ Kw}$.

Sementara kebutuhan bahan bakar generator, dengan bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil dengan heating values (Hv) : 19525 btu/lb

$$\text{Densitas bahan bakar} = 54,9384 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Jumlah bahan bakar yang dibutuhkan} : 137.56,55 \text{ liter/jam}$$

1. Clarifier

Sebagai tempat terjadinya proses koagulasi,

Fungsi: flokulasi dan sedimetasi

Dasar perhitungan dimensi tangki:

Rate aliran: 1.165.658,64 kg/jam

Asumsi air pada suhu 30 C dari App.

A.2-3 dan A.2.4 Gleankoplis pg.960 di 62,13 lb/ft³

dapat densitas air:

Viskositas 0,8007 Cp
 Laju alir volumetrik 11.488 ft³/s
 Waktu tinggal: 3 jam
 Volume tangki 3.513,489 m³ 124.078,87 ft³
 Volume silinder (vs) $\phi/4 \times D^2$ (asumsi H=1,5 x D)
 Vs= 0,785 d² 1,1775

Volume head bawah (Vh): $(\pi/12) \times ((hc \times (D^2 + DH + H^2)))$

Vh= 0.131D³-0.016 (asumsi dari design head conis)

$$1,1775 D^3 + (0,131D^3 - 0.016) =$$

$$V = V_s + V_h \quad 1,3085 D^3 - .016$$

Karena volume total

tangki 124.078,87 ft³/s maka:
 $1,13085 D^3 = 124.078,87 + 0.016 = 124078,89$
 $D^3 = 109.721,79$
 $D = 85,4 \text{ ft}^3/s = 26,0299$
 $H = 39,04488 \text{ m}$

Perhitungan Dimensi Scraper

1. Diameter Scraper (Da)

$$Da = 1/3 \times dt$$

$$28,46666667 \text{ ft}$$

2. Tinggi Scraper (W)

$$W = 1/5 \times da$$

$$1,735328 \text{ m}$$

3. Ketinggian Scraper dari Dasar tangki

$$C = 1/3 \times Dt = 8,67664 \text{ m}$$

4. Lebar baffle (J)

$$J = 1/12 \times Dt \quad 2,16916 \text{ m}$$

5. Jarak Scraper dari Poros (L)

$$L = 1/4 \times Da \quad 2,16916 \text{ m}$$

6. Putaran Scraper (N)

$$N = v / (\phi \times Da) \quad 22,022673$$

karena terlalu kecil jadi pembulatan ke 60 rpm

7. Power Pengaduk

efisiensi 80%

diperoleh 3,15 HP

Dosis normal = 15 ppm = 15 mg/L

Rate volumetrik 1.851,68 L/s

666.6062,849 L/jam

Perhitungan Koagulan

99.990.942,74 mg/jam = 99,990943 kg/jam

2. Bak Sanitasi

Fungsi: Sebagai tempat penampungan air sanitasi

Massa Masuk: 1.165.658,64 kg/jam

Asumsi waktu

tinggal: 12 jam 43.200 Detik

Laju alir volumetrik 11,488 ft³/s

Volume limbah 496.315,5 ft³

Perencanaan

80% dari volume limbah

Volume bak

Volume rencana 397.052,40

Dimensi volume bak

x3	66.175,4	ft ³
X	90,99	ft
panjang	83,201256	m
Lebar	55,467504	m
Tinggi	27,733752	m

Kebutuhan kaporit

Kandungan kaporit dalam kaporit = 70%

Digunakan kaporit dengan dosis = 3 ppm (Kirk-Othmer Vol 22, pg 85)

Laju alir 1.165.658,64 kg/jam

Jumlah kaporit yang
dibutuhkan (kotor) 3,49 kg/jam
83,92 kg/hri

Kaporit produk yang digunakan 4,99 kg/jam

3. Anion Exchanger

Fungsi: Menghilangkan kesadahan air ang disebabkan oleh anion

Bahan : Stainless steel

Bentuk: Tangki silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah berupa standard dished head

Dasar Perhitungan:

Rate aliran: 6.626.318 kg/jam

Rate aliran sanitasi 13.262.970,73 kg/jam

Laju alir volumetrik 235.244,1603 ft³/s

Air yang masuk ke dalam anon exchanger biasanya mengandung:

SO ₄ ²⁻ =	0,4167	meq/L
NO ⁻ =	0,333	meq/L
F ⁻ =	0,077	meq/L
Total	0,8267	meq/L

Anin exchanger beroperasi	168
24 jam/hari	jam/minggu
Waktu regenerasi	8 jam
Total anion yang dihilangkan	5.477,976774 eq

Spesifikasi resin dan perhitungan volume resin

resin

Jenis resin:	acrylic based
Kapasitas penyerapan:	0,97 eq/L
Tinggi bed minimum:	30 inch
Regenerasi resin:	70-140 gr NaOH/L resin (Perry edisi 6 tabel 16-10 dan tabel 19-7 pg 19-41)

Volume resin = anion yang diserap/kapasitas penyerapan	5.647,398736	L
konversi ke ft ³	199,4363324	ft ³

Perhitungan kebutuhan NaOH untuk

Regenerasi

NaOH yang digunakan adalah 70 gr

NaOH/L resin

NaOH yang dibutuhkan =

70 gr/ x vol resin x vol 395.317,9115 gr NaOH

Resin

Konversi ke
kg 395,3179115 kg

D. Unit Penyedia Bahan Bakar

laju alir v bahan bakar 6.420,88 L/jam

Maka kebutuhan bahan bakar untuk 1 bulan

persediaan 4.623.033,6 L

Dengan rumus yang sama diperoleh D :

$$V = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$H = 1,5 D$$

$$4.623,03 \text{ m}^3$$

maka:

$$D^3 = 3924,47$$

$$D = 43,2$$

$$H = 64,8$$

E. Unit Pengelola Limbah

Jumlah limbah proses 6.626.317,62 kg/jam

Diperkirakan jumlah air buangan

pabrik

Laboratorium 1.325.263,523

Domestik 20 L/hari (Metcalf dan Eddy, 1991)

Kantor 10 L/hari

Jadi total limbah domestik kantor 150 L/jam

Total buangan 7.951.731,14 kg/jam

Spesifikasi bak penampung

Fungsi: Menampung limbah dari unit proses, laboratorium, domestik dan kantor

massa masuk: 7.951.731,14 kg/jam

asumsi waktu tinggal: 12 jam 43.200 detik

laju volumetrik 78,37262502 ft³/s 2,219261948 m³/s

Volume limbah 3.385.697,401 ft³

Direncanakan volume limbah : 80% volume bak

Maka diperoleh volume limbah 2.708.557,921 ft³

asumsi bak berbentuk persegi panjang dengan perbandingan

$$p \times l \times t = 3x : 2x : 1x$$

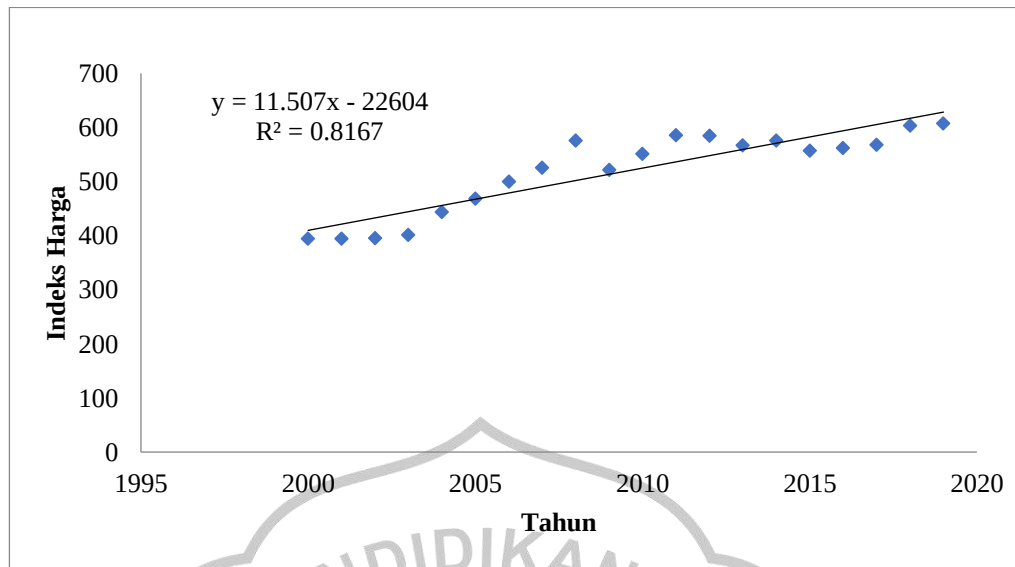
x3	451.426,3201	ft ³
X	76,7	ft
	23,3168	m
Panjang	69,9504	m
Lebar	46,6336	m
Tinggi	23,3168	m



Perhitungan Ekonomi

Dasar Perhitungan

Tahun	CEPCI
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	401,7
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,3
2015	556,8
2016	561,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5



$$y = 11.507x - 22604$$

Dimana : y : indeks harga

x : tahun

Nilai *plant cost index* pada tahun 2014 dan 2029 adalah:

2014 = 571,098

2029 = 743,703

Nilai alat pada tahun 2029 dapat dicari dengan persamaan berikut:

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

(Aries & Newton, 1955)

Keterangan :

Ex : harga alat pada tahun pembelian

Ey : harga alat pada tahun referensi

Nx : indeks harga untuk tahun pembelian

Ny : indeks alat pada tahun referensi

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga Tahun 2014 (\$)	Total Harga Tahun 2029 (\$)
1	TP-01	Tempat Penyimpanan Metil	1	1.957.100	24.017,516
2	TP-02	Tempat Penyimpanan Air	1	20.200	24.117,516
3	TP-03	Tempat Penyimpanan Asam Formiat	1	14.700	17550,865
	TP-04	Tempat penyimpanan metanol	1	40.600	48.473,819
4	R-01	Reaktor	1	495.500	591.595,5
5	HE-01	Heat Exchanger	2	2.600	6.208,4694
6	He-02	Heat Exchanger	2	2.600	6.208,4694
7	HE-03	Heat Exchanger	2	2.600	6.208,4694
9	PP-01	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
10	PP-02	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
11	PP-03	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
12	PP-04	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
13	PP-05	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
14	PP-06	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
15	PP-07	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
16	PP-08	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
17	PP-09	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
18	PP-10	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
19	PP-11	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
20	PP-12	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
21	PP-13	Pompa proses	2	14.900	35.579,306
22	FD-01	Flash drum	1	43.450	51.876,538
23	CL-01	Cooler	2	18.900	45.130,797
24	CD	Condensor	4	18.800	89.784,019
25	MD-01	Menara Destilasi	1	86.900	103.753,08
Total					1.477.456

A. Alat Utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Tahun 2014 (\$)	Total Harga Tahun 2029 (\$)
1	Pompa Raw Water	2	53100	126796,0485
2	Bak Pengendap	1	139600	166673,5251
3	Pompa Clarifier	2	53100	126796,0485
4	Clarifier	1	31870	38050,75391
5	Reservoir	2	139600	333347,0502
6	Pompa Sand Filter	2	53100	126796,0485
7	Sand Filter	2	661100	1578622,743
8	Pompa Reservoir	2	53100	126796,0485
10	Pompa Distribusi	2	53100	126796,0485
11	Pompa Kation Exchanger	2	53100	126796,0485
12	Kation Exchanger	2	53100	126796,0485
13	Pompa Anion Exchanger	2	53100	126796,0485
14	Anion Exchanger	2	8600	20535,70653
15	Bak Penampung	1	139600	166673,5251
16	Pompa Air Softening Water	2	53100	126796,0485
17	Bak Steam Condensate	1	43200	51578,05362
18	Deaerator	2	139600	333347,0502
19	Pompa Steam Condensate	2	53100	126796,0485
20	Pompa Air Pendingin	2	53100	126796,0485
21	Pompa Sirkulasi Air Pendingin	2	53100	126796,0485
22	Bak Sirkulasi	1	111000	132526,9433
23	Cooling Tower	2	1020500	2436824,246
24	Blower	2	10900	26027,8141
25	Pompa Air Pendingin	2	53100	126796,0485
26	Boiler	2	16017900	38248708,57

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Tahun 2014 (\$)	Total Harga Tahun 2029 (\$)
27	Generator	2	13870000	33119796,47
28	Bak Penampung Limbah	1	139600	166673,5251
29	Bak Pengendap Limbah	1	69800	83336,76256
30	Bak Aerasi	1	69800	83336,76256
31	Tangki Bahan Bakar	1	70000	83575,54985
	Total		33372970	78717983,68

Harga Alat (EC)	%	Biaya (\$)	Biaya (Rp.)
Harga Alat (EC)		80.159.860,40	1.353.500.044.411,94
Biaya Pengangkutan sampai ke pelabuhan (15% EC)	15%	12.023.979,06	203.025.006.661,79
Asuransi Pengangkutan (0,5-0,75% EC)	0.50%	400.799,30	6.767.500.222,06
Provisi Bank (0.25 – 0.75 % EC)	0.50%	400.799,30	6.767.500.222,06
EMKL 'Ekspedisi Muatan Kapal Laut' (1% EC)	1%	801.598,60	13.535.000.444,12
Pajak Bea Masuk barang (20%)	20%	16.031.972,08	270.700.008.882,39
Total		109.819.008,74	1.854.295.060.884,36

2) Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Equipment Installation cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses dan biaya pemasangannya. Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh biaya Instalasi besarnya 43% dari PEC, terdiri dari material 11% dan buruh 32%.

Material 11% : \$ 12.080.090,96

Buruh : \$ 35.142.082,80

Pemasangan alat
menggunakan 100%
tenaga Indonesia :

Total biaya Instalasi Material + Ongkos tenaga Indonesia
\$ 47.222.173,76

3) Biaya Pemipaan (*Piping Cost*)

Piping cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa untuk sistem pemipaan fluida fluida biaya pemipaan sebesar 86% PEC, dengan mempekerjakan 100% buruh Indonesia.

Material 49% : \$ 53.811.314,28
Buruh 37% : \$ 40.633.033,24
Total biaya pemipaan Material + Ongkos tenaga Indonesia
= \$ 94.444.347,52

4) Biaya Instrumentasi (*Instrumentation Cost*)

Instrumentation Cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu pengendalian (control). Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa untuk *extensive control* besar biaya instrumentasinya adalah sebesar 30% PEC, dengan tenaga Indonesia 100%.

Material 24% : \$ 26.356.562,10
Buruh 6% : \$ 2.108.524,97
Total biaya instrumentasi : \$ 28.465.087,07

5) Biaya Isolasi (*Insulation Cost*)

Insulation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi di dalam proses produksi. Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh besarnya biaya isolasi adalah sebesar 8% PEC, dengan mempekerjakan 100% buruh Indonesia.

Material 3% : \$ 3.294.570,26
Buruh 5% : \$ 5.490.950,44

Total biaya isolasi : \$ 8.785.520,70

6) Biaya Listrik (*Electrical Cost*)

Electrical cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Menurut Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa besarnya biaya listrik adalah sebesar 12% PEC, dengan mempekerjakan 100% buruh Indonesia.

Materia 7% : \$ 7.687.330,61

Buruh 5% : \$ 5.49-.950,44

Total biaya listrik : \$ 13.178.281,05

7) Biaya Bangunan (*Building Cost*)



Building Cost adalah biaya bangunan, termasuk jasa, terdiri dari biaya tenaga kerja, bahan, dan perlengkapan yang terlibat dalam pembangunan semua bangunan yang berhubungan dengan pabrik.

Bangunan	Luas (m²)
Pos Keamanan	9
Jalan	5.000
Parkir Utama	450
Parkir Truk	800
Pemadam Kebakaran	200
Bengkel	200
Kantor	500
Laboratorium	150
Poliklinik	100
Ruang Kontrol	100
Area Proses	20.000
Area Utilitas	2.600
Ruang Kontrol Utilitas	100
Penyimpanan Bahan Baku	400
Bangunan	Luas (m²)
Penyimpanan Produk	300
Masjid	270
Gereja	270
Aula serbaguna	300
Taman	400
Daerah Mess	510
Area Perluasan	4.950
Total	37.609

Sehingga, total luas bangunan yaitu 40.059 m², dengan mempertimbangkan jarak antar bangunan/gedung, maka ditentukan luas tanah yang akan dibangun untuk pabrik yaitu seluas 5000 m² atau 5 hektar. Pada Tabel 27. Aries & Newton . Building Cost untuk PEC di atas \$1.000.000 berkisar 80% PEC (terdiri dari 30% outdoor dan 50% indoor)

<i>Outdoor</i>	:	\$ 32.945.702,62
<i>Indoor</i>	:	\$ 54.909.504,37
Total Biaya Bangunan	:	\$ 87.855.207

8) Tanah dan Perbaikannya

adalah biaya untuk pembelian tanah, perbaikan kondisi tanah dan pembuatan jalan ke areal pabrik. Luas tanah diperkirakan 43.000 m² dengan harga tanah/m² sebesar Rp. 200.000

Total biaya tanah	:	\$ 509.327,5
Biaya perbaikan tanah = 10% PEC (Peter, hal. 175)	:	\$ 10.981.900,87
Total biaya tanah dan perbaikannya	:	\$ 11.491.228,38

9) Utilitas

Biaya utilitas adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses, antara lain air, steam, listrik, dan udara tekan. Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa biaya utilitas diperkirakan sebesar 40% PEC untuk pemakaian rata-rata pabrik beroperasi normal (*sewerage service*).

Total biaya	:	\$ 43.927.603,5
-------------	---	-----------------

Dari data-data diatas didapatkan Physical Plant Cost (PPC) sebagai berikut :

Tabel D.13 Physical Plant Cost (PPC)

<i>Physical Plant Cost</i>	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost (PEC) (Harga Pembelian Alat Proses)</i>	109.819.008,74	1.854.295.060.844,36

Biaya Pemasangan Alat (<i>Equipment Installation Cost</i>)	47.222.173,76	797.346.876.163,07
Biaya Pemipaan (<i>Piping Cost</i>)	94.444.347,52	1.594.693.752.326,15
Biaya Instrumentasi (<i>Instrumentation Cost</i>)	28.465.087,07	480.633.279.770,86
Biaya Isolasi (<i>Insulation Cost</i>)	8.785.520,70	148.343.604.867,55
Biaya Listrik (<i>Electrical Cost</i>)	13.178.281,05	222.515.407.301,32
Biaya Bangunan (<i>Building Cost</i>)	87.855.207,00	1.483.436.048.675,49
Tanah dan Perbaikannya	11.491.228,38	194.029.506.084,44
Utilitas	43.927.603,50	741.718.024.337,74
Total	445.188.457,71	7.517.011.560.370,97

B. *Engineering and Construction*

Engineering and Construction adalah biaya untuk design engineering, field supervisor, temporary construction, dan inspection. Berdasarkan Aries & Newton (1955), untuk Physical cost lebih dari USD 5.000.000 biaya Engineering & Construction adalah sebesar 20% PPC.

Total biaya : \$ 89.037.691,54

Direct Plant Cost : PPC + *Engineering and Construction*
= \$ 534.226.149,26

C. *Contractor's Fee*

Adalah biaya yang digunakan untuk membayar kontraktor pembangunan pabrik. Dari aries & newton halaman 4, contractor's fee antara 4-10 % DPC. Dalam hal ini ditentukan 10% DPC.

Total biaya : \$ 53.442.614,93

D. *Contingency Cost*

Contingency adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Dari tabel 5.1 Aries & Newton halaman 4, Contingency sebesar 10-25 % DPC. Untuk hal ini diambil estimasi 15 % DPC.

Total biaya : \$ 80.133.922,39

E. *Plant Start Up Cost*

Berdasarkan Peters dan Timmerhaus (1991), biaya untuk start-up pabrik diestimasi sebesar 8-10% FCI, dalam hal ini diambil 8%

Total biaya : \$ 8.785.520,70

F. *Environmental Cost*

2-10% dari PEC (10%)

Total biaya : \$ 10.981.900,87

<i>Fixed Capital Investment</i>	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost</i>	534.226.149,26	9.020.413.872.445,16
<i>Contractor's Fee</i>	53.422.614,93	902.041.387.244,52
<i>Contingency Cost</i>	80.133.922,39	1.353.062.080.866,77
<i>Plant Start Up Cost</i>	8.785.520,70	148.343.604.867,55
<i>Environmental Cost</i>	10.981.900,87	185.429.506.084,44
Total	687.550.108,14	11.609.290.451.508,40

G. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk memproduksi suatu bahan menjadi produk.

- *Direct Manufacturing Cost*

Merupakan pengeluaran biaya langsung dalam pembuatan suatu produk.

1) *Raw Material Inventory*

Bahan	Kebutuhan (kg/jam)	Kebutuhan per tahun	Harga kg/ (Rp)	Biaya per tahun \$
HCOOCH ₃	18.050,05	142.956.430,1	25.392	214.980.605,41
H ₂ O	13.537,54	107.217.322,5	-	-
Total				214.980.605,41

2) Tenaga Kerja

Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/ bulan (Rp)	Gaji/orang/ bulan (\$)	Total Gaji/orang /tahun (\$)
Karyawan Proses	18	4.000.000	236,896	51.169,646
Karyawan R & D	2	4.000.000	236,896	5.685,516
Karyawan Keamanan	2	4.000.000	236,896	5.685,516
Karyawan Humas	2	4.000.000	236,896	5.685,516
Karyawan Administrasi	2	4.000.000	236,896	5.685,516
Karyawan Keuangan	2	4.000.000	236,896	5.685,516
Karyawan Pembelian	2	4.000.000	236,896	5.685,516
Karyawan Pemasaran	2	4.000.000	236,896	5.685,516
Karyawan Utilitas	5	4.000.000	236,896	14.213,790
Karyawan K3	5	4.000.000	236,896	14.213,790
Karyawan Pemeliharaan	5	4.000.000	236,896	14.213,790
Karyawan Laboratorium	5	4.000.000	236,896	14.213,790
Karyawan Pengendalian	5	4.000.000	236,896	14.213,790
Total	57		3.079,654	162.037,2153

3) Supervisi Proses

Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/ bulan (Rp)	Total Gaji/orang/tahun (\$)
Kepala Bagian Produksi	1	7.500.000	444,18
Kepala Bagian Umum	1	7.500.000	444,18
Kepala Bagian Pemasaran	1	7.500.000	444,18
Kepala Bagian Keuangan	1	7.500.000	444,18
Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1	7.500.000	444,18
Kepala Bagian Teknik	1	7.500.000	444,18

Kepala Bagian R & D	1	7.500.000	444,18
Seksi Litbang	1	5.000.000	296,12
Seksi Proses	1	5.000.000	296,12
Seksi Pengendalian	1	5.000.000	296,12
Seksi Laboratorium	1	5.000.000	296,12
Seksi Pemeliharaan	1	5.000.000	296,12
Seksi Utilitas	1	5.000.000	296,12
Seksi Pembelian	1	5.000.000	296,12
Seksi Pemasaran	1	5.000.000	296,12
Seksi Administrasi	1	5.000.000	296,12
Seksi Keuangan	1	5.000.000	296,12
Seksi K3	1	5.000.000	296,12
Seksi Pengolahan Limbah	1	5.000.000	296,12
Total	19		\$ 6.662,71

4) *Maintenance*

adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses. Dari tabel 38 Aries & Newton halaman 164, *Maintenance Cost* sebesar 2-10 % FCI, dalam hal ini diambil 2%.

Total biaya : \$ 13.751.002,16

5) *Plant Supplies*

Adalah biaya yang diperlukan untuk pengadaan *plant supplies*. Dari buku Aries & Newton halaman 168, *Plant Supplies Cost* sebesar 15 % dari *Maintenance Cost*.

Total biaya : \$ 2.062.50,32

6) *Royalty and Patent*

Adalah Biaya paten untuk keperluan produksi diamortisasi selama waktu proteksinya (selama paten berlaku). Royalti biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau selama waktu proteksinya (selama paten berlaku). Royalti biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau penjualan. Royalti dan Paten memiliki

range antara 1 – 5 % penjualan produk per tahun. Dalam pabrik ini diambil 1% terhadap harga jual produk (Aries & Newton hal. 168).

Total Biaya : \$ 22.750.000

7) Utilitas

Di ambil dari 25% Contingency cost+ Biaya bangunan (*building cost*)

Total Biaya : \$ 107.888.687,59

Direct Manufacturing Cost	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Bahan Baku	214.980.605,41	3.629.949.672.194,42
Tenaga Kerja	3.079,65	52.000.000,00
Supervisi Proses	6.662,71	112.500.000,00
Maintenance	13.751.002,16	232.185.809.030,17
Plant Supplies	2.062.650,32	34.827.871.354,53
Royalty and Patent	22.750.000,00	384.133.977.500,00
Utilitas	107.888.687,59	1.821.701.568.892,18
Total	361.442.687,89	6.102.963.398.971,29

Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang dikeluarkan tidak langsung akibat dari operasi suatu pabrik.

1) Payroll Overhead

Payroll Overhead meliputi biaya untuk membayar pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, dan THR, besarnya 15-20 % dari *Labor Cost*. Dalam hal ini ditetapkan 20% dari labor cost. (Aries & Newton, 1955).

Biaya : \$ 1.948,47

2) *Laboratory Cost*

Laboratory cost adalah biaya yang diperlukan untuk analisa laboratorium, besarnya 10-20 % dari Labor Cost. Dalam hal ini ditetapkan 20% dari *labor cost* (Aries & Newton, 1955).

Biaya : \$ 1.948,47

3) *Plant Overhead*

Plant Overhead cost adalah biaya yang diperlukan untuk service yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi yaitu pergudangan, biaya kesehatan, dan bonus produksi. Besarnya 50-100% dari *Labor Cost*. Dalam perkiraan ini ditetapkan 100% dari labor cost (Aries & Newton, 1955, hal. 174).

Biaya : \$ 9.742,37

4) *Packaging and Transportation*

Diambil 20% dari sales price (Aries & Newton, 1955 pg 177)).

Biaya \$ 455.000.000

IMC	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	1.948,47	32.900.000,00
<i>Laboratory Cost</i>	1.948,47	32.900.000,00
<i>Plant Overhead</i>	9.742,37	164.500.000,00
<i>Packaging and Transportation</i>	455.000.000,00	7.682.679.550.000,00
Total	455.013.639,32	7.682.909.850.000,00

Fixed Manufacturing Cost

1) Depresiasi

Depresiasi merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian, besarnya 8-10 % FCI (Aries & Newton, 1955). Ditetapkan 10% FCI, dengan rumus perhitungannya sebagai berikut:

Rumus : Depresiasi = $P-S/n$

Dengan: $P = FCI$

S= salvage value (nilai sisa) 10% FCI

n = umur pabrik (1 tahun)

Biaya Depresiasi : \$ 680.674.607,06

2) Property Taxes

Property Taxes adalah pajak yang yang dibayar oleh perusahaan, besarnya 1-2% FCI. Ditetapkan 2% dari FCI (Aries & Newton, 1955).

Biaya : \$ 13.751.002,16

3) Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, besarnya 1% dari FCI (Aries & Newton, 1955).

Biaya : \$ 6.875.501,08

<i>Fixed Manufacturing Cost</i>		
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Depresiasi	680.674.607,06	11.493.197.546.993,40
<i>Property Taxes</i>	13.751.002,16	232.185.809.030,17
Asuransi	6.875.501,08	116.092.904.515,08
Total	701.301.110,31	11.841.476.280.538,60

<i>Total Manufacturing Cost</i>		
<i>Manufacturing Cost</i>	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
DMC	361.442.687,89	6.102.963.398.971,29
IMC	455.013.639,32	7.682.909.850.000,00
FMC	701.301.110,31	11.841.476.280.538,60
Total	1.517.757.437,49	25.627.349.509.509,90

Perhitungan Modal kerja (Working Capital)

Working Capital Investment adalah biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan usaha atau modal dan biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan operasi suatu pabrik selama waktu tertentu.

1) *Raw Material Inventory*

Bahan	Kebutuhan (kg/jam)	Kebutuhan per tahun	Harga/ kg (US\$)
HCOOCH ₃	18.050,05	142.956.430,1	1,50
H ₂ O	13.537,544	107.217.322,5	-
Total			1,50

Total Biaya: \$ 4.478.762,61

2) *In Process Inventory*

Besarnya dapat diperkirakan 0,5 dari *Manufacturing Cost* (Aries & Newton, 1955) untuk waktu hold up tertentu dengan waktu operasi 1 jam.

Biaya $(0,5 \times 3 \times TCM) / (24 \times 330)$: \$ 287.454,06

3) *Product Inventory*

Product Inventory adalah biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran. Besarnya diperkirakan selama satu bulan produksi untuk harga *manufacturing cost* (Aries & Newton, 1955). Biaya sebesar *manufacturing cost* selama 30 hari.

Biaya $(30/330 \times TCM)$: \$ 137.977.948,86

4) *Extended Credit*

Adalah persediaan uang yang digunakan untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar. Besarnya diperkirakan setara dengan hasil penjualan selama satu bulan produksi (Aries & Newton, 1955). Biaya sebesar hasil penjualan selama 30 hari.

Biaya $(30/330 \times \text{Penjualan})$: \$ 206.818.181,82

5) Available Cash

Available Cash digunakan sebagai persediaan uang untuk membayar buruh, service, dan material. Besarnya diperkirakan sebanding dengan satu bulan *manufacturing cost* (Aries & Newton,1955).Biaya sebesar *Manufacturing Cost* selama 30 hari.

Biaya $(30/330 \times \text{Penjualan}) : \$ 137.977.948,86$

Working Capital Investment (WCI)

<i>Working Capital Investment</i>	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Inventory</i>	4.478.762,61	75.623.951.504,05
<i>In Process Inventro</i>	287.454,06	4.853.664.679,83
<i>Product Inventory</i>	137.977.948,86	2.329.759.046.319,08
<i>Extended Credit</i>	206.818.181,82	3.492.127.068.181,82
<i>Available Cash</i>	137.977.948,86	2.329.759.046.319,08
Total	487.540.296,22	8.232.122.777.003,86

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WC} \\
 &= \$ 687.550.108,14 + \$ 487.540.296,22 \\
 &= \$ 1.175.090.404,36
 \end{aligned}$$

4. Perhitungan *General Expense*

d. Administrasi

1) *Management salaries*

Tabel XI.3.9. *Management Salaries*

Jabatan	Jumlah (Orang)	Gaji perbulan (Rp/Orang)	Jumlah Gaji per tahun(Rp)	Jumlah Gaji per tahun (\$)
Direktur Utama	1	31.000.000	372.000.000	22.031,38
Direktur Teknik dan Produksi	1	25.000.000	300.000.000	17.767,24
Direktur Keuangan dan Umum	1	25.000.000	300.000.000	17.767,24
Staf Ahli	3	9.000.000	324.000.000	19.188,62

Kepala Bagian Produksi	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Kepala Bagian Umum	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Kepala Bagian Pemasaran	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Kepala Bagian Keuangan	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Jabatan	Jumlah (Orang)	Gaji perbulan (Rp/Orang)	Jumlah Gaji per tahun(Rp)	Jumlah Gaji per tahun (\$)
Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Kepala Bagian Teknik	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Kepala Bagian R & D	1	7.500.000	90.000.000	5.330,17
Seksi Litbang	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Proses	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Pengendalian	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Laboratorium	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Pemeliharaan	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Utilitas	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Pembelian	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Pemasaran	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Administrasi	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Keuangan	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi K3	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Seksi Pengolahan Limbah	1	5.000.000	60.000.000	3.553,45
Karyawan Keamanan	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Humas	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Administrasi	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Keuangan	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Pembelian	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Pemasaran	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Karyawan Utilitas	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan K3	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan Pemeliharaan	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79

Karyawan Laboratorium	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan Pengendalian	5	4.000.000	240.000.000	14.213,79
Karyawan Proses	18	4.000.000	864.000.000	51.169,65
Karyawan R & D	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Jabatan	Jumlah (Orang)	Gaji perbulan (Rp/Orang)	Jumlah Gaji per tahun(Rp)	Jumlah Gaji per tahun (\$)
Medis	2	4.000.000	96.000.000	5.685,52
Paramedis	2	3.000.000	72.000.000	4.264,14
Supir	3	2.500.000	90.000.000	5.330,17
Satpam	4	2.500.000	120.000.000	7.106,90
Cleaning Service	3	2.500.000	90.000.000	5.330,17
TOTAL	96	269.000.000	5.850.000.000	346.461,15

Total *management salaries* (biaya 1 tahun) : \$ 346.461,15

Legal fee & auditing disediakan setiap tahun : \$ 1.409.746,33

Total biaya administrasi adalah : \$ 1.756.207,481

e. *Sales Expense*

Besarnya 5-22% dari MC (Aries & newton, 186) diambil 5%

Biaya *Sales Expense* : \$ 75.887.871,87

f. *Research and Development*

Research and development cost adalah biaya yang diperlukan untuk peningkatan dan pengembangan produk ataupun jenisnya. Besarnya diperkirakan 2-14% dari *manufacturing cost* dan dalam perancangan ini ditetapkan 2% karena produk dari pabrik Asam Formiat ini tergolong jenis produk industrial chemical (Aries & Newton, 1955).

Biaya *Research and development* : \$ 30.355.148,75

d. *Finance*

Finance adalah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal.

Besarnya 10 % dari TCI (*Total Cost Investment*).

Biaya *finance* : \$ 68.775.010,81

Tabel XI.3.10. *General Expense* (Pengeluaran Umum)

General Expense	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Administrasi	1.756.207,481	29.653.580.885,38
<i>Sales Expenses</i>	75.887.871,87	1.281.367.475.475,49
<i>Research and Development</i>	30.355.148,75	512.546.990.190,20
<i>Finance</i>	68.775.010,81	1.160.929.045.150,84
Total	176.754.238,92	2.984.497.091.701,92

Tabel XI.3.11. Total Biaya Produksi

Total biaya Produksi	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Total <i>Manufacturing cost</i>	1.517.757.437,49	25.627.349.509.509,90
General Expanse	176.754.238,92	2.984.497.091.701,92
Total	1.694.511.676,4	28.611.846.601.211,80

8. Harga Dasar dan Harga Jual

c. Harga Dasar

Asam formiat

Kapasitas produksi per tahun = 70.000 ton/tahun

Harga dasar
$$= \frac{\text{total biaya produksi}}{\text{Kapasitas produksi}}$$

= 25 \$/kg

d. Harga jual

Harga jual Asam formiat di pasaran global berkisar : \$ 3,55 s/d \$ 28,72 per kg. Di inginkan keuntungan yang diperoleh sebesar = 0,3

Harga jual = harga dasar × (harga + keuntungan yang ingin diperoleh)

= \$ 32.500/ ton = \$32,5 /kg

Harga jual produk Asam Formiat masuk dalam pasaran global.

9. *Annual Sales* (Sa)

harga jual x Jumlah produksi

= \$ 2.275.000.000

10. Analisis Kelayakan

c. Analisis Keuntungan

Total penjualan	:	\$ 2.275.000.000
Total <i>production cost</i>	:	\$ 1.694.511.676,40
Keuntungan sebelum pajak	:	\$ 580.488.323,60
Pajak (35% dari keuntungan)	:	\$ 203.170.913,26
Keuntungan setelah Pajak	:	\$ 377.317.410,34

d. Analisis Kelayakan

1. Return of Investment (ROI)

- ROI Sebelum Pajak (Industrial Chemical minimal 11 - 44 %)

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed capital}} \times 100\%$$

$$\text{ROI b} = 84,43\%$$

- ROI Sesudah Pajak

$$\text{ROI a} = \frac{\text{Keuntungan sesudah pajak}}{\text{Fixed capital}} \times 100\%$$

$$= 54,87 \%$$

- POT sebelum pajak (industrial chemical max. 5 tahun)

$$\text{POT b} = \frac{\text{Fixed capital}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + (0,1 \times FCI)}$$

$$\text{POT b} = 1,06$$

- POT sesudah Pajak

$$\text{POT a} = \frac{\text{Fixed capital}}{\text{Keuntungan setelah pajak} + (0,1 \times FCI)}$$

$$\text{POT a} = 1,54$$

2. Percent profit On Sales (POS)

- POS sebelum pajak

$$\text{POS b} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Total penjualan produk}} \times 100\%$$

$$\text{POS b} = 25,51$$

- POS setelah pajak

$$\text{POS a} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Total penjualan produk}} \times 100\%$$

$$\text{POS a} = 16,58$$

3. Break Event Point (BEP)

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

Fa = Fixed capital pada produksi maksimum per tahun

Ra = Regulated Expense pada produksi maksimum

Sa = Penjualan maksimum per tahun

Va = Variabel Expense pada produksi maksimum per tahun

Fa (Fuxed Cost)

Depresiasi : \$ 680.574.607,06

Property Taxes : \$ 13.751.002,16

Asuransi : \$ 6.875.501,08

Total : \$ 701.301.110,31

Ra (Regulated cost)

Labor Cost : \$ 3.079,65

Payroll Overhead : \$ 1.948,47

Supervisi Proses : \$ 6.662,71

Laboratory Cost : \$ 1.948,47

General Expense : \$ 176.754.238,92

Maintenance : \$ 13.751.002,16

Plant Supplies : \$ 2.062.650,32

Total Ra \$ 192.581.530,72

Va

Bahan baku : \$ 214.980.605,41

Packaging : \$ 455.000.000

Royal : \$ 22.750.000

Utilitas	:	\$ 107.888.687,59
Total	:	\$ 800.619.293.01

Sehingga BEP = 56,66% (memenuhi BEP antara 40-60%)

4. Shut Down Point (SDP)

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

$$SDP = 3,31\%$$

(memenuhi SDP kurang dari 30%) (Humphreys, 2005))

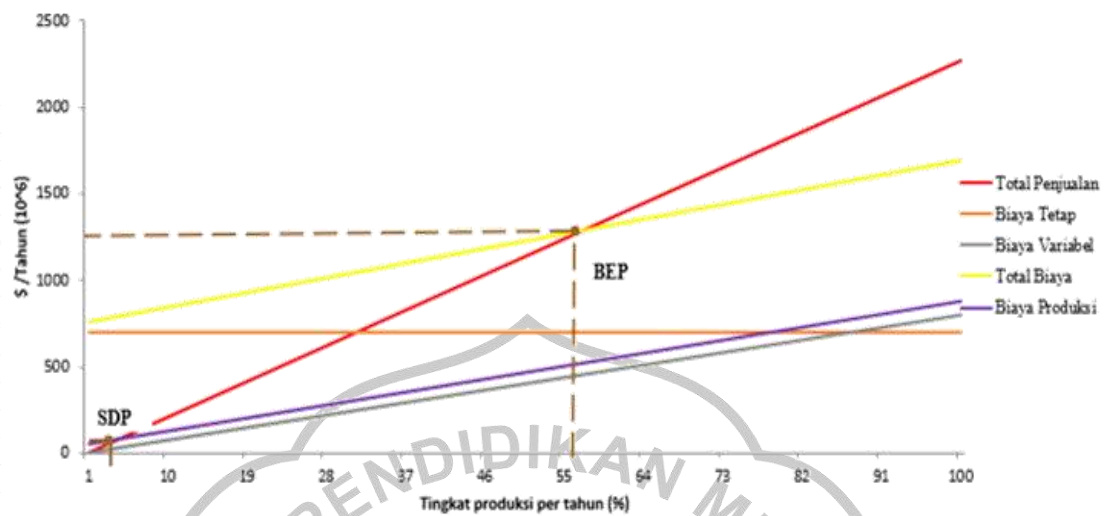
5. Discount Cash Flow Rate (DCFR)

Discount Cash Flow Rate (DCFR) merupakan salah satu cara untuk menghitung prospek pertumbuhan investasi dalam beberapa waktu yang dinyatakan dalam presentase :

FCI	:	\$ 687.550.108,14
Salvage Value (SV) (10% × FCI)	:	\$ 68.755.010,81
Depreciation Cost	:	\$ 680.674.607,06
Umur pabrik	:	10 tahun
Working Capital (WC)	:	\$ 487.540.296,22
Cast flow	:	\$ 1.126.747.028,21

Pers DCFRR

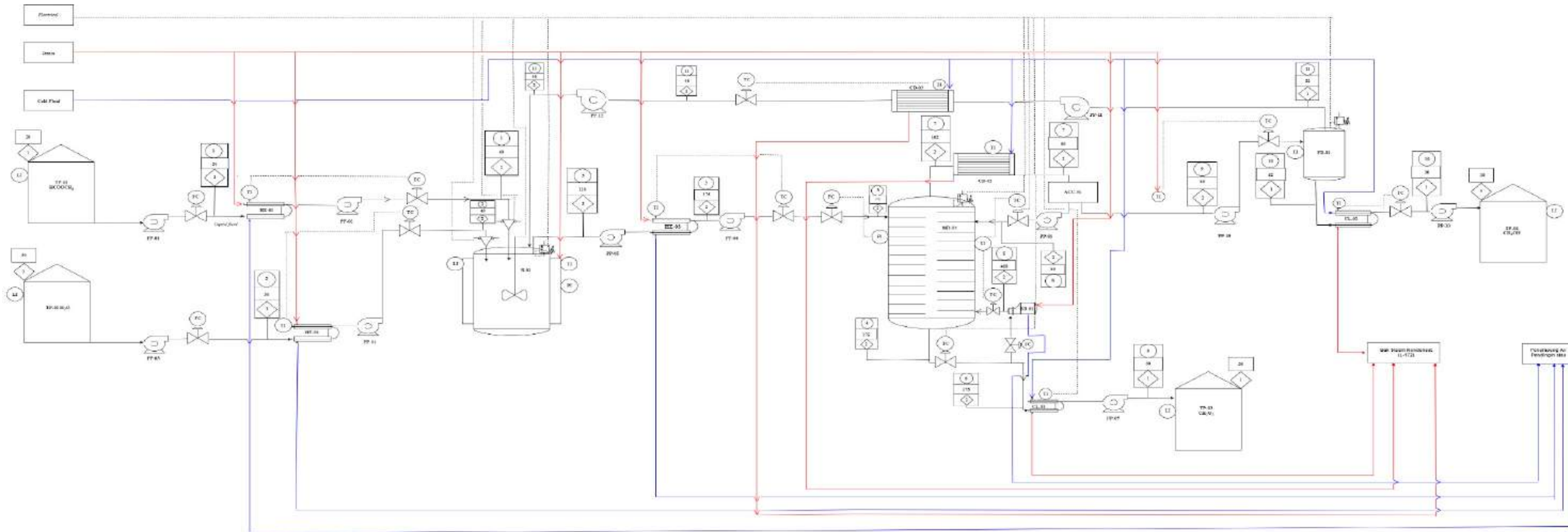
Dengan Trial diperoleh harga i	:	0.41 = 41%
Ruas kiri	:	\$ 35.983.038.040,29
Ruas kanan	:	\$ 31.741.056.177
Error	:	0,10



Gambar XI.1. Grafik *Break Even Point* dan *Shutdown Point* dengan Variasi Kapasitas Produksi

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK ASAM FORMIAT DARI METIL FORMAT DAN AIR MENGGUNAKAN REAKSI HIDROLISIS DENGAN KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (Kg/Jam)											Simbol	Keterangan	Simbol	Keterangan	Keterangan Instrumentasi		PRODI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH SORONG 2026
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11							
HCOOCH ₃	18.050,05		15.432,8				15.432,8	2.623,58	12.809,22		12.809,2		Nomor Arus	TP	Tangki Penyimpanan	LI: Level Indicator	Disusun oleh: 1.Siti Halijah Sabollah	Dosen Pembimbing 1. Nita Indriyani, M.T. 2.Ainul Alim Rahman, M.T.
H ₂ O		1.3537,54	12.755,24	1.180,612	200,704	979,91	11.574,62	1.967,69	9.606,94	9.606,94			Tekanan (Atm)	PP	Pompa Proses	FC: Flow Controller		
HCOOCH			10.648,65	10.648,65	1.810,27	8.838,38							Suhu (°C)	R	Reaktor	TI: Temperature Indicator		
CH ₃ OH	541,50		6.532,718				6.532,718	1.110,56	5.422,16	4.991,07	431,09		Electric	MD	Menara Destilasi	PI: Pressure Indicator		
													Control Valve	FD	Flash drum	TC: Temperature Controller		
													Pressure Safety Valve	CD	Condensor	PC: Pressure Controller		
													Interlock	CL	Cooler			
Total	18.591,6	13.537,5	45369,4	11.829,3	2.010,98	9.818,29	33.540,1	5.701,82	27.838,3	14.598	13.240,3			HE	Heat Exchanger			

