

LAPORAN TUGAS AKHIR ANSLIKA DAN SALSABILLA

by D T

Submission date: 19-Jul-2025 09:49AM (UTC-0500)

Submission ID: 2714771061

File name: LAPORAN_TUGAS_AKHIR_ANSLIKA_DAN_SALSABILLA_.docx (2.64M)

Word count: 13397

Character count: 84607

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Industri dalam suatu negara berperan penting karena mampu mendorong pertumbuhan ekonomi, meningkatkan arus investasi, serta membuka peluang kerja baru. Sektor industri dianggap sebagai sektor unggulan karena dapat mendorong perkembangan sektor lain seperti perdagangan, pertanian, dan jasa. Pemerintah Indonesia berkomitmen untuk terus mengembangkan sektor industri yang berdampak signifikan pada kemajuan negara, khususnya industri manufaktur, yang menjadi salah satu pilar utama pertumbuhan ekonomi nasional (Kemenperin, 2021).

Etil asetat merupakan salah satu komoditas kimia menjadi prospek yang menjanjikan untuk dikembangkan di Indonesia. Senyawa tersebut banyak digunakan sebagai pelarut dalam industri, terutama dalam produksi cat, plastik, parfum, kosmetik, minyak atsiri, dan memenuhi kebutuhan industri farmasi. Kegunaan etil asetat yang sangat luas memerlukan suplai dalam jumlah besar. Berdasarkan data impor, permintaan etil asetat di Indonesia masih sangat tinggi dan terus meningkat setiap tahunnya, sementara kapasitas produksi dalam negeri masih sangat terbatas. Oleh karena itu, pembangunan pabrik etil asetat di Indonesia menjadi suatu urgensi, karena dapat mengurangi ketergantungan pada impor dan menyeimbangkan arus impor-ekspor etil asetat.

Mendirikan pabrik etil asetat menggunakan bahan baku dari dalam negeri, diharapkan dapat meningkatkan perputaran ekonomi domestik, memperbesar kapasitas produksi komoditas terkait, mendorong pertumbuhan ekonomi, serta mendorong munculnya industri baru yang memanfaatkan etil asetat. Hal ini juga berpotensi menciptakan lapangan kerja baru bagi masyarakat Indonesia.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Etil asetat merupakan salah satu jenis pelarut yang tersusun dari unsur-unsur karbon, *hydrogen*, dan oksigen yang mempunyai rumus molekul $\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$. Etil asetat berwujud cairan bening yang memiliki aroma yang khas. Etil asetat ini biasanya diproduksi dalam skala besar yang sering digunakan sebagai pelarut. Etil asetat sering disingkat EtAc (Et yang berarti gugus etil dan Oac yang berarti asetat).

2 Dalam perkembangannya, produksi senyawa etil asetat bisa diperkirakan permintaannya akan meningkat 3-4% per tahun secara global. Hal ini disebabkan tingginya permintaan produk etil asetat sebagai pelapis permukaan dan sebagai pengganti pelarut restriktif. Secara geografis, permintaan terkuat berada di China dan Asia Tenggara. Sementara itu, pasar yang berada di negara-negara maju, seperti Eropa Barat dan juga Amerika Serikat, akan mengalami tingkat pertumbuhannya yang sama atau kurang dari Produk Domestik Bruto (PDB).

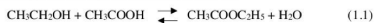
Di Amerika Serikat, tingkat pertumbuhan produk etil asetat di masa depan diprediksi akan menjadi sebesar 2% per tahun. Amerika Serikat menggunakan sekitar 60% etil asetat sebagai pelarut dalam berbagai formulasi bahan pelapis. Selama 20 tahun terakhir, etil asetat kurang kompetitif dibandingkan dengan pelapis berpelarut air karena etil asetat mudah menguap di lingkungan. Asia Tenggara dan China adalah wilayah terpenting di dunia untuk produksi dan konsumsi etil asetat. Pasar cat dan pelapis di Asia Tenggara diperkirakan akan tumbuh sebesar 5-6% per tahun. Beberapa pabrik etil asetat di China dapat mengalami pertumbuhan pemasaran setidaknya sebanyak 8% per tahun. Indonesia pada awalnya memiliki dua pabrik etil asetat. Salah satunya yaitu PT Showa Esterindo yang merupakan anak Perusahaan konsolidasi Showa Denko (SDK). Namun, tahun 2014 SDK membubarkan PT Showa Esterindo (Huang, 2017).

1.3. Macam-macam Proses Pembuatan Etil Asetat

Etil asetat dalam pembuatannya dapat diproduksi dengan beberapa proses reaksi. Beberapa proses pembuatan etil asetat yaitu dapat dicapai dengan menggunakan proses esterifikasi, proses reaksi Tischenko, proses hidrogenasi, dan proses dehidrogenasi. Proses pembentukan etil asetat dalam beberapa jenis proses dapat dilihat pada uraian sebagai berikut.

1.3.1. Proses Esterifikasi

Proses esterifikasi merupakan proses pembuatan etil asetat yang paling umum dilakukan. Pada proses ini reaktan yang digunakan merupakan etanol dan asam asetat dengan menggunakan katalis asam sulfat, asam klorida, atau *toluene sulfonic acid*. Reaksi dari asam asetat dan etanol dengan katalis dapat menghasilkan *yield* produk hingga 65% dengan reaksi sebagai berikut:



Sintesa etil asetat dapat dilakukan dengan kisaran temperature 70-90°C dengan konversi sekitar 66-68% (Piotrowski dan Kubica, 2021). Proses reaksi untuk menghasilkan etil asetat dapat dipercepat menggunakan katalis asam dan untuk kesetimbangan reaksinya dapat digeser kearah produk dengan membuang kandungan air yang diperoleh dari proses reaksi.

1.3.2. Proses Reaksi Tischenko

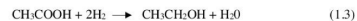
Proses Tischenko ini pertama kali dikembangkan oleh Tischenko, dengan *yield* sebesar 61%. Bahan baku yang digunakan adalah asetaldehid dengan memakai katalis aluminium etoksida pada temperature 20°C. Proses Tischenko dikembangkan pada industri di Eropa selama satu setengah abad di mana asetaldehid menjadi bahan intermediet yang penting dibanding etilen. Pembuatan etil asetat berdasarkan reaksi Tischenko dapat terbentuk dengan reaksi sebagai berikut:



Reaksi Tischenko ini tidak terlalu populer dibandingkan dengan reaksi esterifikasi. Hal ini disebabkan karena ketersediaan bahan baku yang susah didapatkan karena banyak digunakan di industri petrokimia dan harganya yang mahal (Piotrowski dan Kubica, 2021).

1.3.3. Proses Hidrogenasi

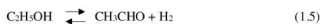
Reaksi Hidrogenasi dilakukan dengan menambahkan gas hidrogen ke dalam asam asetat sebagai bahan baku. Reaksi ini dapat dicapai dengan adanya bantuan katalis metal seperti platinum dan paladium. Reaksi pada proses hidrogenasi yaitu sebagai berikut:



Reaksi hidrogenasi dapat terjadi pada kisaran temperature 125-350°C. Besarnya konversi yang terbentuk pada reaksi ini didasarkan pada banyaknya persen *mol feed* yaitu asam asetat yang terkonversi. Konversi dapat dicapai hingga 80% dan dengan katalis yang sesuai konversi dapat mencapai 90%. Selektivitas produk samping tinggi hingga 85% dan proses hidrogenasi yang memiliki nilai selektivitas yang rendah pada reaksi yang tidak diinginkan yaitu sebesar < 4%.

1.3.4. Proses Dehidrogenasi

Proses dehidrogenasi dilakukan dengan melepaskan atom hidrogen pada bahan baku yaitu etanol yang dalam proses reaksinya aliran *feed* dikontakkan dengan katalis *cooper oxide*. Proses reaksinya terjadi secara dua tahap dari etanol hingga menjadi etil asetat sebagai produk utama. Reaksi dehidrogenasi etanol yaitu sebagai berikut:



Menurut WO Patent No. 173679 A2, proses dehidrogenasi dapat menghasilkan produk etil asetat dengan kemurnian yang tinggi sebesar 99,5% dan bahan baku yang digunakan ialah bahan baku murni sehingga impurities tidak terbentuk banyak dan proses pemurniannya lebih mudah (WO Patent No. 173679 A2).

1.4. Sifat Fisik dan Kimia

Tabel 1. 1 Sifat Fisik dan Kimia

Senyawa	Etanol	Etil Asetat	Hidrogen	Air
Rumus molekul	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	$\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2$	H_2	H_2O
Berat molekul (kg/kmol)	46,069	88,11	2,014	18,02
Berat jenis (gr/cm ³)	0,7893	0,902	89	1
Viskositas (cP)	1,17	0,426	0.0088	1
Titik didih (°C)	78,37	77,1	-252,87	100
Titik lebur (°C)	-112	-83,6	-259,1	0
Tekanan kritis (atm)	63,1	63	12,8	218,3
Temperatur kritis (°C)	243,15	243,1	33,3	647

2 $\Delta H^{\circ}f_0$ (kkal/mol)	-51,3	-105,86	-	-57,7979
$\Delta G^{\circ}f_0$ (kkal/mol)	-26,06	-78,20	-	-54,6351
Fase	Liquid	Liquid	Gas	Liquid
19 Warna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna

(Yaws, 1999)

BAB II

PERENCANAAN PABRIK

2.1. Alasan Pendirian Pabrik

Etil asetat banyak digunakan pada industri kimia sebagai bahan baku dan bahan pendukung industri lain khususnya sebagai pelarut di industri kosmetik, makanan, cat, tinta, dan obat-obatan. Hal ini menjadi salah satu alasan perlu ditingkatkannya produksi dan pendirian pabrik pembuatan etil asetat di Indonesia. Adapun faktor-faktor lain yang menjadi pendorong didirikannya pabrik etil asetat adalah sebagai berikut:

- 1) Pabrik ini mendorong tumbuhnya industri lain yang menggunakan etil asetat sebagai bahan baku atau bahan penunjang.
- 2) Meningkatkan produksi etil asetat di Indonesia sehingga dapat memenuhi kebutuhan dan mengurangi ketergantungan impor etil asetat.
- 3) Pabrik ini diharapkan dapat meningkatkan pertumbuhan ekonomi, khususnya masyarakat sekitar dan pertumbuhan ekonomi Indonesia pada umumnya.
- 4) Dapat menjadi sumber lapangan kerja baru bagi masyarakat, sehingga mengurangi jumlah pengangguran di Indonesia.
- 5) Pabrik ini dalam jangka panjang selain dapat memenuhi kebutuhan untuk pasar dalam negeri, juga diharapkan dapat memenuhi permintaan luar negeri.
- 6) Meningkatkan nilai guna etanol yang jumlah produksinya besar di Indonesia sebagai bahan baku utama dari pembuatan etil asetat.

2.2. Penentuan Kapasitas

Berdasarkan data impor dan ekspor yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik dari tahun 2019 sampai 2023 pada Tabel 2.1. menunjukkan data statistik impor etil asetat di Indonesia. Tabel 2.2. menunjukkan data statistik ekspor etil asetat di Indonesia.

Tabel 2. 1 Data Impor Etil Asetat di Indonesia

Tahun	Ton/Tahun
2019	68,130.27
2020	70,346.69

2021	109,497.76
2022	132,853.27
2023	89,486.68

Tabel 2.2 Data Ekspor Etil Asetat di Indonesia

Tahun	Ton/Tahun
2019	19.68
2020	7.53
2021	344.60
2022	407.68
2023	420.84

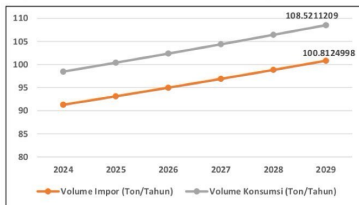
$$\% P = \frac{X1 - X2}{X1} \times 100\%$$

Keterangan :

X1 = Nilai Impor/ Ekspor Awal

X2 = Nilai Impor/ Ekspor Akhir

Berdasarkan persamaan tersebut dapat dihubungkan dalam sebuah grafik volume impor dan konsumsi etil asetat di Indonesia sebagai berikut



Gambar 2.1 Volume Impor dan Konsumsi Etil Asetat Tahun 2024-2029

Dengan persamaan di atas maka akan diperoleh volume impor dan konsumsi etil asetat, sehingga dapat disubstitusikan dengan persamaan berikut :

$$\text{Produksi} + \text{Impor} = \text{Konsumsi} + \text{Ekspor}$$

Persamaan diatas dapat menentukan perkiraan kapasitas pabrik etil asetat. Rencana pembangunan pabrik etil asetat dilakukan pada tahun 2029 sehingga diperoleh kebutuhan etil asetat di Indonesia pada tahun 2029 yaitu sebesar 108,107 ton/tahun. Pemilihan kapasitas rancangan pabrik etil asetat adalah 54.000 ton pertahun untuk memenuhi kebutuhan Indonesia terhadap senyawa etil asetat sebesar 50%.

2.3. Pemilihan Proses

Dalam perancangan pabrik etil asetat kali ini, proses yang dipilih dalam prarancangan pabrik etil asetat berupa proses yaitu proses dehidrogenasi sesuai dengan WO Patent No. 173679 A2 tahun 2024. Proses tersebut dipilih karena mampu memproduksi etil asetat dengan kemurnian >99,5%. Bahan baku tersebut sudah diproduksi asal di negara Indonesia sehingga tidak perlu melakukan impor bahan untuk produksi sehingga dapat memangkas biaya produksi.

2.4. Pemilihan Bahan Baku

Pemilihan bahan baku merupakan salah satu faktor penting dalam memproduksi etil asetat. Bahan baku yang digunakan pada prarancangan pabrik etil asetat adalah etanol. Pemilihan bahan baku tersebut didasarkan pada beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Bahan baku berupa etanol diperoleh dari PT Indo Acidatama yang terletak di Solo, Jawa Tengah yang memproduksi etanol dengan kemurnian 96.5% sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang dibutuhkan.
2. Persediaan bahan baku yang memadai dan juga harga bahan baku yang relatif murah, serta jalur transportasi bahan baku yang disuplai ke lokasi perencanaan pabrik juga memadai.
3. Pengoperasian dan juga pemeliharaan peralatan yang digunakan selama proses relatif murah.
4. Kemurnian produk yang dihasilkan tinggi.

2.5. Uraian Proses

Proses pembuatan etil asetat dilakukan dengan proses dehidrogenasi yang merujuk pada patent WO 2024/173679 A2, yang diterbitkan pada tanggal 22 Agustus 2024. Proses pembuatan etil asetat terdiri dari tiga tahapan proses, yaitu :

1. Tahap Preparasi
2. Tahap Reaksi (Sintesa)

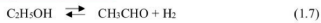
3. Tahap Separasi dan Purifikasi Produk

2.5.1. Tahap Preparasi

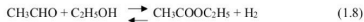
Bahan baku etanol yang mempunyai kemurnian 96,5% dari Tangki-01 (T-01) yang telah dicampurkan dengan aliran *recycle* dari *Knock Out Drum*-01 (KOD-01) di *Mixing Point*-01 (MP-01). Bahan baku selanjutnya dilewatkan ke *Heater*-01 (H-01), dipanaskan sebelum dialirkan ke *Vaporizer*-01 (VP-01) sehingga fasa bahan baku berubah dalam bentuk uap untuk menyesuaikan kondisi operasi sebelum masuk ke Reaktor-01 (R-01).

2.5.2. Tahap Reaksi (Sintesis)

Aliran feed bahan baku dari VP-01 selanjutnya dialirkan menuju R-01 untuk dilakukan proses sintesa. Reaksi dehidrogenasi terjadi di dalam reaktor berjenis *Fixed Bed Reactor* yang berlangsung pada kondisi temperatur 200°C dan tekanan 10 atm. Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Etanol Asetaldehida Hidrogen



Asetaldehida Etanol Etil Asetat Hidrogen

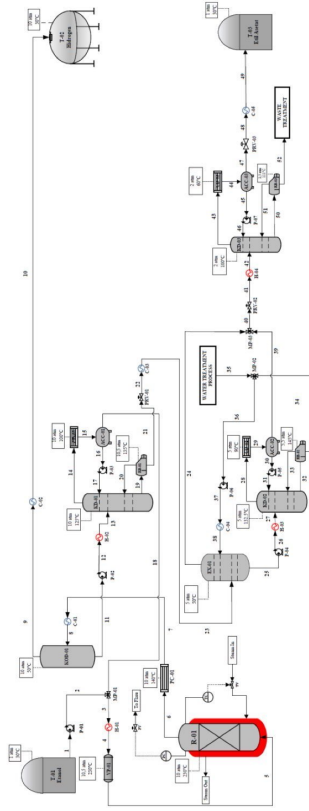
Hasil keluaran dari R-01 yang berupa campuran antara etil asetat, etanol yang tidak bereaksi, hidrogen, air, dan *impurities* yang selanjutnya dialirkan ke dalam Kolom Distilasi-01 (KD-01) untuk dilakukan tahap separasi.

2.5.3. Separasi dan Purifikasi

Aliran campuran dari R-01 selanjutnya dilewatkan ke *Cooler*-01 (C-01) untuk menyesuaikan kondisi operasinya sebelum diproses di dalam KD-01, yaitu temperatur 160°C dan tekanan 10 atm. Campuran dialirkan ke dalam KD-01 untuk memisahkan etil asetat dari campuran, temperatur bagian bawahnya sebesar 200°C dan tekanan 10 atm, serta bagian atasnya sebesar 160 °C dengan tekanan 10 atm. *Bottom product* KD-01 berupa etil asetat dan *impurities* selanjutnya dialirkan ke Kolom Ekstraksi-01 (KE-01), sedangkan *top product* yang berupa etanol yang tidak bereaksi, air, dan *hydrogen* selanjutnya didinginkan di dalam *Cooler*-02 (C-02) hingga temperatur 50°C. Aliran tersebut akan dipisahkan pada *Knockout Drum*-01 (KOD-01) akan menghasilkan *top product* yaitu *hydrogen* yang akan disimpan pada Tangki Hidrogen-02 (T-02) untuk dijual, sedangkan *bottom product* berupa etanol

yang tidak bereaksi dan air akan di bagi menjadi dua aliran yaitu aliran *reflux* ke KD-01, dan aliran *rycycle* yang selanjutnya dialirkan ke MP-01.

Aliran *bottom product* KD-01 selanjutnya dialirkan menuju Kolom Ekstraksi-01 (KE-01) untuk dilakukan ekstraksi cair-cair, selanjutnya dilewatkan ke *Heater*-01 (H-01) untuk menyesuaikan kondisi operasinya sebelum diproses di dalam KD-02 agar dilakukan proses separasi lebih lanjut untuk mencapai etil asetat dengan kemurnian >99,8%, dengan temperatur bagian bawahnya sebesar 160°C dan tekanan 2 atm, serta bagian atasnya sebesar 120°C dengan tekanan 2 atm. Di dalam KD-02 butanol dan etil butirat yang merupakan *impurities* akan dipisahkan untuk memperoleh etil asetat dengan kemurnian >99,8%. *Impurities* akan keluar melalui bagian bawah KD-02 dan dialirkan menuju IPAL, sedangkan produk selanjutnya akan ditampung di dalam T-03.



Keterangan Gambar 2

ACC = Accumulator
 C = Cooler
 CD = Condenser
 EX = Extractor
 KD = Kolom Distilasi
 PC = Partial Condenser

P = Pompa
 VC = Vessel
 VP = Vessel Reducing Valve
 R = Reaktor
 RS = Refraktor

	UNIVERSITAS BRAWIJAYA	
	FAKULTAS TEKNIK	
	DISUSUN OLEH	
	BAGIKAN ALIR PROSES FARKER, F	

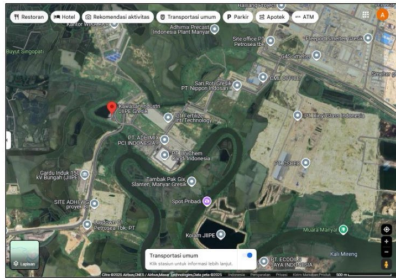
BAB III

LOKASI DAN LETAK PABRIK

3.1. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat penting dalam menentukan perkembangan dan keberlangsungan industri. Faktor ini melibatkan berbagai elemen terkait produksi dan distribusi, baik untuk kegiatan operasional saat ini maupun untuk kebutuhan di masa mendatang. Perencanaan jangka panjang, termasuk pengembangan infrastruktur, diversifikasi produk, area pemasaran, perubahan sumber bahan baku, dan faktor lainnya, harus diperhatikan dengan cermat saat memilih lokasi pabrik. Pemilihan lokasi yang tepat akan meminimalkan biaya produksi serta distribusi produk, sehingga pabrik akan lebih menguntungkan.

Berdasarkan beberapa faktor tersebut, pabrik pembuatan etil asetat berkapasitas 54.000 ton/tahun direncanakan didirikan di Kawasan Industri Java Integrated Industrial and Ports Estate (JIIFE), Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Pemilihan lokasi pabrik di kawasan industri JIIFE karena lokasi kawasan industri JIIFE memiliki posisi yang strategis untuk pengembangan sektor industri. Kawasan ini memiliki luas area industri sebesar 3.000 hektar dan telah ditetapkan sebagai Kawasan Ekonomi Khusus (KEK), yang memberikan berbagai insentif pajak dan kemudahan regulasi bagi investor. Kawasan industri JIIFE juga memiliki fasilitas pelabuhan terintegrasi yang memudahkan ekspor produk ke pasar internasional dan distribusi domestik. Selain itu, kabupaten Gresik terletak di wilayah strategis dengan akses mudah ke pasar domestik utama, seperti Surabaya dan kota-kota lain di Jawa Timur serta Jawa Tengah.



Gambar 3.1 Peta Rencana Lokasi Pendirian Pabrik

(Sumber: *Google Maps*, 2025)

3.2. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu faktor terpenting yang harus tersedia dalam pemilihan lokasi pendirian suatu pabrik. Pemilihan lokasi pabrik diusahakan sedekat mungkin dengan lokasi bahan baku sehingga dapat meminimalisir biaya transportasi dan memberikan keuntungan ekonomi yang besar. Bahan baku yang digunakan dalam pabrik pembuatan etil asetat yaitu etanol yang diperoleh dari PT Indo Acidatama yang merupakan salah satu produsen terbesar di Indonesia. Salah satu keuntungan pembangunan pabrik di Kawasan Industri JIPE yaitu kemudahan akses tol dimana PT Indo Acidatama dihubungkan dengan jalur tol yang berhubungan langsung dengan tol Kawasan Industri JIPE. Jarak Kawasan Industri JIPE dengan PT Indo Acidatama hanya 252 km dan dapat ditempuh selama 2 jam 55 menit dengan menggunakan kendaraan beroda empat. Kawasan Industri JIPE dilengkapi dengan jalur kereta api khusus yang terhubung langsung ke jaringan kereta api umum. Sebagian besar pengangkutan bahan baku dilakukan melalui jalur kereta api, tetapi pengiriman juga dapat dilakukan menggunakan truk melalui jalan tol sebagai alternatif. Ketersediaan transportasi yang terintegrasi dengan sumber

bahan baku mempermudah distribusi, sehingga proses dapat berlangsung lebih cepat dan mengurangi risiko selama perjalanan.



Gambar 3. 2 Peta Lokasi Jarak Sumber Bahan Baku dengan Lokasi Pendirian Pabrik
(Sumber: *Google Maps*, 2025)

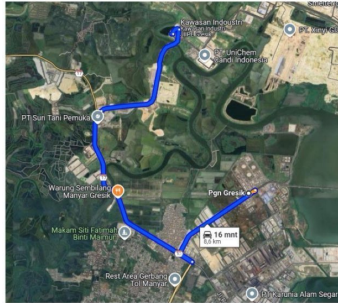
3.3. Pemasaran dan Transportasi

Kawasan Industri JIPE memiliki lokasi yang strategis untuk proses pemasaran maupun transportasi. Kawasan ini terletak sekitar 24 km dari Surabaya sehingga menawarkan konektivitas unggul melalui transportasi multimoda, termasuk pelabuhan laut dalam yang terhubung langsung, akses jalan tol, dan jalur kereta api ganda yang menghubungkan ke berbagai wilayah di Pulau Jawa. Akses jalan tol yang dihubungkan langsung ke Kawasan Industri JIPE memudahkan akses keluar masuk pabrik dan tidak menghambat proses pemasaran dan distribusi melalui jalur darat. Kawasan JIPE juga memiliki pelabuhan khusus untuk industri sehingga memberikan efisiensi logistik bagi perusahaan-perusahaan yang beroperasi di kawasan tersebut, mengurangi biaya pengiriman dan mempercepat proses distribusi barang.

3.4. Ketersediaan Sistem Utilitas

Ketersediaan sistem utilitas seperti air dan bahan bakar merupakan faktor penting dalam memilih lokasi pendirian pabrik. Lokasi pabrik yang akan didirikan harus berdekatan dengan ketersediaan air sehingga dapat meminimalisir biaya untuk memenuhi kebutuhan air dalam jangka waktu yang lama. Kebutuhan air dalam proses produksi maupun untuk keperluan pendukung lainnya diperoleh dari Sungai Kalimireng yang terletak di sebelah lokasi pendirian pabrik. Selain itu, Kawasan Industri JIPE juga memiliki Instalasi Pengolahan Air untuk kebutuhan industri yang dapat menjadi sumber

alternatif. Sementara bahan bakar yang digunakan dalam unit utilitas pabrik yaitu *Liquid Natural Gases* (LNG) diperoleh dari PT Perusahaan Gas Negara (PGN) yang hanya berjarak 8.6 km dengan jarak tempuh 16 menit sehingga kebutuhan bahan bakar dapat terpenuhi.



Gambar 3. 3 Peta Lokasi Jarak Perusahaan Gas Negara dengan Lokasi Pendirian Pabrik

(Sumber: *Google Maps*, 2025)

3.5. Ketersediaan Tenaga Kerja

Ketersediaan tenaga kerja juga termasuk salah satu faktor penting yang mempengaruhi jalannya suatu pengoperasian pabrik, tenaga kerja yang dibutuhkan oleh pabrik diantaranya adalah tenaga kerja terdidik, terampil dan juga tenaga kerja lapangan. Tenaga kerja terdidik dan terampil dapat diperoleh dari lulusan universitas yang dekat dengan kawasan berdirinya pabrik khususnya dan dapat diperoleh dari universitas dan sekolah di seluruh Indonesia umumnya, sedangkan untuk kebutuhan tenaga kerja lapangan dapat diperoleh dari kerjasama dengan pemerintah setempat dengan cara mensosialisasikan kepada masyarakat disekitar pabrik dengan tujuan menekan angka pengangguran di daerah tersebut.

3.6. Letak Geografis

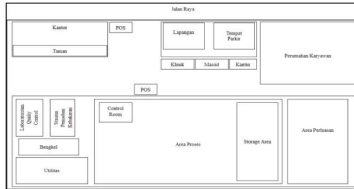
Letak geografis lingkungan sekitar pabrik yang akan didirikan merupakan faktor yang sangat penting untuk dipertimbangkan. Letak geografis dapat mempengaruhi pada optimalnya keselamatan kerja dalam proses produksi pabrik. Lokasi rencana pabrik etil asetat merupakan daerah yang stabil baik ditinjau dari segi geografis maupun meteorologinya. Secara klimatologi, kabupaten Gresik memiliki iklim tropis dengan temperatur rata-rata 28,5 °C dengan kelembaban udara rata-rata 75%, Curah hujan relatif rendah yaitu rata-rata 2.245 mm per tahun. Selain itu kawasan ini terletak di sekitar 5-10 meter di atas permukaan laut, dengan kondisi yang relatif datar. Ini menjadikannya area yang cocok untuk pembangunan kawasan industri. JIPE juga mengklaim bahwa Kawasan Industri JIPE merupakan kompleks bebas banjir (JIPE, 2018).

3.7. Tata Letak Pabrik

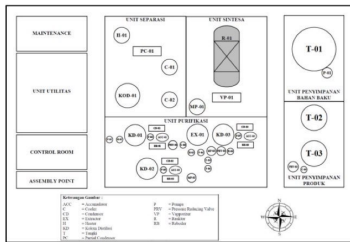
Penentuan tata letak pabrik, tata letak peralatan proses, penyimpanan bahan baku dan produk, laboratorium, kantor dan sarana transportasi harus ditata sedemikian rupa, sehingga diperoleh koordinasi kerja yang efisien. Hal-hal yang harus dipertimbangkan dalam tata letak pabrik adalah:

1. Pengoperasian, pengendalian dan perbaikan semua peralatan proses harus mudah dilakukan, karena letak pabrik ditata berdekatan dengan unit pengoperasian, unit pengendalian dan unit perbaikan.
2. Pengaturan tata letak bangunan, sehingga memenuhi syarat kesehatan dan jalur jalan yang tepat.
3. Keselamatan dan keamanan kerja karyawan. Dalam hal ini memberi kebebasan yang cukup leluasa diantara peralatan di mana letak dan jarak alat-alat proses, instrumen dan juga pipa-pipa harus sistematis dan aman, juga mempermudah pemeriksaan dan perbaikan serta aspek keselamatan lingkungan kerja.
4. Distribusi utilitas yang tepat dan ekonomis
5. Pemakaian areal harus ekonomis, sehingga kemungkinan adanya perluasan pabrik di masa yang akan datang.
6. Penempatan peralatan pembantu harus strategis.

7. Buangan dan sisa-sisa pabrik tidak mengganggu dan tidak menyebabkan polusi.



Gambar 3.4 Perencanaan Tata Letak Pabrik



Gambar 3.5 Perencanaan Tata Letak Peralatan Proses

3.8. Perkiraan Luas Tanah

Luas tanah pabrik etil asetat diperkirakan dengan berbagai pertimbangan sehubungan dengan tata letak peralatan, lokasi pabrik, dan bangunan, maka pabrik etil asetat dalam pendiriannya membutuhkan luas area sebesar 5,6 Ha dengan perincian yaitu:

1. Luas tanah area proses : 1,62 Ha
 2. Luas tanah perkantoran dan fasilitas lainnya : 3,63 Ha
 3. Luas tanah perluasan pabrik : 0,32 Ha
- Total luas yang dibutuhkan : 5,6 Ha

BAB IV

NERASA MASSA DAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi : 54.000 ton/tahun Etil Asetat

Operasi Pabrik : 330 hari/tahun

Basis Perhitungan : 1 jam operasi

Bahan Baku : Etanol

4.1. Neraca Massa

4.1.1. Neraca Massa *Mixing Point* – 01(MP-01)

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)
	Aliran (2)	Aliran (18)	Aliran (3)
Etanol	7.667,6173	7.667,4299	15.335,0472
Total	15.335,047		15.335,0472

4.1.2. Neraca Massa *Mixing Point* – 02(MP-02)

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)
	Aliran (35)	Aliran (34)	Aliran (36)
Air	0,3566	35.653,3161	35.653,6727
Total	35.653,6727		35.653,6727

4.1.3. Neraca Massa *Mixing Point* – 03(MP-03)

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)
	Aliran (39)	Aliran (24)	Aliran (40)
Butanol	14,8014	177,6174	192,4188
Etil Asetat	6.742,3483	75,8336	6.818,1818
Sub Total	6.757,1497	253,4509	7.010,6007
Total	7.010,6007		7.010,6007

4.1.4. Neraca Massa *Vaporizer* – 01(VP-01)

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)
	Aliran (4)	Aliran (5)	
Etanol	15.335,0472	15.335,0472	
Air	589,1970	589,1970	
Total	15.924,2442	15.924,2442	

4.1.5. Neraca Massa Reaktor – 01(R-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Aliran (5)	Aliran (6)
Etil Asetat	15.335,0472	6.894,1038
Etanol	589,1970	7.667,5236
Air	0,0000	679,2071
Hidrogen	0,0000	313,3684
Butanol	0,0000	370,0414
Total	15.924,2442	15.924,2442

4.1.6. Neraca Massa *Partial Condensor* – 01(PC-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Aliran (6)	Aliran (7)
Etanol	7.667,5236	7.667,5236
Etil Asetat	6.894,1038	6.894,1038
Hidrogen	313,3684	313,3684
Butanol	370,0414	370,0414
Air	679,2071	679,2071
Total	15.924,2442	15.924,2442

4.1.7. Neraca Massa *Knock Out Drum* – 01(KOD-01)

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)	
	Aliran (8)	Aliran (9)	Aliran (10)	Aliran (11)
Etil Asetat	6.894,1038	0,0877	6.894,0162	
Etanol	7.667,5236	0,0937	7.667,4299	
Air	679,2071	0,0090	679,1981	
Hidrogen	313,3684	313,3684	0,0000	
Butanol	370,0414	0,0052	370,0362	
Sub Total	15.924,2442	313,5639	15.610,6803	
Total	15.924,2442		15.924,2442	

4.1.8. Neraca Massa Kolom Distilasi – 01(KD-01)

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)	
	Aliran (13)	Aliran (14)	Aliran (15)	Aliran (19)
Etanol	7.667,4299	7.667,4299	0,0001	
Etil Asetat	6.894,0162	0,0001	6.894,0161	
Butanol	370,0362	-	370,0362	
Air	679,1981	-	679,1981	
Sub Total	15.610,6803	7.667,4299	7.943,2504	
Total	15.610,6803		15.610,6803	

4.1.9. Neraca Massa *Condenser* – 01(CD-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Aliran (14)	Aliran (15)
Etanol	18.488,8014	18.488,8014

Total		18,488,8014	18,488,8014
--------------	--	--------------------	--------------------

4.1.20. Neraca Massa *Accumulator* – 01(ACC-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (15)	Aliran (16)	Aliran (18)
Etil Asetat	18,488,8014	10,821,3715	7,667,4299
Total	18,488,8014	18,488,8014	

4.1.21. Neraca Massa *Reboiler* – 01(RB-01)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (19)	Aliran (20)	Aliran (21)
Etil Asetat	29,779,9915	22,885,9755	6,894,0160
Air	2,933,9231	2,254,7250	679,1981
Butanol	1,598,4404	1,228,4043	370,0362
Sub Total	34,312,3550	26,369,1047	7,943,2503
Total	34,312,3550	34,312,3550	

4.1.22. Neraca Massa *Extractor* – 01(EX-01)

Komponen	Input (kg/h)		Output (kg/h)	
	Aliran (23)	Aliran (38)	Aliran (24)	Aliran (25)
Etil Asetat	6,894,0160	0,0000	6,818,1818	75,8342
Air	679,1981	34,974,4746	0,3565	35,653,3161
Butanol	370,0362	0,0000	192,4188	177,6174
Sub Total	7,943,2503	34,974,4746	6,881,7751	36,035,9498
Total	42,917,7249		42,917,7249	

4.1.23. Neraca Massa *Kolom Distilasi* – 02(KD-02)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (27)	Aliran (28)	Aliran (32)
Etil Asetat	75,8342	75,8336	0,0006
Butanol	35,653,3161	-	35,653,3161
Air	177,6174	177,6174	-
Sub Total	35,906,7677	253,4509	35,653,3167
Total	35,906,7677	35,906,7677	

4.1.24. Neraca Massa *Condensor* – 02(CD-02)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)
	Aliran (28)	Aliran (29)
Etil Asetat	593,2775	593,2775
Butanol	1,389,5742	1,389,5742
Total	1,982,8517	1,982,8517

4.1.25. Neraca Massa *Accumulator* – 02(ACC-02)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (29)	Aliran (30)	Aliran (39)
Etil Asetat	593,2775	517,4439	7,8336

Butanol	1.389,5742	1.211,9569	177,6174
Sub Total	593,2775	517,4439	75,8336
Total	593,2775		593,2775

4.1.26. Neraca Massa *Reboiler* – 02(RB-02)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (32)	Aliran (33)	Aliran (34)
Air	36.112,6729	459,3568	35.653,3161
Total	36.112,6729		36.112,6729

4.1.27. Neraca Massa Kolom Distilasi – 03(KD-03)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (42)	Aliran (43)	Aliran (50)
Etil Asetat	6.818,1818	6.818,1818	0,0001
Butanol	192,4188	0,0000	192,4188
Air	0,3565	0,0000	0,3565
Sub Total	7.010,9572	6.818,1818	192,7754
Total	7.010,9572		7.010,9572

4.1.28. Neraca Massa *Condenser* – 03(CD-03)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (43)	Aliran (44)	
Etanol	30.954,4087	30.954,4087	
Total	30.954,4087	30.954,4087	

4.1.29. Neraca Massa *Accumulator* – 03(ACC-03)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (44)	Aliran (45)	Aliran (47)
Etil Asetat	30.954,4087	24.136,2269	6.818,1818
Total	30.954,4087		30.954,4087

4.1.30. Neraca Massa *Reboiler* – 03(RB-03)

Komponen	Input (kg/h)	Output (kg/h)	
	Aliran (50)	Aliran (51)	Aliran (52)
Butanol	26.025,4699	25.833,0511	192,4188
Air	48,2231	47,8666	0,3565
Sub Total	26.073,6930	25.880,9177	192,7753
Total	26.073,6930		26.073,6930

4.2. Neraca Panas

4.2.1. Neraca Panas *Mixing Point* – 01 (MP-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	1.02E+05	-
Q ₂	8.98E+04	-
Q ₃	-	1,92E+05
Total	191.877,0277	191.877,0277

4.2.2. Neraca Panas *Heater* - 01 (H-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _i	1.92E+05	-
Q ₂	-	4.31E+06
Q _{Loss}	-	-
Q _{s-in}	6.57E+06	2.43E+06
Q _{s-out}	-	-
Total	6.76E+06	6.76E+06

4.2.3. Neraca Panas *Vaporizer* - 01 (VP-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{Feed}	9.380.728,623	-
Q _{Vapor}	-	5.73E+06
Q _{Loss}	-	11805884,17
Q _{s-in}	1.29E+07	-
Q _{s-out}	-	4.79E+06
Total	22.317.494,68	22.317.494,68

4.2.4. Neraca Panas Reaktor - 01 (R-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{s-in}	5.931.062,9016	-
Q _{out}	-	7.326.625,4578
Q _s	-2.496.743,3978	-
Q _{coolant}	3.892.305,9541	-
Total	7.326.625,4578	7.326.625,4578

4.2.5.
Panas

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{input}	12.115.432,87	-
Q _{output}	-	11.553.370,02
Q _{Pengembunan}	-	-
Q _{w-In}	-7.015.824.877,33	-
Q _{w-Out}	-1.753.815.703,62	-8.769.078.518,10
	-	-
Total	-8.757.525.148,08	-8.757.525.148,08

Neraca

*Partial
Condensor* -
(PC-01)

4.2.6. Neraca Panas Cooler – 01 (C-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	3.47E+06	-
Q ₂	-	702.656,241
Q _{win}	-	-
Q _{out}	3.78E+05	-
	-	3.145.907,41
Total	3,85E+06	3,85E+06

4.2.7. Neraca Panas Knock Out Drum - 01 (KOD – 01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{1L}	885.019,52	-
Q _{1V}	1.13E+05	-
Q ₂	-	1.13E+05
Q ₃	-	885.019,5204
Total	997.919,9625	997.919,9625

4.2.8. Neraca Panas Cooler – 02 (C-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	1.13E+05	-
Q ₂	-	22.545,04054
Q _{win}	-	-
Q _{out}	1.90E+04	-
	-	1.09E+05
Total	131.923,0371	131.923,0371

4.2.8. Neraca Panas Heater – 02 (H-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	885.020,7705	-
Q ₂	-	3.728.726,377
Q _{win}	-	-
Q _{out}	3.591.188,445	-
	-	747.482,8382
Total	4.476.209,216	4.476.209,216

4.2.9. Neraca Panas Kolom Distilasi – 01 (KD-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _f	1.809.796,1948	-
Q _{ab}	24.535.397,6669	-
Q _d	-	0,0020
Q _b	-	2.006.937,2237
Q _{cd}	-	11.545.747,2307
Q _{iv}	-	12.792.509,4053
Total	26.345.193,8616	26.345.193,8616

4.2.10. Neraca Panas *Condesor* – 01 (CD – 01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{c in}	2.153.494,7088	-
Q _{c water in}	2.309.149,4461	-
Q _r	-	1.990.147,5645
Q _d	-	1.410.109,3188
Q _{c water out}	-	13.854.896,6769
Q _{lc}	-	-12.792.509,4053
Total	4.462.644,1549	4.462.644,1549

4.2.11. Neraca

Panas *Accumulator* – 01 (ACC- 01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{input}	10.391,704	-
		6.082,194
Q _{output refluks}	-	-
Q _{output bottom}	-	4.309,509
Total	10.391,704	10.391,704

4.2.12. Neraca Panas *Reboiler* – 01 (Rb - 01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _r	31.691.868,7483	-
Q _{c in}	1.946.598,2996	-
Q _{boil up}	-	6.662.385,0471
Q _{bottom}	-	2.006.931,6835
Q _{c out}	-	433.752,6503
Q _{rb}	-	24.535.397,6669
Total	33.638.467,0478	33.638.467,0478

4.2.13. Neraca Panas *Cooler* - 03 (C-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q ₁	1.47E+06	-
Q ₂	-	310.402,293
Q _{win}	-	-
Q _{wout}	1.74E+05	-
	-	1.33E+06
Total	1.643.763,199	1.643.763,199

4.2.14. Neraca Panas *Extractor* – 01 (Ex-01)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q1	236.152,7781	-
Q2	4.385.329,87	-
QRafinat	-	144.014,928
QEkstrak	-	4.477.423,015
Total	4.621.437,943	4.621.437,943

4.2.15. Neraca Panas *Heater* – 03 (H-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q1	3.743.232,373	-
Q2	-	16.137.521,35
Qs-in	-	-
Qs-out	15.798.631,4	-
Total	19.541.863,77	19.541.863,77

4.2.16. Neraca Panas Kolom Distilasi – 02 (KD-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Qt	16.118.040,6296	-
Qth	4.576.021,0165	-
Qt	-	39.716,1342
Qcd	-	17.987.039,4660
Qh	-	185.677,2081
	-	2.481.628,8377
Total	20.694.061,6461	20.694.061,6461

4.2.17. Neraca Panas *Condensor* – 02 (CD-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Qc-in	54.481,2375	-
Qc-water in	37.135,4416	-
Qc	-	68.215,6393
Qc-water out	-	9.997,2879
Qic	-	222.812,6498
	-	-209.408,8980
Total	91.616,6791	91.616,6791

4.2.18. Neraca Panas *Accumulator* – 02 (ACC-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Qinput	744,246	-
Qoutput Reflux	-	649,115
Qoutput Bottom	-	95,131
Total	744,246	744,246

4.2.19. Neraca Panas *Reboiler* – 02 (Rb-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_r	18.218.784,1959	-
$Q_{v\text{ in}}$	6.001.696,5023	-
$Q_{\text{coil up}}$		
Q_{bottom}	-	231.744,7300
Q_{out}	-	17.987.039,4660
Q_{rb}	-	1.425.675,4858
	-	4.576.021,0165
Total	24.220.480,6983	24.220.480,6983

4.2.20. Neraca Panas *Mixing Point* – 02 (MP-02)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_1	3.43E+05	-
Q_2	1.76E+07	-
Q_3	-	1.80E+07
Total	17.987.219,34	17.987.219,34

4.2.21. Neraca Panas *Cooler* – 04 (C-04)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_1	3.09E+07	-
Q_2	-	5.947.778,623
Q_{win}	3.75E+06	-
Q_{wout}	-	2.87E+07
Total	34.689.733,65	34.689.733,65

4.2.22. Neraca Panas *Mixing Point* – 03 (MP-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_1	3.46E+05	-
Q_2	1.35E+04	-
Q_3	-	3.60E+05
Total	359.849,8514	359.849,8514

4.2.23. Neraca Panas *Heater* – 04 (H-04)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_1	346.391,5756	-
Q_2	-	1.078.000,022
Q_{win}	882.924,2432	-
Q_{wout}	-	151.315,7963
Total	1.229.315,819	1.229.315,819

4.2.24. Neraca Panas Kolom Distilasi – 03 (KD-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _r	1.063.387,9949	-
Q _{as}	10.526.430,6333	-
Q _u		
Q _b	-	328.558,7956
Q _{cal}	-	20.729,2411
Q _{lv}	-	11.015.059,9732
	-	225.470,6183
Total	11.589.818,6282	11.589.818,6282

4.2.25. Neraca Panas Condensor – 03 (CD-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{c in}	1.491.650,3488	-
Q _{c-water in}	2.203.011,9946	-
Q _c		
Q _d	-	1.675.827,0650
Q _{c-water out}	-	473.400,1550
Q _{ic}	-	13.218.071,9678
	-	-11.672.636,8443
Total	3.694.662,3435	3.694.662,3435

4.2.26. Neraca Panas Accumulator – 03 (ACC-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _{input}	2.149,227	-
Q _{output Reflux}	-	1.675,827
Q _{output Bottom}	-	473,400
Total	2.149,227	2.149,227

4.2.27. Neraca Panas Reboiler – 03 (Rb-03)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q _r	2.803.718,9118	-
Q _{b in}	12.703.572,2995	-
Q _{boil up}		
Q _{bottom}	-	2.782.989,6707
Q _{b out}	-	20.729,2411
Q _{rb}	-	2.177.141,6662
	-	10.526.430,6333
Total	15.507.291,2113	15.507.291,2113

4.2.28. Neraca Panas Cooler – 05 (C-05)

Aliran	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
--------	------------------	-------------------

Q_1	3.29E+05	-
Q_2	-	45.722,36682
Q_{win}		
Q_{out}	4.24E+04	-
		3.25E+05
Total	370.984,2596	370.984,2596

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas berperan dalam melancarkan kegiatan operasional dalam suatu pabrik. Utilitas yang dibutuhkan didapatkan dari perhitungan pada neraca massa, neraca panas, dan spesifikasi peralatan yang digunakan. Kebutuhan hasil perhitungan tersebut disediakan oleh unit utilitas untuk didistribusikan ke unit proses secara kontinu. Kebutuhan utilitas dalam pabrik pembuatan etil asetat berkapasitas 54.000 ton/tahun mencakup unit sebagai berikut:

- 1) Unit pengadaan steam
- 2) Unit pengadaan air
- 3) Unit pengadaan refrigerant
- 4) Unit pengadaan listrik
- 5) Unit pengadaan bahan bakar (fuel)

Perhitungan kebutuhan utilitas pabrik dirincikan sebagai berikut:

5.1 Unit Pengadaan Steam

Unit pengadaan *steam* memiliki fungsi untuk menyediakan atau menyuplai *steam* sebagai media pemanas pada aliran proses. *Steam* yang digunakan yaitu berupa *saturated steam*. Suhu *steam* yang digunakan pada pabrik etil asetat ini adalah 240°C. Jumlah kebutuhan *steam* pada masing-masing peralatan yang membutuhkan *steam* dapat dilihat pada Tabel 5.1.

Tabel 5. 1 Kebutuhan Saturated Steam 240°C

Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
Reaktor-01 (R-01)	2.203,41
Reboiler-01 (RB-01)	710,36
Reboiler-02 (RB-02)	2.180,53
Reboiler-03 (RB-03)	4.719,89
Heater-01 (H-01)	2.341,73
Heater-02 (H-02)	1.316,76
Heater-03 (H-03)	5.778,789056
Heater-04 (H-04)	328,0417028
Total	19.579,5112

Faktor keamanan suplai *steam* = 10%

Total kebutuhan *saturated steam* 240 °C = 1.579,5112 + 19.579,5112 kg/jam

= 21.537,4623 kg/jam

Kebutuhan *Steam* Penggerak Turbin

Turbin yang digunakan untuk menggerakkan generator menggunakan turbin dengan jenis *single stage*. Berdasarkan Tabel 29-9 *Perry Chemical Handbook* diperoleh data spesifikasi turbin sebagai berikut:

Kebutuhan *steam* penggerak turbin = 25,5 lb/kW hr

Daya Turbin = 372,8499 kW

Kebutuhan *steam* = (25,5 x 372,8499) lb/hr

= 9.507,6734 lb/hr

= 8.624,5000 kg/jam

Safety Factor = 10%

= 10% x 8.624,5000 kg/jam

= 862,4500 kg/jam

Kebutuhan *steam* turbin = $W_c + (W_c \times SF)$

= (8.624,5000 + 862,4500) kg/jam

$$\begin{aligned}
 &= 9.486,9500 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total Kebutuhan Steam} &= \text{Steam alat proses} + \text{Steam Turbin} \\
 &= (70.109,2857 + 9.486,9500) \text{ kg/jam} \\
 &= 79.596,2357 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

5.2 Unit Pengadaan Air

Unit utilitas yang berfungsi dalam memenuhi kebutuhan air yaitu diproses di unit pengadaan air. Kebutuhan air diperoleh dari sumber air diperoleh dari fasilitas Kawasan Industri JIPE yang telah menyediakan *Industrial Fresh Water* yang dapat digunakan sebagai air proses pada industri. Air untuk kebutuhan industri dibutuhkan sebagai air pendingin, air umpan boiler, dan air domestik.

5.2.1. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi untuk mencegah terjadinya panas berlebihan atau *overheating* pada proses. Air pendingin digunakan sebagai media perpindahan panas sehingga tidak berkontak secara langsung dengan aliran proses. Jumlah air pendingin pada pabrik etil asetat ini dibutuhkan oleh beberapa alat penukar panas yang dijabarkan pada Tabel 5.2.

Tabel 5.2 Kebutuhan Air Pendingin	
Peralatan	Kebutuhan (kg/jam)
Cooler-01 (C-01)	30.075,597
Cooler-02 (C-02)	1.136,607
Cooler-03 (C-03)	13.855,692
Cooler-04 (C-04)	298.673,570
Cooler-05 (C-05)	3.379,976
Condenser-01 (CD-01)	110.300,905
Condenser-02 (CD-02)	1.773,845
Condenser-03 (CD-03)	105.231,048

Total (Wc)	564.427,2405
-------------------	---------------------

Air pendingin di atas dialirkan secara terus-menerus. Suhu air pendingin yang keluar dari alat-alat di atas akan meningkat karena mengalami perpindahan panas. Air tersebut dialirkan menuju *cooling tower* untuk didinginkan kembali agar dapat digunakan lagi sebagai air pendingin. Proses pendinginan kembali di *cooling tower*, air akan mengalami *losses* seperti *evaporation loss*, *drift loss*, dan *blowdown*.

1) *Evaporation Loss*

Evaporation loss dapat terjadi di dalam *cooling tower* karena adanya sebagian kecil air pendingin yang mengalami penguapan. Suplai air untuk menutupi kehilangan air dari *evaporation loss* dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$W_e = 0,00085 \times W_c \times (T_2 - T_1) \quad (\text{Pers. 12-14c, Perry, 2008})$$

Keterangan:

W_e = *Evaporation loss* (kg/jam)

W_c = Jumlah sirkulasi air pendingin (kg/jam)

T_1 = Suhu air pendingin masuk *cooling tower* (°F)

T_2 = Suhu air pendingin keluar *cooling tower* (°F)

Perhitungan *evaporation loss*

$$T_1 = 28^\circ\text{C} = 82,4^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} W_e &= 0,00085 \times W_c \times (T_2 - T_1) \\ &= 18,998,6209 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

2) *Drift Loss*

Kehilangan air karena *drift loss* dikarenakan adanya sebagian kecil air pendingin yang ikut terbawa keluar bersama aliran udara keluar *cooling tower*. Kebutuhan suplai air untuk *drift loss* berkisar dari 0,1-0,2% dari sirkulasi air pendingin.

$$W_d = 0,2 \times W_c \quad (\text{Perry 10.8, 2008})$$

Keterangan:

W_d = *Drift loss*

W_e = Jumlah sirkulasi air pendingin

Perhitungan *drift loss*

$$\begin{aligned} W_d &= 0,2 \times W_e \\ &= 0,2 \times 564.427,2405 \text{ kg/jam} \\ &= 1.128,8545 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3) *Blowdown*

Blowdown merupakan sejumlah besar air pendingin yang harus dibuang untuk menjaga konsentrasi suspended solids yang ada pada air pendingin akibat terjadinya *evaporation loss*. Jumlah kebutuhan *blowdown* dihitung berdasarkan jumlah siklus konsentrasi yang dijaga agar tidak terjadi *scaling*. Jumlah siklus konsentrasi biasanya berkisar antara 3-5 siklus dengan perhitungannya berdasarkan persamaan berikut ini.

$$W_b = \frac{W_e - (\text{cycle} - 1)W_d}{\text{cycle} - 1} \quad (\text{Pers. 12-14e, Perry, 2008})$$

Keterangan:

W_b = *Blow down*

W_d = *Drift loss*

W_e = *Evaporation loss*

Perhitungan *blow down*

W_b = $\frac{W_e}{\text{cycle} - 1}$ dengan 3 kali siklus konsentrasi

$$\begin{aligned} W_b &= \frac{18.998,6209 \text{ kg/jam}}{3 - 1} \\ &= 9.499,3105 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Make up water

$$\begin{aligned} &= W_e + W_d + W_b \\ &= (18.998,6209 + 1.128,8545 + 9.499,3105) \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$= 29.626,7859 \text{ kg/jam}$$

Faktor keamanan

$$= 10\%$$

Total *makeup cooling water* = 110% x 29.626,7859 kg/jam

$$= 32.589,4644 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Total *cooling water*

$$= W_e + \text{total makeup cooling water}$$

$$\begin{aligned}
 &= (564.427,2405 + 32.589,4644) \text{ kg/jam} \\
 &= 597.016,7049 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

5.2.2. Air Umpam Boiler

Air umpam boiler bertugas untuk menyuplai air untuk diubah menjadi steam oleh unit pengadaan steam untuk memenuhi kebutuhan steam pada beberapa alat di pabrik. Air umpam boiler menggunakan air demineral bebas dari kandungan mineral agar di dalam boiler tidak terbentuk kerak yang dapat mengakibatkan terhambatnya kinerja boiler. Kebutuhan air umpam boiler adalah sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Suplai air umpam boiler} &= 22.614,3354 \text{ kg/jam} \\
 \text{Faktor keamanan} &= 5\% \\
 \text{make up air umpam boiler} &= 5\% \times 21.537,4623 \text{ kg/jam} \\
 &= 1.076,8731 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total air umpam boiler} &= 22.614,3354 \text{ kg/jam} + 1.076,8731 \text{ kg/jam} \\
 &= 23.691,2085 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

5.2.3. Air Domestik

Air domestik adalah air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan sehari-hari seperti untuk kebutuhan perumahan, perkantoran, dan fasilitas umum. Air untuk kebutuhan domestik yaitu air yang tidak bau, tidak berasa, tidak berbahaya dan beracun, dan tidak mengandung virus, bakteri, atau kuman yang dapat menyebabkan penyakit. Kebutuhan air domestik untuk pra rencana pabrik etil asetat dapat dilihat pada Tabel 5.3.

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Domestik

Lokasi Kebutuhan	Jumlah Orang	Kebutuhan Air (L/orang/hari)	Kebutuhan Air (L/hari)	Kebutuhan Air (L/jam)
Kantor	164	10	1.640	68,3333
Laboratorium	7	10	70	2.9167
Masjid	160	12,5	2000	83,3333
Klinik	4	200	800	33

Perumahan	200	121	24.20	12100
Total				12.225,4583

Kebutuhan air domestik	= 12.225,4583 L/jam
Densitas air	= 1 kg/L
Kebutuhan air domestik	= 1 kg/L x 12.225,4583 L/jam
	= 12.225,4583 kg/jam
Faktor keamanan	= 10%
Total <i>make up</i> air domestik	= 10% x 12.225,4583 kg/jam
	= 1.225,4583 kg/jam
Total air domestik	= $W_c + (W_c \times SF)$
	= 13.478,2083 kg/jam

5.2.4. Kebutuhan Air Keseluruhan

Kebutuhan air pabrik etil asetat berkapasitas 54.000 ton/tahun meliputi *cooling water*, air umpan *boiler*, air domestik, dan air turbin. Kebutuhan air keseluruhan yang harus disuplai unit utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.4.

Tabel 5.4 Total Kebutuhan Air dalam Pabrik

Jenis Air	Jumlah (kg/jam)
Air Pendingin	597.016,7049
Air Umpan <i>Boiler</i>	22.614,3354
Air untuk Turbin	9.486,9500
Air Domestik	13.480,0417
Air Cadangan	1.368,000
Total	2.010.598,8200

5.3. Unit Pengadaan Refrigeran

Refrigeran digunakan sebagai media pendingin di bawah temperatur air pendingin. Refrigeran yang digunakan adalah *ammonia* dengan temperatur -33°C.

Pada pabrik etil asetat ini, refrigeran digunakan pada *Partial Condensor-01* (PC-01) untuk menurunkan temperatur fluida proses.

Kebutuhan refrigeran

$$\text{Partial Condensor-01 (PC-01)} = 52.023,197 \text{ kg/jam}$$

Faktor keamanan 10%, maka refrigeran yang disuplai sebanyak:

$$= (100\% + 10\%) \times 52.023,197 \text{ kg/jam}$$

$$= 62.948,068 \text{ kg/jam}$$

Refrigeran dialirkan secara sirkulasi dan diperkirakan terjadi kebocoran selama proses sirkulasi sebanyak 10%, maka kebutuhan refrigeran yang harus disuplai unit utilitas:

$$\text{Kebutuhan refrigeran} = (1+10\%) \times 52.023,197 \text{ kg/jam}$$

$$= 57.225,516 \text{ kg/jam}$$

5.4. Unit Pengadaan Listrik

Kebutuhan listrik pabrik etil asetat berkapasitas 54.000 ton/tahun dipenuhi oleh unit utilitas. Penyuplai listrik di unit utilitas dihasilkan oleh generator. Listrik pada area pabrik digunakan untuk keperluan peralatan yang membutuhkan listrik dan penerangan. Listrik dari utilitas juga digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik area sekitar pabrik, seperti kantor, perumahan karyawan, dan fasilitas umum.

5.4.1. Listrik untuk Peralatan

Dalam pabrik pembuatan etil asetat, keperluan listrik untuk peralatan digunakan untuk menggerakkan kompresor dan pompa. Kebutuhan masing-masing peralatan dijabarkan pada Tabel 5.5.

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Peralatan

Peralatan	Kebutuhan (HP)
Pompa-01 (P-01)	6
Pompa-02 (P-02)	12
Pompa-03 (P-03)	12
Pompa-04 (P-04)	4
Pompa-05 (P-05)	3

3	
Pompa-06 (P-06)	2
Pompa-07 (P-07)	12
Total	51

5.4.2. Listrik untuk Penerangan

Setiap area dalam lingkungan pabrik etil asetat membutuhkan intensitas penerangan yang berbeda-beda yaitu mencakup area pabrik, kantor, fasilitas umum, dan perumahan karyawan. Perhitungan kebutuhan penerangan menggunakan unit iluminasi lux. Lux adalah satuan unit turunan dari lumen serta lumen merupakan satuan unit turunan dari candela.

1) Penerangan Area Pabrik

$$\begin{aligned}
 \text{Luas area} &= 16,2180 \text{ m}^2 = 1,6218 \text{ Ha} \\
 \text{Tipe lampu} &= \text{Lampu HPSV} \\
 \text{Intensitas penerangan} &= 200 \text{ lumen/m}^2 \quad (\text{SNI 6197: 2011}) \\
 \text{Efficacy} &= 90 \text{ lumen/W} \quad (\text{SNI 6197: 2011}) \\
 \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{16,2180 \text{ m}^2 \times 200 \text{ lumen/m}^2}{90 \text{ lumen/W}} \\
 &= 36,040 \text{ W} \\
 &= 0,0360 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

2) Penerangan Area kantor dan Fasilitas Lainnya

$$\begin{aligned}
 \text{Luas area} &= 36.250,1609 \text{ m}^2 = 3,6250 \text{ Ha}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tipe lampu} &= \text{Lampu LED} \\
 \text{Intensitas penerangan} &= 350 \text{ lumen/m}^2 \quad (\text{SNI 6197: 2011}) \\
 \text{Efficacy} &= 70 \text{ lumen/W} \quad (\text{SNI 6197: 2011}) \\
 \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{36.250,1609 \text{ m}^2 \times 350 \text{ lumen/m}^2}{70 \text{ lumen/W}} \\
 &= 181.250,805 \text{ W} \\
 &= 181,2868 \text{ kW} \\
 \text{Total Kebutuhan Listrik Penerangan} &= (0,0360 + 36.250,1609) \text{ kW} \\
 &= 181,2868 \text{ kW} = 243,11 \text{ HP} \\
 \text{Total Kebutuhan Listrik} &= \text{Listrik Penerangan} + \text{Listrik Peralatan} \\
 &= 181,2868 \text{ kW} + 38,0307 \text{ kW} \\
 &= 219,3175 \text{ kW} \\
 \text{Total Kebutuhan Listrik Others} &= 123,1430 \text{ kW} \\
 \text{Total Kebutuhan Listrik} &= 342,4605 \text{ kW} \\
 \text{Kebutuhan Listrik Utilitas} &= (1+20\%) \times 342,4605 \text{ kW} \\
 &= 410,9526 \text{ kW} \\
 \text{Total kebutuhan listrik keseluruhan dapat dilihat pada Tabel 5.6.}
 \end{aligned}$$

Tabel 5. 6 Total Kebutuhan Listrik Pabrik Etil Asetat

Keperluan	Kebutuhan (HP)	Kebutuhan (kW)
Peralatan	51,0000	38,0307
Penerangan Pabrik	0,04833	0,0360
Penerangan Kantor dan Penunjang	459,27	342,4605
<i>Safety Factor</i>	0,2682	0,2000
Total	510,5865	380,7273

Kebutuhan listrik diperoleh dari fasilitas Kawasan Industri JIIPE, namun tetap dibutuhkan generator sebagai cadangan listrik jika terjadi hal yang tidak terduga, kebutuhan listrik akan tetap terpenuhi. Dengan efisiensi generator sebesar 32%, maka

$$\text{Daya yang dibutuhkan generator sebesar} = \frac{380,7273 \text{ kW}}{32\%} = 179,4830 \text{ kW}$$

5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan pada unit utilitas yaitu *Liquidified Natural Gas* (LNG) yang memiliki komposisi 90% gas metana (CH_4). Bahan bakar digunakan untuk memenuhi kebutuhan pada boiler, dan generator.

5.5.1. Bahan Bakar Keperluan Boiler

Steam pemanas (*saturated steam*)

Steam yang diproduksi unit utilitas adalah *saturated steam* bersuhu 240°C .

Suhu steam = 240°C

Tekanan steam = $16.535,1 \text{ kPa} = 163,19 \text{ atm}$ (Smith, 2001)

Kebutuhan steam = $21.537,4623 \text{ kg/jam}$

Berdasarkan *Steam Table* (Smith, 2001), didapatkan data berikut.

- Entalpi liquid jenuh, ΔH_L = $1.037,3 \text{ kJ/Kg}$

= Entalpi uap jenuh, ΔH_V = $2.802,2 \text{ kJ/Kg}$

= Panas Latent, λ = $2.802,2 - 1.037,3 = 1.764,89 \text{ kJ/Kg}$

Jumlah steam yang dibutuhkan:

$Q_{\text{steam}} = m \times \lambda$

= $21.537,4623 \text{ kg/jam} \times 1.764,89 \text{ kJ/kg}$

= $38.045.711,7566 \text{ kJ/jam}$

= $36.060.372,38 \text{ Btu/jam}$

Spesifikasi bahan bakar *Liquidified Natural Gas* (LNG) yang dipakai, yaitu:

Nilai kalor bahan bakar (LHV) = 20.908 Btu/lb

Efisiensi boiler (η) = 80% (Ulrich, 1984)

Kebutuhan bahan bakar:

$$m_{\text{bahan bakar}} = \frac{Q}{\eta \times \text{LHV}}$$

$$\text{kg/jam} = \frac{36.060.372,38 \text{ Btu/jam}}{80\% \times 20.908 \text{ Btu/lb}}$$

$$= 2.115,8956 \text{ lb/jam} = 977,8978 \text{ kg/jam}$$

5.5.2. Bahan Bakar Keperluan Generator

Daya generator = $745,6999 \text{ kW}$

= $2.544.433,5776 \text{ Btu/jam}$

Nilai kalor bahan bakar = 20.908 Btu/lb

Efisiensi generator = 90% (Perry, 1999)

$$\begin{aligned} \frac{2.544.433,5776 \text{ Btu}}{90\% \times 20.908 \text{ Btu/lb}} &= 135,2185 \text{ lb/jam} = 61,3341 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5.5.3. Kebutuhan Bahan Bakar Keseluruhan

Kebutuhan bahan bakar untuk seluruh keperluan tersaji pada Tabel 5.7.

Tabel 5.7 Total Kebutuhan Bahan Bakar

Kebutuhan	Kebutuhan Bahan Bakar (kg/jam)
<i>Boiler</i>	977,8974
Generator	61,334
Total	1.039,2319

Faktor keamanan = 10%

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan bahan bakar} &= (1 + 10\%) \times 1.039,2319 \text{ kg/jam} \\ &= 1.143,155069 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

BAB VI

SPESIFIKASI PERALATAN

6.1. Tangki-01 (T-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki-01
Kode Alat	T-01
Fungsi	Menampung Bahan Baku Etanol
Jumlah	4 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	Vertical Cylinder with Ellipsoidal Head
Tekanan	1 atm
Temperatur	30 °C
Kapasitas	634,24 m ³
DATA MEKANIK	
Inside Diameter (ID)	5,33 m
Outside Diameter (OD)	5,34 m
Tinggi	9,32 m
Tebal Dinding	0,00362 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel

6.2. Tangki-02 (T-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki-02
Kode Alat	T-02
Fungsi	Menampung Produk Samping Berupa Hidrogen
Jumlah	6 Unit
DATA DESAIN	
Tipe	Spherical Tank

Tekanan	10 atm
Temperatur	30 °C
Kapasitas	1.858,46 m ³

DATA MEKANIK

Inside Diameter (ID)	9,04 m
Outside Diameter (OD)	9,07 m
Tebal Dinding	0,02 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel

6.3. Tangki-03 (T-03)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Tangki-03
Kode Alat	T - 03
Fungsi	Menampung Produk Utama Berupa Etil Asetat
Jumlah	2 Unit

DATA DESAIN

Tipe	Vertical Cylinder with Ellipsoidal Head
Tekanan	1 atm
Temperatur	30 °C
Kapasitas	553,02 m ³

DATA MEKANIK

Inside Diameter (ID)	6,415 m
Outside Diameter (OD)	6,415 m
Tinggi	11,23 m
Tebal Dinding	0,00430 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel

6.4. **Pompa-01 (P-01)**

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Pompa-01
Kode Alat	P-01
Jumlah	2 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengalirkan Etanol dari T-01 menuju MP-01

DATA DESAIN

Tipe	Centrifugal pump
Temperatur	30 °C
Densitas	790,1617 Kg/m ³
Laju Alir Massa	15.924,2442 Kg/jam
Viskositas	0,9512 cP
Tekanan Uap	1,5692 psi
Safety Factor	10 %
Kapasitas Pompa	97,5982 gal/min
Volumetric Flowrate	0,194231 ft ³ /s

SUCTION

DISCHARGE

NPS	3,50 in	3,00 in
SN	40	40
ID	3,78 in	3,07 in
OD	4,00 in	3,50 in
L	3,00 m	5,00 m

Velocity	9,2514	Ft/s	13,9056	Ft/s
Total Friction Lost	0,5034	ft lb/f/lb	0,6787	ft lb/f/lb
Tekanan Operasi	14,89	Psi	17,3725	Psi
NPSH, ft lb/f/lb			46,1279	
Efisiensi Pompa			67%	
Efisiensi Motor			87%	
Required Motor Drive, Hp			14,0427	Hp
Jumlah			2	buah
Bahan Konstruksi			Carbon steel	

6.5. Pompa-02 (P-02)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Pompa-02
Kode Alat	P-02
Jumlah	2 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengalirkan Produk dari bottom KOD-01 menuju KD-01

DATA DESAIN

Tipe	Centrifugal pump
Temperatur	50 °C
Densitas	814,9792 Kg/m ³
Laju Alir Massa	15.610,6803 Kg/jam
Viskositas	0,58 cP
Tekanan Uap	4,28 psi
Safety factor	10% %
Kapasitas Pompa	92,76 gal/min

Volumetric Flowrate

0,18717 $\frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	3,50 in	3,00 in
SN	40,00	40,00
ID	3,78 in	3,07 in
OD	4,00 in	3,50 in
L	3,00 m	5,00 m
Velocity	8,7931 Ft/s	13,2159 Ft/s
Total Friction Lost	0,2061 Ft lbf/lb	0,6135 Ft lbf/lb
Tekanan Operasi	14,89 Psi	17,43 Psi
NPSH, ft lbf/lb		37,21
Efisiensi Pompa		66 %
Efisiensi Motor		87 %
Required Motor Drive, Hp		13,60 Hp
Jumlah		2 buah
Bahan Konstruksi		Carbon steel

6.6. Pompa-03 (P-03)**IDENTIFIKASI**

Nama Alat	Pompa-03
Kode Alat	P-03
Jumlah	2 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengalirkan Etanol dari (ACC-01) menuju KD-01

DATA DESAIN

Tipe	Centrifugal pump
------	------------------

Temperatur	100 °C
Densitas	710,1618 Kg/m ³
Laju Alir Massa	10.821,3715 Kg/jam
Viskositas	0,3319 cP
Tekanan Uap	35,5465 psi
Safety Factor	10 %
Kapasitas Pompa	73,7945 gal/min
Volumetric Flowrate	0,148322 ft ³ /s

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	3,00 in	2,00 in
SN	40	40
ID	3,068 in	2,0670 in
OD	3,50 in	2,38 in
E	3,00 m	5,00 m
Velocity	10,5116 Ft/s	23,1505 Ft/s
Total Friction Lost	0,0099 ft lbf/lb	4,7934 ft lbf/lb
Tekanan Operasi	14,89 Psi	17,2082 Psi
NPSH, ft lbf/lb		54,7323
Efisiensi Pompa		62%
Efisiensi Motor		8%
Required Motor Drive, Hp		11,3776 Hp
Jumlah		2 buah
Bahan Konstruksi		Carbon steel

6.7. Pompa-04 (P-04)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Pompa-04
Kode Alat	P-04
Jumlah	2 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengalirkan Output Ekstrak dari EX-01 menuju Kolom Distilasi (KD-02)

DATA DESAIN

Tipe	Centrifugal pump
Temperatur	50 °C
Densitas	884,1380 Kg/m ³
Laju Alir Massa	36.035,9498 Kg/jam
Viskositas	0,4760 cP
Tekanan Uap	2,7123 psi
Safety Factor	10 %
Kapasitas Pompa	197,3853 gal/min
Volumetric Flowrate	0,3981 ft ³ /s

SUCTION

DISCHARGE

NPS	5,00 in	4,00 in
SN	40	40
ID	5,0470 in	4,0260 in
OD	5,5630 in	4,50 in
L	3,00 m	12,00 m

Velocity	10,3839	Ft/s	16,3238	Ft/s
Total Friction Lost	0,5702	ft lbf/lb	2,2443	ft lbf/lb
Tekanan Operasi	73,48	Psi	76,2918	Psi
NPSH, ft lbf/lb			191,9409	
Efisiensi Pompa			77%	
Efisiensi Motor			82%	
Required Motor Drive, Hp			1,7447	Hp
Jumlah			2	buah
Bahan Konstruksi			Carbon steel	

6.8. Pompa-05 (P-05)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Pompa-05
Kode Alat	P-05
Jumlah	2 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengalirkan produk dari RB-02

DATA DESAIN

Tipe	Centrifugal pump
Temperatur	90 °C
Densitas	802,7107 Kg/m ³
Laju Alir Massa	1.729,4008 Kg/jam
Viskositas	0,2552 cP
Tekanan Uap	20,8797 psi
Safety Factor	10 %
Kapasitas Pompa	10,4336 gal/min
Volumetric Flowrate	0,0212 ft ³ /s

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	1,50 in	1,00 in
SN	40	40
ID	1,3800 in	1,0490 in
OD	1,6600 in	1,3150 in
L	3,00 m	5,00 m
Velocity	2,2351 Ft/s	3,8741 Ft/s
Total Friction Lost	0,4413 ft lbf/lb	1,7940 ft lbf/lb
Tekanan Operasi	73,48 Psi	75,9173 Psi
NPSH, ft lbf/lb		158,1361
Efisiensi Pompa		40%
Efisiensi Motor		75%
Required Motor Drive, Hp		0,3042 Hp
Jumlah		2 buah
Bahan Konstruksi		Carbon steel

6.9. Pompa-06 (P-06)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa-06
Kode Alat	P-06
Jumlah	2 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengalirkan Aliran <i>Recycle</i> dari MP-02 menuju EX-01

DATA DESAIN	
Tipe	Centrifugal pump
Temperatur	145 °C

Densitas	728,1883	Kg/m ³
Laju Alir Massa	35.653,6727	Kg/jam
Viskositas	0,1502	cP
Tekanan Uap	86,2403	psi
Safety Factor	10	%
Kapasitas Pompa	237,1152	gal/min
Volumetric Flowrate	0,4803	ft ³ /s

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	5,00 in	4,50 in
SN	40	40
ID	5,0470 in	4,0260 in
OD	5,5630 in	4,5000 in
L	3,00 m	15,00 m
Velocity	3,8004 Ft/s	5,9758 Ft/s
Total Friction Lost	1,1382 ft lbf/lb	5,2504 ft lbf/lb
Tekanan Operasi	73,48 Psi	75,9111 Psi
NPSH, ft lbf/lb		237,7003
Efisiensi Pompa		57%
Efisiensi Motor		82%
Required Motor Drive, Hp		3,6745 Hp
Jumlah		2 buah
Bahan Konstruksi		Carbon steel

6.10. Pompa-07 (P-07)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa-07

Kode Alat	P-07
Jumlah	2 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengalirkan Refluka dari Accumulator-03 menuju Kolom Distilasi (KD-03)

DATA DESAIN

Tipe	Centrifugal pump
Temperatur	60 °C
Densitas	850,8027 Kg/m ³
Laju Alir Massa	24.136,2269 Kg/jam
Viskositas	0,3012 cP
Tekanan Uap	8,0232 psi
Safety Factor	10 %
Kapasitas Pompa	137,3850 gal/min
Volumetric Flowrate	0,2755 ft ³ /s

	SUCTION	DISCHARGE
NPS	4,00 in	3,50 in
SN	40	40
ID	4,0260 in	3,5480 in
OD	4,5000 in	4,0000 in
L	3,00 m	20,00 m
Velocity	3,4624 Ft/s	4,4552 Ft/s
Total Friction Lost	0,9922 ft lbf/lb	3,6395 ft lbf/lb
Tekanan Operasi	29,392 Psi	32,1786 Psi

NPSH, ft lb/ft	65,4809
Efisiensi Pompa	70%
Efisiensi Motor	82%
Required Motor Drive, Hp	2,7484 Hp
Jumlah	2 buah
Bahan Konstruksi	Carbon steel

6.11. Reaktor-01 (R-01)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Reaktor-01
Kode Alat	R-01
Jenis	Tubular Fixed Bed Reactor
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat Terjadinya Reaksi Dehidrogenasi Etanol dengan Bantuan Katalis CuO-ZnO-ZrO ₂ -Al ₂ O ₃

KONDISI OPERASI

Temperatur	230 °C
Tekanan	10 atm

DATA DESAIN

Tipe	Tubular Fixed Bed Reactor
Temperatur	230 °C
Tekanan	10 atm
Katalis	CuO-ZnO-ZrO ₂ -Al ₂ O ₃
Tinggi Reaktor	9,68 m
ID	3,23 m
OD	3,25 m
Tebal Dinding	0,0009 m
Tebal Jaket Pendingin	13,997 m
Volume Reaktor	74,62 m ³
Volume Bed Katalis	31,05 m ³
Bahan Konstruksi	Stainless Steel (SA-240)

6.12. Heater-01 (HE-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Heater-01
Kode	H-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menaikkan Temperatur Menuju VP-01
DATA DESAIN	
Tipe	Double Pipe Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	Stainless Steel
Rd	0.001374
Overall Clean Coefficient (U_c)	64.2095 Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	59.0032 Btu/jam ft ² °F
Annulus Heat Transfer Coefficient (h_a)	69.4214 Btu/jam ft ² °F
Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_{ip})	855.2561 Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)	6.5359 psi
Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)	0.00004 psi

6.13. Heater-01 B (HE-01 B)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Heater-01B
Kode	H-01B
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menaikkan Temperature Menuju VP-01
DATA DESAIN	
Tipe	Double Pipe Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	Stainless Steel
Rd	0.001012
Overall Clean Coefficient (U_c)	22.2785 Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	21.7871 Btu/jam ft ² °F

<i>Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	62.5930	Btu/jam ft ² °F
<i>Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_w)</i>	34.5900	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)</i>	2.148550	psi
<i>Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)</i>	0.00004	psi

6.14. Heater-02 (HE-02)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Heater-02
Kode	H-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
	Menaikkan Temperatur Menuju
Fungsi	KD-01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0.0002	
<i>Overall Clean Coefficient (U_c)</i>	142.9191	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	139.5552	Btu/jam ft ² °F
<i>Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	10.2585	Btu/jam ft ² °F
<i>Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_w)</i>	659.0815	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)</i>	0.0116	psi
<i>Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)</i>	0.0245	psi

6.15. Heater-03 (HE-03)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Heater-03
Kode	H-03
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
	Menaikkan Temperatur Menuju
Fungsi	KD-02

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
------	--------------------------------------	--

Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0.0001	
Overall Clean Coefficient (U_c)	150.0391	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	147.8665	Btu/jam ft ² °F
Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)	8.7078	Btu/jam ft ² °F
Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_w)	4030.5319	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)	0.0139	psi
Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)	0.0147	psi

6.16. Heater-04 (HE-04)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Heater-04</i>
Kode	<i>H-04</i>
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
	Menaikkan Temperatur Menuju
Fungsi	KD-03

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0.001	
Overall Clean Coefficient (U_c)	54.8794	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	51.796	Btu/jam ft ² °F
Annulus Heat Transfer Coefficient (h_o)	91.7366	Btu/jam ft ² °F
Inner Pipe Heat Transfer Coefficient (h_w)	136.5936	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Annulus (ΔP_a)	1.60	psi
Pressure Drop in Inner Pipe (ΔP_p)	0.0002	psi

6.17. Partial Condensor-01 (PC-01)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	<i>Partial Condensor-01</i>
Kode	<i>PC-01</i>
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu

Fungsi

Mengkondensasi Output Produk
dari R-01**DATA DESAIN**

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0.0033	^o F.ft ² .jam/Btu
Overall Clean Coefficient (U_c)	298.2949	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	150.0178	Btu/jam ft ² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)	26.4815	Btu/jam ft ² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})	5617.6022	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP_s)	0.1181	psi
Pressure Drop in Tube (ΔP_T)	1.6473	psi

6.18. Knock Out Drum-01 (KOD-01)**IDENTIFIKASI**

Nama Alat	<i>Knock Out Drum-01</i>
Kode Alat	KOD-01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Memisahkan Campuran Gas dan Liquid Keluaran PC- 01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Silinder vertical dengan ellipsoidal head</i>	
Temperature Design	10	°C
Tekanan Design	24,50	atm
Kapasitas	5,04	m ³
ID	1,02	m
OD	1,31	m
Tinggi	6,29	m
Tebal Dinding	0,15	m

6.19. Kolom Distilasi-01 (KD-01)**IDENTIFIKASI**

Nama Alat	Kolom Distilasi
Kode Alat	KD-01
Jenis	Tray Column
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memisahkan Etanol dari Bottom Product KOD-01

DATA DESAIN

	Top		Bottom	
Tekanan	10.000	atm	1.60	atm
Temperatur	147.60	°C	113.73	°C

KOLOM

Tinggi kolom	8		M	
	Top		Bottom	
Diameter	0.8465	m	1.2863	m
Tray Spacing	0.600	m	0.600	m
Jumlah Tray	6	buah	7	buah
Tebal	0.0090	m	0.0082	m
Material	Stainless Steel 304			

PLATE

	Top		Bottom	
Downcomer Area	0.0646	m ²	0.1519	m ²
Active Area	0.4094	m ²	0.9620	m ²
Hole Diameter	0.0050	mm	0.0050	mm
Hole Area	0.0409	m ²	0.0962	m ²
Tinggi Weir	60.0000	mm	60.0000	mm
Panjang Weir	0.6213	m	0.9778	m
Plate Thickness	0.0050	mm	0.0050	mm
Pressure Drop	150.6103	mm	161.4181	mm
Tipe Aliran Cairan	Single Pass		Single Pass	

Disain % <i>Flooding</i>	85.000	%	85.000	%
Jumlah <i>Hole</i>	2,086	buah	4,902	buah

6.20. Kolom Distilasi-02 (KD-02)

IDENTIFIKASI				
Nama Alat	Kolom Distilasi			
Kode Alat	KD-02			
Jenis	Sieve Tray Column			
Jumlah	1 Unit			
Operasi	Kontinyu			
	Recycle Aliran Ekstrak dari <i>Extractor-01</i>			

Fungsi

DATA DESAIN				
	Top		Bottom	
Tekanan	5	Atm	5	atm
Temperatur	90	°C	145	°C
KOLOM				
Tinggi kolom		6	m	
	Top		Bottom	
Diameter	1.2224	M	1.2920	m
Tray Spacing	0.600	M	0.600	m
Jumlah Tray	8	Buah	2	buah
Tebal Silinder	0.0076	M	0.0079	m
Material	Stainless Steel 304			
PLATE				
	Top		Bottom	
Downcomer Area	0.1373	m ²	0.1534	m ²
Active Area	0.8693	m ²	0.9718	m ²
Hole Diameter	0.0050	m	0.0050	mm
Hole Area	0.0869	m ²	0.0972	m ²
Tinggi Weir	60.000	mm	60.000	mm
Panjang Weir	0.9295	m	0.9828	m
Plate Thickness	0.0050	mm	0.0050	mm

<i>Pressure Drop</i>	152.7119	mm H ₂ O	156.7359	mm H ₂ O
Tipe Aliran Cairan	Single Pass		Single Pass	
Desain % <i>Flooding</i>	85	%	85	%
Jumlah <i>Hole</i>	4430	buah	4952	buah

6.21. Kolom Distilasi-03 (KD-03)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kolom Distilasi
Kode Alat	KD-03
Jenis	Tray Column
Jumlah	1 Unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memisahkan Etil Asetat dari Output MP-03

DATA DESAIN

	Top		Bottom	
Tekanan	2	atm	2	atm
Temperatur	60	°C	111	°C

KOLOM

Tinggi kolom	6		M	
	Top		Bottom	
Diameter	0.7668	M	1.0432	m
Tray Spacing	0.600	M	0.600	m
Jumlah Tray	7	buah	2	buah
Tebal	0.0048	M	0.0051	m
Material	Stainless Steel 304			

PLATE

	Top		Bottom	
<i>Downcomer Area</i>	0.0540	m ²	0.1006	m ²
<i>Active Area</i>	0.3421	m ²	0.6369	m ²
<i>Hole Diameter</i>	0.0050	mm	0.0050	mm
<i>Hole Area</i>	0.0342	m ²	0.0637	m ²
<i>Tinggi Weir</i>	60.0000	mm	60.0000	mm
<i>Panjang Weir</i>	0.5808	m	0.7956	m

Plate Thickness	0.0050	mm	0.0050	mm
Pressure Drop	175.8921	mm	190.1813	mm
Tipe Aliran Cairan	Single Pass		Single Pass	
Disain % Flooding	85.000	%	85.000	%
Jumlah Hole	1743	buah	3245	buah

6.22. Condenser-01 (CD-01)**IDENTIFIKASI**

Nama Alat	Condensor-01
Kode	CD-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengkondensasi Output Top Product KD-01

DATA DESAIN

Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Carbon Steel	
Rd	0.001	°F.ft ² .jam/Btu
Overall Clean Coefficient (U_c)	182.854	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	150.000	Btu/jam ft ² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)	233.256	Btu/jam ft ² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h_o)	261.246	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP_s)	0.180	Psi
Pressure Drop in Tube (ΔP_T)	0.201	Psi

6.23. Condenser-02 (CD-02)**IDENTIFIKASI**

Nama Alat	Condensor-02
Kode	CD-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengkondensasi Output Top Product KD-02

DATA DESAIN

Type	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0.001663554	
Overall Clean Coefficient (U_c)	268.6093303	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	185.6516222	Btu/jam ft ² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)	396.2384	Btu/jam ft ² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})	833.9271	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP_s)	0.0294	Psi
Pressure Drop in Tube (ΔP_t)	3.3062	Psi

6.24. Condenser-03 (CD-03)**IDENTIFIKASI**

Nama Alat	<i>Condensor-03</i>
Kode	CD-03
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Mengkondensasi <i>Output Top</i>
	<i>Product KD-03</i>

DATA DESAIN

Type	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Rd	0.001	
Overall Clean Coefficient (U_c)	110.524	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	100.000	Btu/jam ft ² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)	429.897	Btu/jam ft ² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})	148.773	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP_s)	0.071	Psi
Pressure Drop in Tube (ΔP_t)	1.002	Psi

6.25. Accumulator-01 (ACC-01)**IDENTIFIKASI**

Nama alat	<i>Accumulator - 01</i>
Kode Alat	ACC-01

Fungsi	1 Unit
Jumlah	Menampung Kondensat dari CD – 01
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder Horizontal dengan Ellipsoidal Head</i>
Kapasitas	2.7823 m ³
Tekanan	10 Atm
Temperatur	100,000 °C
Diameter	1.2700 M
Panjang	2.4915 M
Tebal dinding	0.0121 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

6.26. Accumulator-02 (ACC-02)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	Accumulator - 02
Kode Alat	ACC-02
Fungsi	1 Unit
Jumlah	Menampung Kondensat dari CD - 02

DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder Horizontal dengan Ellipsoidal Head</i>
Kapasitas	5.9367 m ³
Tekanan	5 atm
Temperatur	90 °C
Diameter	1.6223 m
Panjang	3.2076 m
Tebal dinding	0.0093 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>

6.27. Accumulator-03 (ACC-03)

IDENTIFIKASI	
---------------------	--

Nama alat	Accumulator - 03
Kode Alat	ACC-03
Fungsi	1 Unit
Jumlah	Menampung Kondensat dari CD - 03
DATA DESAIN	
Tipe	Silinder Horizontal dengan <i>ellipsoidal head</i>
Kapasitas	1.0430 m ³
Tekanan	2 atm
Temperatur	60 °C
Diameter	0.9089 m
Panjang	1.7965 m
Tebal dinding	0.0053 M
Bahan Konstruksi	Carbon steel

6.28. Reboiler-01 (RB-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reboiler-01
Kode	RB-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memanaskan Kembali <i>Bottom Product</i> KD-01
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	Carbon steel
Rd	0.0025 °F ft ² jam/Btu
Overall Clean Coefficient (U _c)	405.5639 Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U _d)	199.9788 Btu/jam ft ² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h _s)	483.8056 Btu/jam ft ² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h _m)	2507.7921 Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP _s)	0.0003 psi

Pressure Drop in Tube (ΔP_r) 0.0536 psi

6.29. Reboiler-02 (RB-02)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Reboiler-02
Kode	RB-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memanaskan Kembali Bottom Product
	KD-02

DATA DESAIN

Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Carbon steel	
Rd	0.0005	
Overall Clean Coefficient (U_c)	162.8196	Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	149.8729	Btu/jam ft ² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)	1967.4762	Btu/jam ft ² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h_u)	177.5095	Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP_s)	0.00003	psi
Pressure Drop in Tube (ΔP_r)	0.09856	psi

6.30. Cooler-01 (C-01)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Cooler – 01A
Kode	C-01A
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran
	Reaktor-01

DATA DESAIN

Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	Carbon steel	
Rd	0.0006	°F.ft ² .jam/Btu
Overall Clean Coefficient (U_c)	111.6323	Btu/jam ft ² °F

<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	105.1187	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	142.1235	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	405.4678	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0.3675	psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0.0095	psi

6.31. Cooler-01 B (C-01 B)**IDENTIFIKASI**

Nama Alat	<i>Cooler – 01B</i>
Kode	C-01B
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran Reaktor-01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0.0004	°F.ft ² .jam/Btu
<i>Overall Clean Coefficient (U_c)</i>	110.2345	Btu/jam ft ² °F
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	105.3476	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	133.8683	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	486.5613	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0.0314	Psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0.1416	Psi

6.32. Cooler-02 (C-02)**IDENTIFIKASI**

Nama Alat	<i>Cooler-02</i>
Kode	C-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran <i>Top</i> <i>Product KOD-01</i>

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0.0005	$^{\circ}\text{F}\cdot\text{ft}^2\cdot\text{jam}/\text{Btu}$
	111.8915	
<i>Overall Clean Coefficient (U_c)</i>		$\text{Btu}/\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}$
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	105.6336	$\text{Btu}/\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}$
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	134.2714	$\text{Btu}/\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}$
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_i)</i>	523.1176	$\text{Btu}/\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}$
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0.0026	psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_t)</i>	0.0265	psi

6.33. Cooler-03 (C-03)**IDENTIFIKASI**

Nama Alat	<i>Cooler-03A</i>
Kode	C-03A
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu <i>Bottom Product</i> dari KD-01 menuju EX-01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>	
Rd	0.003082	$^{\circ}\text{F}\cdot\text{ft}^2\cdot\text{jam}/\text{Btu}$
<i>Overall Clean Coefficient (U_c)</i>	210.8085	$\text{Btu}/\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}$
<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	127.7783	$\text{Btu}/\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}$
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	1898.5784	$\text{Btu}/\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}$
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_i)</i>	237.1393	$\text{Btu}/\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^{\circ}\text{F}$
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0.0162175	psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_t)</i>	0.598097	psi

6.34. Cooler-03 B (C-03 B)**DATA DESAIN**

Nama Alat	<i>Cooler-03 B</i>
Kode	C-03 B

Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu <i>Bottom Product</i> dari KD-01 menuju EX-01

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Rd	0.0002 °F.ft ² .jam/Btu
Overall Clean Coefficient (U_c)	109.6555 Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	107.0904 Btu/jam ft ² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)	105.7820 Btu/jam ft ² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})	950.3552 Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP_s)	1.6019 psi
Pressure Drop in Tube (ΔP_T)	0.1393 psi

6.35. Cooler-04 (C-04)**IDENTIFIKASI**

Nama Alat	Cooler-04
Kode	C-04
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran MP-02

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Rd	0.0002 °F.ft ² .jam/Btu
Overall Clean Coefficient (U_c)	107.8318 Btu/jam ft ² °F
Overall Design Coefficient (U_D)	105.6810 Btu/jam ft ² °F
Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)	129.6438 Btu/jam ft ² °F
Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})	498.3007 Btu/jam ft ² °F
Pressure Drop in Shell (ΔP_s)	0.0641 Psi
Pressure Drop in Tube (ΔP_T)	0.0108 Psi

6.36. Cooler-05 (C-05)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Cooler-05</i>
Kode	C-05
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan Suhu Keluaran Top <i>Product</i> KD-03.

DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Rd	0.0003 °F.ft ² .jam/Btu
<i>Overall Clean Coefficient</i> (U _c)	108.4177 Btu/jam.ft ² .°F
	105.5093
<i>Overall Design Coefficient</i> (U _D)	Btu/jam.ft ² .°F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient</i> (h _s)	96.9156 Btu/jam.ft ² .°F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient</i> (h _m)	5045.8213 Btu/jam.ft ² .°F
<i>Pressure Drop in Shell</i> (ΔP _s)	2.0214 Psi
<i>Pressure Drop in Tube</i> (ΔP _t)	0.0088 Psi

6.37. Vaporizer-01 (VP-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Vaporizer – 01</i>
Kode	VP-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menguapkan Reaktan <i>Fresh Feed</i> Etanol dari T-01

DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Rd	0.0003 °F.ft ² .jam/Btu
<i>Overall Clean Coefficient</i> (U _c)	210.7641 Btu/jam.ft ² .°F

<i>Overall Design Coefficient (U_D)</i>	199.9982	Btu/jam ft ² °F
<i>Shell Heat Transfer Coefficient (h_o)</i>	3097.5708	Btu/jam ft ² °F
<i>Tube Heat Transfer Coefficient (h_{io})</i>	226.1518	Btu/jam ft ² °F
<i>Pressure Drop in Shell (ΔP_s)</i>	0.1628	psi
<i>Pressure Drop in Tube (ΔP_T)</i>	0.3673	psi

6.38. Extractor-01 (EX-01)**IDENTIFIKASI**

Nama Alat	<i>Extractor-01</i>
Kode Alat	EX-01
Bahan	<i>Carbon Steel (SA-285)</i>
Jumlah	1 buah
Fungsi	Untuk Memisahkan <i>Rafinate</i> dan Ekstrak dengan Menggunakan Pelarut Air

DATA DESIGN

Tipe	<i>Sieve Plate</i>
Temperatur	50 C
Tekanan	5 atm
<i>Hole Diameter</i>	0,0060 m
<i>Hole Pitch</i>	0,0150 m
<i>Jet Diameter</i>	0,0040 m
<i>Perforation Area</i>	0,0252 m ²
<i>Number of Perforation</i>	892,7749
<i>Plate Area for Perforation</i>	0,0124 m ²
<i>Downspout Area</i>	0,0017 m ²
<i>Total Plate Area</i>	13,6409 m ²
<i>Tower Diameter</i>	4,1686 m
<i>Tray Spacing</i>	0,5 m
<i>Stage Efficiency</i>	60 %
<i>Jumlah Stage</i>	9
<i>Tinggi Tower</i>	4,9444 m
<i>Tebal Tower</i>	0,0136 m
<i>Pressure Drop</i>	162,2361 kg/m ³

Jenis Aliran

Counter Current

BAB VII

ORGANISASI PERUSAHAAN

7.1 Bentuk Perusahaan

Perusahaan memiliki berbagai bentuk yang didasarkan pada faktor-faktor tertentu untuk mencapai keuntungan yang maksimal dalam jangka panjang. Bentuk perusahaan dapat terbagi menjadi badan hukum dan bukan badan hukum, tergantung pada jenis hukum yang mengaturnya. Bentuk perusahaan bukan badan hukum, dimiliki oleh sektor swasta meliputi perusahaan perseorangan, persekutuan perdata, firma, dan persekutuan komanditer yang diatur oleh Kitab Undang-Undang Hukum Dagang (KUHD) (Utami, 2020). Sementara itu, bentuk perusahaan badan hukum dapat dimiliki baik oleh sektor swasta maupun negara, seperti koperasi, yayasan, Perusahaan Perseroan (Persero), dan Perseroan Terbatas (PT) (Fitriyanti, 2022). Setiap bentuk perusahaan ini memiliki kelebihan dan kekurangan.

Salah satu pilihan yang sangat disarankan untuk mendirikan pra rancangan pabrik etil asetat dengan kapasitas 54.000 ton/tahun adalah Perseroan Terbatas (PT). Regulasi hukum terkait Perseroan Terbatas diatur dalam Undang-Undang Republik Indonesia No. 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas. Beberapa kelebihan yang dimiliki oleh bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah (Kemendikbud, 2010). Saham perusahaan yang dimiliki dapat diperjual-belikan.

- 1) Tanggung jawab terhadap hutang yang terbatas, sehingga tanggung jawab hutang yang dibayar terbatas pada jumlah saham yang dimiliki.
- 2) Jangka waktu perusahaan beroperasi pada umumnya tidak terbatas.
- 3) Memiliki kemudahan dalam memperoleh pinjaman dengan nominal yang besar dan memiliki jangka waktu panjang, serta tingkat suku bunga rendah.
- 4) Pemilik saham dapat mempekerjakan tenaga profesional kepercayaan untuk menjalankan perusahaannya.

Dengan mempertimbangkan beberapa faktor tersebut, maka pra rancangan pabrik pembuatan etil asetat ini, dipilih bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT).

7.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi terbagi menjadi beberapa jenis diantaranya sebagai berikut:

7.2.1 Organisasi Fungsional

Organisasi ini memiliki struktur pekerjaan yang ditentukan oleh sifat dan jenis pekerjaan yang perlu dilakukan. Pembagian kerja dirancang berdasarkan keahlian dan spesialisasi yang dimiliki oleh pemimpin dan anggota organisasi, sehingga setiap individu hanya melaksanakan tugas sesuai dengan keahliannya. Hal ini menghasilkan pembagian tugas yang jelas dalam jenis organisasi ini.

7.2.2 Organisasi Lini

Organisasi lini memiliki struktur wewenang yang berperan sebagai hubungan kekuasaan secara langsung antara atasan dan bawahan melalui garis vertikal. Hal ini memungkinkan atasan untuk memberikan tugas secara langsung kepada bawahan, dan bawahan bertanggung jawab langsung atas pekerjaannya kepada atasan. Jenis organisasi ini umumnya digunakan ketika jumlah karyawan relatif sedikit.

7.2.3. Organisasi Garis dan Staf

Organisasi ini umumnya diterapkan di perusahaan besar dengan jumlah karyawan yang banyak dan beragam dalam bidang kerja. Hubungan pekerjaan antara atasan dan bawahan dalam organisasi ini bersifat tidak langsung. Untuk mengakomodasi jumlah karyawan yang besar dan keragaman bidang kerja, organisasi ini menggunakan sistem wewenang yang terdiri dari lini dan staf.

- 1) *Line*, orang atau unit yang menjalankan tugasnya secara langsung untuk mencapai tujuan perusahaan.
- 2) *Staff*, Orang atau unit yang memberikan kontribusi secara tidak langsung dalam mencapai tujuan perusahaan.

Struktur organisasi *line* dan *staff* memiliki beberapa keuntungan yaitu:

- 1) Pembagian tugas yang jelas antara kelompok pekerja lini yang melaksanakan tugas utama dan kelompok pekerja staf yang menjalankan tugas penunjang yang bersifat pelayanan internal maupun keahlian.
- 2) Tugas pokok dan tugas penunjang yang jelas sehingga mempermudah koordinasi dan sinkronisasi dalam mencapai tujuan perusahaan.

- 3) Pengetahuan dan ketrampilan karyawan yang bekerja sesuai dengan keahlian dapat dimanfaatkan dan ditingkatkan sedemikian rupa untuk meningkatkan efektivitas dan efisiensi kerja.

Berdasarkan beberapa jenis struktur organisasi menurut (Syukran, dkk. 2022), struktur organisasi dapat dibedakan menjadi beberapa bentuk, antara lain *line*, *line* dan *staff*, dan *matrix*. Dengan mempertimbangkan faktor-faktor yang telah dijelaskan, dalam pra rancangan pabrik pembuatan etil asetat ini, digunakan struktur organisasi *line* dan *staff* dalam menjalankan operasional perusahaan.

Perusahaan memiliki kepemilikan saham yang dapat dimiliki oleh beberapa individu, yang mengharuskan pelaksanaan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) secara berkala. Pada RUPS, pemegang saham dapat langsung menunjuk Dewan Komisaris sebagai pengurus pabrik. Dewan Komisaris memiliki wewenang langsung untuk melaksanakan tugasnya dan mereka menunjuk Direktur Utama sebagai bawahannya, yang bertanggung jawab atas semua operasi pabrik (Kuswiranto, 2016). Direktur Utama didukung oleh beberapa Direktur sesuai dengan unit kerja masing-masing. Direktur akan dibantu oleh karyawan dengan keahlian yang sesuai, yang ditempatkan dalam beberapa divisi. Berikut adalah rincian mengenai posisi dan jabatan dalam struktur organisasi tersebut.

- 1) Direktur Teknik dan Produksi
 - a. Divisi Produksi
 - b. Divisi Pemeliharaan dan Instrumentasi
 - c. Divisi Riset dan Pengembangan
- 2) Direktur Keuangan dan Pemasaran
 - a. Divisi Keuangan
 - b. Divisi Pemasaran
- 3) Direktur Kepegawaian dan Umum
 - a. Divisi Kepegawaian
 - b. Divisi Hubungan Masyarakat dan Pelayanan Umum

7.3 Tugas dan Wewenang

Tugas dan Wewenang pada struktur organisasi perusahaan berdasarkan literatur (Indrapradja, 2018) diatur sebagai berikut:

7.3.1 Dewan Komisaris

- 1) Menunjuk tenaga profesional sebagai direktur yang akan mengoperasikan perusahaan.
- 2) Mengawasi Direktur Utama dan para Direktur dalam kinerja dan keputusan-keputusan yang dibuat.
- 3) Mengarahkan kebijakan-kebijakan perusahaan.

7.3.2 Direktur Utama

- 1) Mempertanggung-jawabkan setiap kebijakan yang ditetapkan kepada Dewan Komisaris.
- 2) Mengangkat dan memberhentikan karyawan.
- 3) Mengkoordinasi setiap Direktur untuk mencapai tujuan perusahaan.

7.3.3 Direktur Teknik dan Produksi

- 1) Divisi Produksi
 - a. Mengawasi dan menjaga kelangsungan proses produksi.
 - b. Mengatur persediaan bahan baku, bahan penunjang serta produk agar tidak terjadi kelebihan maupun kekurangan.
 - c. Bertanggung jawab terhadap kelancaran unit utilitas.
 - 2) Divisi Pemeliharaan dan Instrumentasi
 - a. Bertanggung jawab terhadap seluruh kondisi peralatan pabrik.
 - b. Melakukan pengawasan dan pemeliharaan terhadap peralatan produksi agar proses operasi berjalan dengan lancar.
 - c. Melakukan perbaikan pada peralatan untuk kelancaran produksi.
 - 3) Divisi Riset dan Pengembangan
 - a. Merencanakan program penelitian dalam rangka peningkatan kualitas produk.
 - b. Menganalisa produk hasil produksi dalam menjaga kualitas produk secara berkala.
 - c. Melaksanakan dan mengawasi penelitian sesuai dengan ketentuan.
- #### 7.3.4 Direktur Keuangan dan Pemasaran
- 1) Divisi Keuangan
 - a. Mengatur, mengawasi, dan mencatat semua data pengeluaran dan pemasukan perusahaan.

- b. Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan.
 - c. Mengatur dan menetapkan anggaran pembelian perusahaan untuk pembelian bahan baku serta barang inventaris.
- 2) Divisi Pemasaran
 - a. Menentukan harga jual produk dan mempromosikan produk.
 - b. Menjalin hubungan kerjasama dengan perusahaan lain untuk meningkatkan penjualan dan pemasaran hasil produksi.
 - c. Mengawasi dan menganalisa situasi pasar pada produk yang dihasilkan.
- 7.3.5 Direktur Kepegawaian dan Umum
 - 1) Divisi Kepegawaian
 - a. Mengatur dan melayani prosedur administrasi keorganisasian pada perusahaan.
 - b. Merekrut, menyeleksi, dan menempatkan tenaga kerja sesuai dengan kemampuan dan keahlian tenaga kerja.
 - c. Memberikan penilaian dan penghargaan untuk seluruh karyawan perusahaan berdasarkan kinerja yang telah diberikan.
 - d. Mengatur dan membuat program untuk meningkatkan hubungan kerja sama antar karyawan.
 - 2) Divisi Hubungan Masyarakat dan Pelayanan Umum
 - a. Memberikan pelayanan untuk seluruh karyawan untuk menjamin kesehatan, keamanan, dan keselamatan kerja.
 - b. Memberikan pelayanan masyarakat untuk meningkatkan hubungan baik antara pabrik dengan masyarakat disekitarnya.
- 7.3.6 Divisi HSE (*Health, Safety, and Environment*)
 - a. Mengatur dan mengawasi pelaksanaan kebijaksanaan Kesehatan, keselamatan kerja, dan lingkungan di seluruh area perusahaan.
 - b. Melakukan identifikasi, evaluasi, dan pengendalian risiko yang berpotensi menimbulkan kecelakaan kerja atau pencemaran lingkungan.
 - c. Menyediakan pelatihan dan sosialisasi kepada seluruh karyawan mengenai prosedur K3L (Keselamatan dan Kesehatan Kerja serta Lingkungan).

- d. Memantau dan melaporkan insiden, kecelakaan kerja, dan pencemaran lingkungan, serta melakukan tindak lanjut perbaikan.
- e. Menyusun dan mengimplementasikan program audit internal dan inspeksi berkala untuk memastikan kepatuhan terhadap peraturan dan standar HSE.

7.4 Sistem Kerja

Sistem operasional perusahaan dirancang dan diatur sesuai dengan ketentuan yang tercantum dalam Undang-Undang No. 13 Tahun 2003 Pasal 108. Pabrik pembuatan etil asetat dengan kapasitas 54.000 ton/tahun beroperasi selama 24 jam sehari dan 330 hari dalam setahun. Sistem operasional pabrik menggunakan kombinasi sistem *non-shift* dan *shift*.

7.4.1 Waktu Kerja Karyawan *Non-shift*

Total waktu kerja untuk karyawan *non-shift* yaitu selama 40 jam kerja dalam satu minggu dengan rincian sebagai berikut:

1) Hari Senin s/d Kamis

Pukul 07.00 – 12.00 WIB dan Pukul 13.00 – 16.00 WIB

2) Hari Jumat

Pukul 07.00 – 11.30 WIB dan Pukul 13.30 – 16.30 WIB

3) Hari Sabtu, Minggu dan hari libur nasional : libur

7.4.2 Waktu Kerja Karyawan *Shift*

Peraturan mengenai jam kerja untuk karyawan yang bekerja dalam *shift* diatur sesuai dengan Undang-Undang No. 13 tahun 2003 pada pasal 77 – 85. Setiap *shift* kerja memiliki durasi waktu selama 8 jam per hari, dan pembagian jadwal *shift* dilakukan untuk 12 hari kerja, yang dapat ditemukan pada Tabel 7.1. Berikut adalah rincian waktu kerja untuk setiap *shift*:

- 1) *Shift I* (Pagi) : 08.00 – 16.00 WIB
- 2) *Shift II* (Sore) : 16.00 – 24.00 WIB
- 3) *Shift III* (Malam) : 24.00 – 08.00 WIB
- 4) *Shift IV* (Libur) : Libur

Tabel 7. 1 Pembagian Jadwal *Shift* Kerja Karyawan

Waktu	Hari											
	I	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I (Pagi)	A	A	A	B	B	B	C	C	C	D	D	D
II (Sore)	B	B	C	C	C	D	D	D	A	A	A	B
III (Malam)	C	D	D	D	A	A	A	B	B	B	C	C
IV (Libur)	D	C	B	A	D	C	B	A	D	C	B	A

7.5 Penentuan Jumlah Karyawan

7.5.1 Direct Operating Labor

Chemical engineering plant design (Vibrant dan Dryden, 1959) digunakan sebagai literatur untuk menentukan jumlah karyawan *direct operating labor* yaitu dengan cara sebagai berikut.

- Menentukan kapasitas produksi harian (dalam ton/hari)

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= 54.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= \frac{54.000 \text{ ton/tahun}}{330 \text{ hari/tahun}} \\
 &= 6.818,1818 \text{ ton/hari}
 \end{aligned}$$

- Menentukan jenis proses pabrik

- Proses dengan peralatan manual
- Proses dengan peralatan semi-otomatis
- Proses dengan peralatan otomatis tinggi

Jenis proses pada pabrik pembuatan etil asetat dengan kapasitas 54.000 ton/tahun dipilih peralatan semi-otomatis.

- Perhitungan jumlah karyawan untuk proses semi-otomatis, berdasarkan

Fig. 5-35, hal 235. (Vibrant dan Dryden, 1959), yaitu menggunakan rumus $M = 15,2 \times P^{0,25}$, dengan M adalah jumlah karyawan dan P adalah kapasitas produksi per hari, sehingga dapat dilakukan perhitungan sebagai berikut.

$$M = 15,2 \times P^{0,25}$$

$$M = 15,2 \times (330 \text{ ton/hari})^{0,25}$$

$$M = 54,3643$$

$$M = 55 \text{ man (hours/day) / processing steps}$$

4) Proses terdiri dari 9 tahapan, yaitu

- Pumping
- Piping and Tank
- Compressing and Expanding
- Heating and Cooling
- Reacting
- Distillation
- Mixing
- Reboiling and Condensing
- Utility

Karyawan bekerja selama 8 jam per hari, maka:

$$M = \frac{62 \text{ man} \times \frac{\text{hours}}{\text{day}}}{8 \text{ hours/day}} \times 9 \text{ processing steps}$$

$$M = 62 \text{ man}$$

Setelah melakukan perhitungan, diperoleh bahwa jumlah karyawan *direct operating labor* yang dibutuhkan adalah 62 orang. Jumlah karyawan tersebut akan didistribusikan untuk mengisi berbagai posisi di bagian produksi, utilitas, pemeliharaan, dan laboratorium.

7.5.2 Indirect Operating Labor

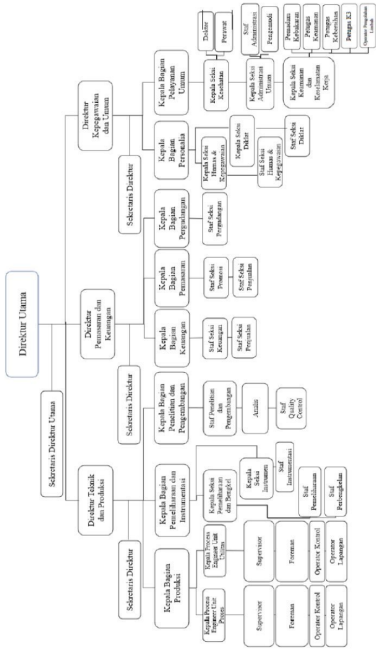
Rincian jumlah karyawan *direct* dan *indirect operating labor* tertera pada

Tabel 7.2 Perincian Jumlah Karyawan Pabrik Pembuatan Etil Asetat

Jabatan	Jumlah	Jadwal Kerja
Direktur	1	Reguler
Sekretaris Direktur Utama	1	Reguler
A. Direktur Teknik dan Produksi	1	Reguler
Sekretaris Direktur Teknik dan Produksi	1	Reguler
1. Kepala Bagian Produksi	1	Reguler
a. Kepala Process Engineer Unit Proses	1	Reguler
Supervisor	4	Shift
Foreman	8	Shift

Operator Kontrol	8	<i>Shift</i>
Operator Lapangan	12	<i>Shift</i>
b. Kepala Process Engineer Unit Utilitas	1	Reguler
Supervisor	4	<i>Shift</i>
Foreman	8	<i>Shift</i>
Operator Kontrol	8	<i>Shift</i>
Operator Lapangan	8	<i>Shift</i>
2. Kepala Bagian Pemeliharaan dan Instrumentasi	1	Reguler
a. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel	1	Reguler
Staf Pemeliharaan	4	<i>Shift</i>
Staf Perbengkelan	4	<i>Shift</i>
b. Kepala Seksi Instrumentasi	1	Reguler
Staf Instrumentasi	4	<i>Shift</i>
3. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	1	Reguler
Staf Penelitian dan Pengembangan	1	<i>Shift</i>
Analisis	2	<i>Shift</i>
Staf Quality Control	2	<i>Shift</i>
B. Direktur Pemasaran dan Keuangan	1	Reguler
Sekretaris Direktur Pemasaran dan Keuangan	1	Reguler
1. Kepala Bagian Keuangan	1	Reguler
Staf Seksi Keuangan	3	<i>Shift</i>
Staf Seksi Penjualan	3	<i>Shift</i>
2. Kepala Bagian Pemasaran	1	Reguler
Staf Seksi Promosi	2	<i>Shift</i>
Staf Seksi Penjualan	2	<i>Shift</i>
3. Kepala Bagian Pergudangan	1	Reguler
Staf Seksi Pergudangan	3	<i>Shift</i>
C. Direktur Kepegawaian dan Umum	1	Reguler
Sekretaris Direktur Kepegawaian dan Umum	1	Reguler
1. Kepala Bagian Personalia	1	Reguler
a. Kepala Seksi Humas dan Kepegawaian	1	Reguler
Staf Seksi Humas dan Kepegawaian	2	<i>Shift</i>
b. Kepala Seksi Diklat	1	Reguler
Staf Seksi Diklat	2	<i>Shift</i>
2. Kepala Bagian Pelayanan Umum	1	Reguler

a. Kepala Seksi Kesehatan	1	Reguler
Dokter	1	Reguler
Perawat	4	Shift
b. Kepala Seksi Administrasi Umum	1	Reguler
Staf Administrasi	2	Shift
Pengemudi	2	Shift
3. Kepala Seksi Keamanan dan Keselamatan Kerja	1	Reguler
Pemadam Kebakaran	8	Shift
Petugas Keamanan	4	Shift
Petugas Kebersihan	4	Shift
Petugas K3	4	Shift
Operator Pengolahan Limbah	4	Shift
Jumlah Karyawan	152	Pekerja



Gambar 7.1 Struktur Organisasi Perusahaan

BAB VIII

ANALISA EKONOMI

8.1. Menentukan Indeks Harga

Analisa ekonomi pada pra rancangan pabrik pembuatan etil asetat dilakukan guna memperoleh gambaran umum tentang kelayakan pabrik dari segi analisa ekonomi. Berdasarkan *Annual Plant Cost Index Plant Design and Economics for Chemical Engineering 4th Edition* (Peters, 1991) analisa ekonomi suatu pabrik dapat dihitung mulai dari *Total Capital Investment* (TCI) dan *Total Production Cost* (TPC). Parameter lainnya yang juga dipertimbangkan dalam menentukan kelayakan pabrik pembuatan etil asetat sebagai berikut:

- 1) Profitabilitas
 - a. *Net Profit Before Tax* (NPBT)
 - b. *Net Profit After Tax* (NPAT)
- 2) Lama Waktu Pengembalian Modal
 - a. Lama Pengangsuran Pengembalian Modal
 - b. *Pay Out Time* (POT)
- 3) Total Modal Akhir
 - a. *Net Profit Over Total Life Time of Project* (NPOLTP)
 - b. *Total Capital Sink* (TCS)
- 4) Laju Pengembalian Modal
 - a. *Rate of Return Investment* (ROR)
 - b. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF-ROR)
- 5) *Break Even Point* (BEP)

Sebelum menentukan analisa parameter diatas, terdapat beberapa aspek yang perlu dilakukan perhitungan terlebih dahulu sebagai berikut:

- 1) Modal Perusahaan (*Total Capital Investment*)
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
- 2) Biaya Produksi (*Total Production Cost*)
 - a. Biaya Operasi (*Total Manufacturing Cost*)

b. Belanja Umum (*General Expenses*)

8.2. Profitabilitas (Keuntungan)

8.2.1. Total Penjualan Produk

Kapasitas per tahun = 54.000 Ton/Tahun

1) Produk Etil Asetat

Kapasitas per tahun = 54.000 kg/tahun

Harga Jual = US\$ 4.700 /kg

Total Harga Penjualan = US\$ 365.710.370,64

2) Produk Hidrogen

Kapasitas per tahun = 2.256,25 Ton/Tahun

Harga Jual = US\$ 100 /kg

Total Harga Penjualan = US\$ 325.112,22

Maka didapatkan Total Penjualan Pertama (*Selling Price*) :

= US\$ 366.035.482,86

8.2.2. Perhitungan *Annual Cash Flow* (ACF)

Total Penjualan Produk/Tahun = US\$ 366.035.482,86

Total Biaya Produksi = US\$ 257.549.779,28

Syarat: TPC < Total Biaya Produksi (Terpenuhi), maka

Net Profit Before Tax (NPBT) = TPC- SP

= US\$ 108.485.703,58

Income Tax (30 % . NPBT) = US\$ 32.545.711,07

Net Profit After Tax (NPAT) = NPBT – *Income Tax*

= US\$ 75.939.992,50

Asumsikan *Profit Investor*: 10 % maka,

Dividend = 10 % . NPAT

Depreciation (9,09% FCI) = US\$ 6.667.975,28

Annual Cash Flow (ACF) = NPAT + *Depreciation* - *Dividend*

= US\$ 72.607.967,79

Sedangkan perhitungan %ACF dilakukan dengan cara sebagai berikut:

$$\% \square\square\square = \frac{\square\square\square}{\square\square\square} \times 100\%$$

$$\% \square\square\square = \frac{72.607.967,79}{81.505.626,22} \times 100\%$$

$$\%ACF = 89,00 \%$$

8.3. Lama Waktu Pengembalian Modal

Lama waktu pengembalian modal dapat diketahui dengan menganalisa:

1. Lama Pengangsuran Pinjaman
2. Pay Out Time (POT)

8.3.1. Lama Pengangsuran Pengembalian Pinjaman

Total Capital Investment (TCI) = US\$ 81.505.626,22

Annual Cash Flow (ACF) = US\$ 73.747.027,48

Bunga Modal = 7,5 (Bank Central Asia)

(Bunga merujuk pada suku bunga dasar kredit Bank Rakyat Indonesia)

Lama angsuran = 5 tahun

Pinjaman, (10+bunga x% TCI) = US\$ 75.327.499,75

Maka besarnya angsuran per tahun dapat dihitung dengan rumus:

$$\square\square\square\square\square\square\square\square = \square\square\square\square\square\square\square\square \left[\frac{\square(I + \square)^n}{(I + \square)^n - I} \right] \text{ (Peters, 1991)}$$

$$= \square\square\$ 18.657.884,18$$

Tabel 8.1 Rincian Angsuran Pengembalian Pinjaman

Tahun ke-	Pinjaman (US \$)	Bunga (US \$)	Total Hutang (US \$)	Angsuran (US \$)	Sisa Hutang (US \$)
0	75.327.499,75	0,00	75.327.499,75	0,00	75.327.499,75
1	75.327.499,75	5.709.824,48	81.037.324,23	18.657.884,18	62.379.440,05
2	62.379.440,05	4.728.361,56	67.107.801,61	18.657.884,18	48.449.917,43
3	48.449.917,43	3.672.503,74	52.122.421,17	18.657.884,18	33.464.536,99
4	33.464.536,99	2.536.611,90	36.001.148,89	18.657.884,18	17.343.264,71
5	17.343.264,71	1.314.619,47	18.657.884,18	18.657.884,18	0,00

Total	17.961.921,15	93.289.420,90
--------------	----------------------	----------------------

8.3.2. Pay Out Time (POT)

Perhitungan *pay out time* dapat ditentukan menurut persamaan:

$$\square\square\square = \frac{\square\square\square + \square\square\square\square\square\square\square\square}{\square\square\square}$$

Keterangan:

FCI = *Fixed Capital Investment* = US\$ 73.355.063,60

ACF = *Annual Cash Flow* = US\$ 72.607.967,79

Bunga *Total Capital Investment* = US\$ 17.961.921,15

$$\square\square\square = \frac{\square\square\square \$ 73.355.063,60 + \square\square\square \$ 17.961.921,15}{\square\square\square \$ 72.607.967,79}$$

POT = 1,2577 tahun

8.4. Total Modal Akhir

8.4.1. Net Profit Over Total Life of Project (NPOTLP)

NPOTLP merupakan total keuntungan yang diperoleh dalam bentuk uang tunai selama umur pabrik dan ditambah *capital recovery*.

$$\text{NPOTLP} = \text{CCP} + \text{CR}$$

1) *Cummulative Cash Position (CCP)*

CCP = n. ACF – TCI

= US\$ 717.182.019,42

2) *Capital Recovery (CR)*

CR = *Working Capital + Land + Salvage Value*

= US\$ 21.066.191,88

Sehingga,

NPOTLP = CCP + CR

= US\$ 738.248.211,31

Layak didirikan karena Total Capital Sink > Total Capital Investment

8.4.2. Total Capital Sink (TCS)

$$\text{TCS} = (n \times \text{ACF}) - \Sigma \text{angsuran}$$

Keterangan:

n = Umur Pabrik = 11 Tahun

8.7. Break Even Point (BEP)

8.7.1. Metode Matematis

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \times 100\%$$

Keterangan:

Fixed Cost = Fixed Charge + Plant Overhead Cost + General Expenses
= US\$ 53.385.114,86

Selling Price = Total Harga Penjualan Produk
= US\$ 366.035.482,86

Variable Cost = Direct Production Cost
= US\$ 204.164.664,42

Sehingga,

$$\text{BEP} = \frac{\text{US\$ } 53.385.114,86}{\text{US\$ } 366.035.482,86 - \text{US\$ } 204.164.664,42} \times 100\% \\ = 32,98\%$$

Layak didirikan, karena nilai BEP kurang dari 40 %

8.7.2. Metode Grafis

1. Selling Price

% Kapasitas	Harga (US\$/1000)
0	0
100	366.035,48

Slope = 3.660,35

Intersept = 0,0000

2. Grafik Fixed Cost

% Kapasitas	Harga (US\$/1000)
0	53.385,11
100	53.385,11

Slope = 0,0000

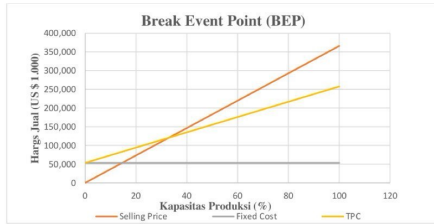
Intersept = 53.385,11

3. Titik Production Cost

% Kapasitas	Harga (US \$)
0	53.385,11
100	257.549,78

Slope = 2.041,65

Intersept = 53.385,11



Gambar 8. 1 Grafik *Break Even Point*

Kesimpulan hasil analisa ekonomi Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etil Asetat dengan Kapasitas 54.000 ton/tahun ditunjukkan pada Tabel 8.2.

Tabel 8.2 Kesimpulan Analisa Ekonomi

No.	Parameter	Hasil Perhitungan	Syarat Kelayakan	Kesimpulan
1	<i>Annual Cash Flow (ACF)</i>	89 %	Lebih besar dari bunga bank (<7,5%)	Layak didirikan
2	<i>Pay Out Time (POT)</i>	1,3 Tahun	Kurang dari setengah umur pabrik (11 tahun)	Layak didirikan
3	<i>Net Profit Over Total Lifetime of The Project (NPOTLP)</i>	US\$ 738.248.211,31	Lebih besar dari TCI + Total Bunga Pinjaman (>US\$ 99.467.547,37)	Layak didirikan
4	<i>Total Capital Sink (TCS)</i>	US \$705.398.224,74	Lebih besar dari TCI (US\$ 83.800.101,72)	Layak didirikan
5	<i>Rate of Return (ROR)</i>	93,17 %	Lebih besar dari bunga bank (>8,5%)	Layak didirikan
6	<i>Discounted Cash Flowrate of Return (DCF-ROR)</i>	87,92 %	Lebih besar dari bunga bank (>8,5%)	Layak didirikan
7	<i>Break Even Point (BEP)</i>	32,98 %	Berada pada rentang 20% - 40%	Layak didirikan

BAB IX

KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisa dan perhitungan Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Etil Asetat dapat disimpulkan:

- 1) Pabrik pembuatan etil asetat dengan kapasitas produksi sebesar 54.000 ton/tahun dapat memenuhi kebutuhan etil asetat di Indonesia.
- 2) Lokasi pendirian pabrik etil asetat direncanakan akan dibangun di kawasan industri JIPE yang berada di Kabupaten Gresik, Jawa Timur dikarenakan beberapa faktor yaitu ketersediaan bahan baku, utilitas, kemudahan transportasi, lokasi yang strategis, tenaga kerja, dan keadaan geografis.
- 3) Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan pabrik etil asetat dalam menjalankan usaha dengan struktur organisasi garis dan staf yang memiliki jumlah karyawan sebanyak 164 orang.
- 4) Pabrik pembuatan etil asetat layak didirikan berdasarkan hasil perhitungan analisa ekonomi sebagai berikut:
 - a) *Total Capital Investment (TCI)* = US \$ 81.505.626,22
 - b) *Total Production Cost (TPC)* = US \$ 257.549.779,28
 - c) *Total Penjualan per Tahun* = US \$ 359.232.798,11
 - d) *Annual Cash Flow (ACF)* = US \$ 72.607.967,79
 - e) *Pay Out Time on Investment* = 1,3 tahun
 - f) *Rate of Return* = 93,17%
 - g) *Discounted Cash Flow - ROR* = 87,92%
 - h) *Break Even Point* = 32,98%
 - i) *Service Life* = 11 tahun

LAPORAN TUGAS AKHIR ANSLIKA DAN SALSABILLA

ORIGINALITY REPORT

13%

SIMILARITY INDEX

8%

INTERNET SOURCES

0%

PUBLICATIONS

9%

STUDENT PAPERS

PRIMARY SOURCES

1	Submitted to Sriwijaya University Student Paper	8%
2	repository.unsri.ac.id Internet Source	1%
3	pt.scribd.com Internet Source	1%
4	www.scribd.com Internet Source	1%
5	vbook.pub Internet Source	1%
6	repository.unja.ac.id Internet Source	<1%
7	adoc.pub Internet Source	<1%
8	www.coursehero.com Internet Source	<1%
9	digilib.unila.ac.id Internet Source	<1%
10	adistyaiu.blogspot.com Internet Source	<1%
11	docplayer.info Internet Source	<1%
12	pdfcoffee.com Internet Source	<1%

13	Submitted to Institut Teknologi Nasional Malang Student Paper	<1 %
14	islamiardela.wordpress.com Internet Source	<1 %
15	eprints.undip.ac.id Internet Source	<1 %
16	rizkihandayaniparamaputri.wordpress.com Internet Source	<1 %
17	www.quareta.com Internet Source	<1 %
18	www.slideshare.net Internet Source	<1 %
19	media.neliti.com Internet Source	<1 %
20	repository.unib.ac.id Internet Source	<1 %
21	text-id.123dok.com Internet Source	<1 %
22	lukmanarifin5.blogspot.com Internet Source	<1 %

Exclude quotes Off

Exclude matches Off

Exclude bibliography Off

SURAT KETERANGAN PENGECEKAN SIMILARITY

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Mahasiswa I:

Nama : Anlika I.G. Manurung
NIM : 03031282126091
Jurusan : S1-Teknik Kimia
Fakultas : Teknik

Mahasiswa II:

Nama : Salsabilla Ananda Putri
NIM : 03031282126033
Jurusan : S1-Teknik Kimia
Fakultas : Teknik

Menyatakan bahwa hasil pengecekan similarity Skripsi/Tesis/Disertasi/Lap. Penelitian yang berjudul "Pra Rancangan Pabrik Etil Asetat Dengan Kapasitas 54.000 Ton/Tahun" adalah 13%.

Dicek oleh operator *:

1. Dosen Pembimbing
2. UPT Perpustakaan
3. Operator Fakultas

Demikianlah surat keterangan ini saya buat dengan sebenarnya dan dapat saya pertanggung jawabkan.

Indralaya, Juli 2025

Mahasiswa I

Mahasiswa II

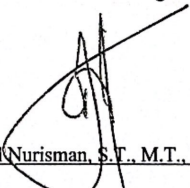


Anlika I.G. Manurung
NIM. 03031282126091



Salsabilla Ananda Putri
NIM. 03031282126033

Mengetahui,
Dosen Pembimbing


Enggal Nurisman, S.T., M.T., IPM

NIP. 198106022008011010