PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI ETANOL DENGAN KAPASITAS 330.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama	**:**	**Rifqi Permanto Pribadi**	**Nama**	**:**	**Lukman Aprianto**
No. Mahasiswa	**:**	**21521108**	**No. Mahasiswa**	**:**	**21521109**

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2025

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI ETANOL DENGAN KAPASITAS 330.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	:	Rifqi Permanto Pribadi	**Nama**	:	Lukman Aprianto
No. Mahasiswa	:	21521108	**No. Mahasiswa**	:	21521109

Yogyakarta, 5 Mei 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Mahasiswa 1



Rifqi Permanto Pribadi

Mahasiswa 2



Lukman Aprianto

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI ETANOL DENGAN KAPASITAS 330.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama	**:**	**Rifqi Permanto Pribadi**	**Nama**	**:**	**Lukman Aprianto**
No. Mahasiswa	**:**	**21521108**	**No. Mahasiswa**	**:**	**21521109**

Yogyakarta, 5 Mei 2025

Pembimbing

Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

NIK. 165210101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI ETANOL DENGAN KAPASITAS 330.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama	**:**	**Rifqi Permanto Pribadi**	**Nama**	**:**	**Lukman Aprianto**
No. Mahasiswa	**:**	**21521108**	**No. Mahasiswa**	**:**	**21521109**

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 26 Mei 2025

Tim Penguji,

Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng. — 27/05/2025
Ketua Penguji

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. — 27/05/2025
Penguji 1

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.
Penguji 2

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

Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D..
NIK. 995200445

PRAKATA

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kehadirat Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan karunia-Nya sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik dan tepat pada waktunya. Tak lupa, selawat dan salam kami panjatkan kepada Nabi Muhammad SAW beserta keluarga, sahabat dan pengikutnya hingga akhir zaman.

Tugas Akhir Prarancangan Pabrik yang berjudul **"Prarancangan Pabrik Etilen dari Etanol Kapasitas 330.000 Ton/Tahun"** merupakan tugas akhir dari Program Studi Teknik Kimia sebagai bentuk implementasi ilmu keteknikan yang telah diperoleh selama masa studi dan merupakan syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia. Penulisan Tugas Akhir ini tentunya dapat berjalan dengan baik dan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Pada kesempatan kali ini kami ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT atas segala nikmat, rahmat, serta karunia-Nya yang tiada henti diberikan dalam setiap langkah kehidupan penulis.
2. Bapak dan Ibu serta seluruh keluarga penulis untuk segala doa, kasih sayang, dukungan, dan motivasi yang tak pernah putus diberikan kepada penulis.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan arahan, bimbingan, serta dukungan yang sangat berarti bagi penulis dalam penyusunan Tugas Akhir ini.

6. Segenap bapak dan ibu dosen Program Studi Sarjana Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
7. Seluruh civitas academica di lingkungan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
8. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2021, yang selalu memberikan semangat, dukungan, dan doa selama proses penyelesaian studi.
9. Serta kepada seluruh pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu, yang telah memberikan bantuan, baik secara langsung maupun tidak langsung dalam penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, oleh sebab itu kami mengharapkan kritik dan saran atau masukan untuk perbaikan di masa mendatang. Semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca pada umumnya. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak. Aamiin.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 6 Mei 2025

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'alamin dengan segenap rasa syukur kepada Allah SWT, atas limpahan rahmat, hidayah, dan karunia-Nya, akhirnya tugas akhir ini dapat terselesaikan. Inilah buah dari perjuangan panjang selama delapan semester menempuh pendidikan tinggi, yang tidak hanya menguji kemampuan akademik, tetapi juga mental, kesabaran, dan keikhlasan dalam menjalaninya.

Tugas akhir ini saya persembahkan untuk mereka yang telah menjadi bagian dari perjalanan panjang ini. Untuk mereka yang hadir dalam tawa, air mata, dan sunyi. Untuk mereka yang tidak hanya menemani, tapi juga percaya, meski saya sering meragukan diri sendiri. Untuk mereka yang memberikan tenaga, waktu, cinta, dan doa, seringkali tanpa pamrih. Tulisan ini saya persembahkan dengan sepenuh hati kepada:

1. Diriku sendiri, terima kasih telah bertahan sejauh ini. Untuk setiap air mata dan tawa, rasa putus asa dan harapan, malam-malam penuh kecemasan, hingga pagi-pagi penuh harapan. Terima kasih sudah tidak menyerah, meski jalan terasa sangat panjang dan berat. Kamu telah menjadi teman, musuh, dan juga penyelamat bagi dirimu sendiri. Kamu tidak sempurna, tapi kamu berani. Dan itu cukup. Aku bangga padamu.
2. Bapak Benny Erwinanto, S.T. & Ibu Nining Sugiwati. Bapak, Ibu, tak ada kata yang mampu mewakili besarnya rasa terima kasihku kepada kalian berdua. Setiap pagi yang kalian lalui dengan lelah, setiap malam yang kalian tutup dengan doa. Kalian tidak pernah berhenti bekerja bahkan di hari libur demi memastikan kami anak-anakmu bisa makan, sekolah, dan bermimpi

setinggi mungkin. Bapak, Ibu, terima kasih sudah menjadi fondasi hidupku. Sudah mengurusku sejak kecil, menuntunku dengan kasih sayang tanpa syarat, dan memberi ruang untukku gagal, mencoba, dan bangkit lagi. Di balik gelar ini, ada tulang punggung kalian yang tak pernah menyerah. Segala pencapaian ini adalah milik kalian juga.

3. Almarhumah Uti Hartimah. Uti, andai waktu bisa kutarik, aku ingin sekali melihatmu duduk di barisan depan wisuda nanti. Ingin sekali memelukmu dan bilang, "Aku lulus, ti." Tapi aku percaya, Uti tetap melihat dari sana. Bahwa setiap langkah yang kuambil, setiap capaian yang kuraih, ada doamu yang ikut berjalan bersamaku. Aku harap Uti bangga. Aku harap Uti bahagia. Semoga Allah memelukmu dengan cinta-Nya yang luas, dan semoga kelulusanku ini menjadi hadiah kecil untuk cintamu yang besar.
4. Adik-Adikku Tercinta, Rakha Septyanto, Rafid Novyanto, Raissa Ayunindya Pribadi. Terima kasih telah menjadi bagian dari alasan untuk terus melangkah. Semoga kalian pun bisa meraih cita-cita dan menemukan kebahagiaan dalam jalan kalian masing-masing. Dek Rakha, semangat terus menempuh S1 Teknik Industri-nya. Jangan menyerah, teruskan perjuanganmu. Dek Rafid, semoga segera menemukan apa yang kamu cintai, apa yang ingin kamu tekuni. Jangan takut mencoba, karena jalanmu akan terbuka saat kamu berani melangkah. Dek Raissa, tetap ceria dan bebas menari, nikmati masa kecilmu dengan bahagia. Terima kasih telah menjadi alasan bagiku untuk bangun setiap hari.
5. Bule Respati Djuliyaningsih. Bule terbaik yang pernah ada. Terima kasih sudah selalu ada untuk ibu dan adik-adik dalam suka maupun duka. Terima

kasih sudah menjadi keluarga yang luar biasa. Engkau bagian dari keberhasilan ini.

6. Ibu Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng. sebagai dosen pembimbing kami yang luar biasa. Terima kasih atas arahan, masukan, motivasi, dan kesempatan belajar yang Ibu berikan selama ini. Meski kami sering kali tak ideal sebagai mahasiswa, Ibu tetap mendampingi dengan kesabaran dan ketulusan luar biasa. Tak lupa, doa terbaik kami panjatkan untuk dedek bayi dalam kandungan Ibu, yang sering menemani sesi bimbingan dengan tendangan-tendangan kecil seolah ikut belajar bersama. Semoga kelak tumbuh menjadi anak yang sehat, cerdas, dan membawa kebahagiaan serta keberkahan bagi keluarga. Semoga Allah SWT membalas segala kebaikan Ibu dengan limpahan pahala dan keberkahan yang tak henti-henti.
7. Lukman Aprianto a.k.a Teman terbaik, terima kasih telah menemani dua per tiga perjalanan kuliahku, dari kerja praktik hingga tugas akhir ini. Kamu yang sabar menghadapi aku apa adanya, yang tetap tinggal meski aku sendiri kadang merasa tak pantas untuk kamu jadikan teman. Kamu tahu aku, bahkan di sisi-sisi yang aku sendiri enggan lihat. Terima kasih karena selalu hadir, selalu jadi tempat kembali, dan selalu mau mengerti. Aku nggak tahu apa yang akan terjadi kalau kuliah ini tanpa kamu. Terima kasih, Lukman, atas segalanya.
8. Vania Anandhita C sebagai partner sepertiga perjalanan yang paling bergelombang. Di masa paling krisis, paling lelah, paling ingin berhenti, kamu hadir. Kamu tidak hanya membantu penelitian, tapi juga menyelamatkan aku dari keterpurukan. Kamu datang, tidak hanya membawa

semangat tapi juga kehangatan. Terima kasih karena telah menemani di titik terendah, memberi semangat yang tulus, dan tetap hadir walau aku tak selalu mudah untuk ditemani. Maaf jika aku pernah mengecewakan. Terima kasih sudah sabar, sudah bertahan, sudah tidak pergi saat aku bahkan tidak bisa berdiri.

9. Grup PPM, Azka, Chaca, dan Mella, kalian bukan sekadar teman *circle*, tapi penjaga kewarasan di tengah huru-hara kampus. Tempat mengadu saat dunia terasa terlalu berisik, dan tempat tertawa paling jujur saat semuanya mulai terasa terlalu serius. Kalian adalah definisi "*support system*" yang sesungguhnya. Terima kasih karena telah jadi tempat pulang setelah hari-hari yang berat. Terima kasih untuk semua momen kecil yang membuatku bertahan.
10. Barudakknwell, Rudin, Putra, Encep, Miftah, Marinus, Wahyu, Satrio, Furqon, Isna, Lia. Kalian adalah warna, tawa, dan semangat. Terima kasih telah menjadi bagian dari hari-hari yang penuh makna. Belajar bareng, bercanda, saling *support* semuanya membuat dunia ini terasa lebih ringan. Terima kasih untuk lingkungan positif yang kalian bawa ke dalam hidupku. Terima kasih karena telah jadi rumah ketika jauh dari rumah.
11. BPI IATMI, dua periode yang penuh warna, penuh dinamika. Terima kasih telah menjadi tempat tumbuh, tempat belajar, dan tempat kembali. Kak Nisa, Kak Al, Kak Was, *figure* kating yang bukan hanya bijak, tapi juga sangat manusiawi. Yang menjawab semua pertanyaanku bahkan yang paling sepele tanpa pernah sekalipun mengeluh. Yang mentraktir, yang membimbing, yang menenangkan. Terima kasih sudah menjadi panutan dan pelita. Thoriq, teman

luar circle yang selalu punya waktu untuk membantu dan menginspirasi. Najwa, adik kelas yang diam-diam banyak memberi arti. Kalian adalah pengingat bahwa kebaikan itu masih nyata, dan bisa ditemukan dalam bentuk yang sederhana namun berarti.

Rifqi Permanto Pribadi

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'alamin segala puji bagi Allah SWT atas segala nikmat, kekuatan, dan kemudahan tiada henti yang senantiasa hadir di setiap langkah perjalanan ini. Terima kasih kepada diri sendiri yang terus bertahan dan melangkah meski dihadapkan dengan ujian dan proses yang tidak mudah. Perjalanan di bangku kuliah ini bukan sekadar tentang neraca massa, diagram alir, termodinamika, atau perolehan gelar, tapi tentang belajar mengenal diri, bertumbuh, jatuh dan bangkit, juga tertawa dalam penat.

Di dalam proses perjuangan ini, Allah turut hadirkan orang-orang baik sebagai penyemangat, penguat, dan alasan untuk terus berkembang hingga akhirnya saya bisa menuntaskan tugas akhir prarancangan pabrik ini. Tugas akhir ini adalah sebuah garis akhir dari perjuangan di bangku kuliah S1 sekaligus awal dari *a new chapter, new dreams, and new battles to conquer*. Tak ada lembar yang lebih indah dalam laporan tugas akhir ini selain lembar persembahan sebagai bentuk terima kasih sebanyak-banyaknya untuk:

1. Bapak Sutanto dan Ibu Windarti, dua energi terbesar yang selalu mendoakan, memberikan semangat, dan pengorbanan untuk anak bungsunya. Karya kecil ini saya persembahkan sebagai tanda terima kasih atas cinta yang tak pernah habis, dukungan yang tak pernah putus, dan pelukan hangat yang selalu menjadi rumah.
2. Kakak-kakak saya, Mba Ria, Mba Fitri, Mba Dian, Mas Catur, Mas Andi (Alm.), Mas Cimon, dan Mba Lilis yang selalu memberikan semangat dan perhatian. Terima kasih sudah menjadi contoh di setiap langkah dan keputusan yang saya ambil.

3. Ibu Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing tugas akhir. Terima kasih, Bu karena telah memberikan dukungan, bimbingan, dan inspirasi tanpa henti selama perjalanan ini. Minggu demi minggu bimbingan tidak terasa di lalui karena selalu di sisipi dengan candaan kecil. Terima kasih untuk ilmu yang diberikan semoga menjadi amal baik dan semoga sehat selalu, Bu.
4. Rifqi Permanto Pribadi *partner* terbaik selama berkuliah. Terima kasih untuk semua perjuangan bersama yang sudah dilalui, *roller coaster* di dunia perkuliahan yang datang bertubi-tubi dari masa KP sampai TA ini. Semoga kesuksesan dimasa yang akan datang selalu mengiringi setiap langkahmu. Senang rasanya bisa menjadi bagian dari sepotong cerita kecil di perjalananmu.
5. Adyna Salsabila, Mella Yonata, Saffanah Azka, dan Vania Anandhita yang banyak menghabiskan waktu bersama selama pengerjaan tugas akhir. Terima kasih juga untuk segala cerita seru di masa perkuliahan. Setelah ini, mungkin tidak ada lagi *info perpus date*.
6. Rudin Priyanto, M. Hizbullah Furqon, Marinus Israldo, Eko Putra, Wahyu Eko, Satrio Danutirto, Miftah Farich, Encep Anwar, Isnaeni Wardatur Rohmah, dan Aulia Octa yang banyak menghabiskan waktu bersama dan menjadi tongkrongan kecil untuk melepas penat.
7. Mentor sekaligus panutan *process engineer* penulis, Mas Hazz yang memberikan banyak dukungan, doa, dan motivasi kepada penulis selama pengerjaan tugas akhir ini

8. Wisnu Wardana, Arya Pandu, Ardini Hanifa, dan Resmatul Idwi teman seperjuangan dari SMP yang banyak memberikan dukungan walaupun di prodi dan universitas yang berbeda.
9. Teman-teman Unit 242 KKN UII Periode 69, Nabila, Aul, Nita, Asti, Andhika, Atik, dan Rama yang saling *support* dan menjadi teman satu rumah selama satu bulan. Semoga banyak kesempatan untuk bertemu apapun kesibukan kita di masa yang akan datang.
10. Labma, SAMC UII, dan Marcomm FTI sebagai rumah, tempat bertumbuh, dan miniatur kerja yang menjadi bagian besar di cerita panjang saya selama berkuliah. Terima kasih kepada segenap pengurus yang tidak bisa saya sebutkan satu per satu.
11. Tim P2MW Wascool Candle dan Tim PKM *Wolffia arrhiza* yang menjadi tempat saya berkembang. Terima kasih untuk pengalaman kompetisi yang berharga.
12. Segenap asisten Laboratorium OTK yang sudah tumbuh bersama dan memberikan pembelajaran terbaik selama praktikum OTK berlangsung.

Lukman Aprianto

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL..... i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....iii
PRAKATA.....iv
LEMBAR PERSEMBAHAN..... vi
DAFTAR ISI..... xiv
DAFTAR TABEL..... xvii
DAFTAR GAMBAR.....xx
DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN.....xxi
ABSTRAK.....xxiv
***ABSTRACT*.....xxv**
BAB I. PENDAHULUAN..... 1
1.1. Latar Belakang.....1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik.....2
1.2.1. *Supply*..... 5
1.2.2. *Demand*.....7
1.3. Tinjauan Pustaka.....11
1.3.1. Etilen.....11
1.3.2. Etanol.....14
1.3.3. Pemilihan Proses..... 15
1.3.4. Pemilihan Katalis.....20
1.4. Tinjauan Termodinamika.....23
1.5. Tinjauan Kinetika..... 27
BAB II. PERANCANGAN PRODUK..... 29
2.1. Spesifikasi Produk..... 29
2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....30
2.3. Spesifikasi Katalis..... 31
2.4. Pengendalian Kualitas..... 31
2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....31
2.4.2. Pengendalian Proses Produksi.....33
2.4.3. Pengendalian Kualitas Produk.....34
BAB III. PERANCANGAN PROSES..... 36
3.1. Diagram Alir Proses dan Material.....36
3.1.1. Diagram Alir Kualitatif..... 36
3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif..... 37
3.2. Uraian Proses.....38

3.2.1. Penyimpanan dan Persiapan Bahan Baku..... 38
3.2.2. Proses Dehidrasi Etanol.....39
3.2.3. Pemurnian Etilen..... 40
3.2.4. Etanol *Recovery*.....40
3.2.5. Penyimpanan Produk.....42
3.3. Spesifikasi Alat.....42
3.3.1. Reaktor (R-01).....42
3.3.2. Separator 01 (SP-01)..... 45
3.3.3. Separator 02 (SP-02)..... 46
3.3.4. Separator 03 (SP-03)..... 47
3.3.5. Menara Distilasi (MD-01)..... 48
3.3.6. Akumulator (AC-01)..... 50
3.3.7. Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk..... 52
3.3.8. Alat Transportasi Bahan..... 54
3.3.8.1. *Blower*.....54
3.3.8.2. *Compressor*.....55
3.3.8.3. *Pump*.....56
3.3.9. Alat Penukar Panas.....59
3.4. Neraca Massa.....63
3.5. Neraca Panas.....66
BAB IV. PERANCANGAN PABRIK..... 70
4.1. Lokasi Pabrik.....70
4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)..... 75
4.3. Tata letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*).....80
4.4. Organisasi Perusahaan.....82
4.4.1. Bentuk Organisasi Perusahaan..... 83
4.4.2. Manajemen Perusahaan.....85
4.4.3. Bentuk Hukum Perusahaan..... 86
4.4.4. Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab..... 89
4.4.5. Jumlah Karyawan dan Tingkat Pendidikan.....100
4.4.6. Gaji Karyawan.....107
4.4.7. Jam Kerja Karyawan.....112
4.4.8. Struktur Organisasi Perusahaan.....119
BAB V. UTILITAS.....120
5.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air.....121
5.1.1. Kebutuhan Air..... 121
5.1.2. Sumber Air..... 124
5.1.3. Pengolahan Air..... 125
5.1.4. Spesifikasi Alat Utilitas.....133

5.1.5. Diagram Unit Pengolahan Air.....156
5.2. Unit Pembangkit Steam.....157
5.3. Unit Pembangkit Listrik.....159
5.4. Unit Penyedia Udara Tekan.....164
5.5. Unit Penyedia Bahan Bakar.....166
5.6. Unit Pengolahan Limbah.....167
5.7. Unit Pengolahan *Refrigerant*/*Coolant*.....172
BAB VI. EVALUASI EKONOMI.....176
6.1. Penaksiran Harga Alat.....177
6.2. Dasar Perhitungan.....183
6.3. Komponen Biaya.....183
6.4. Analisa Resiko Pabrik.....188
6.5. Analisa Kelayakan.....193
6.6. Hasil Evaluasi Ekonomi.....197
BAB VII. KESIMPULAN DAN SARAN.....201
7.1. Kesimpulan.....201
7.2. Saran.....202
DAFTAR PUSTAKA.....204
LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR.....213
LAMPIRAN B. *PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM*.....242
LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN.....244

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kapasitas produksi pabrik etilen di dunia....4
Tabel 1.2 Produksi etilen di Indonesia tahun 2019-2023.... 6
Tabel 1.3 Impor etilen di Indonesia tahun 2019-2023....7
Tabel 1.4 Konsumsi etilen di Indonesia....8
Tabel 1.5 Ekspor etilen di Indonesia tahun 2019-2023.... 9
Tabel 1.6 Perbandingan metode produksi etilen....21
Tabel 1.7 Ringkasan katalis dalam proses dehidrasi etanol....24
Tabel 1.8 ΔGf° Masing-Masing Komponen....25
Tabel 2.1 Spesifikasi etilen....29
Tabel 2.2 Spesifikasi etanol....30
Tabel 2.3 Spesifikasi katalis.... 31
Tabel 3.1 Spesifikasi alat penyimpanan....52
Tabel 3.2 Spesifikasi *blower*....54
Tabel 3.3 Spesifikasi *compressor*.... 55
Tabel 3.4 Spesifikasi *pump*....56
Tabel 3.5 Spesifikasi *heat exchanger*.... 59
Tabel 3.6 Neraca massa total.... 63
Tabel 3.7 Neraca massa di separator 01 (SP-01).... 64
Tabel 3.8 Neraca massa di reaktor (R-01).... 64
Tabel 3.9 Neraca massa di separator 02 (SP-02).... 64
Tabel 3.10 Neraca massa di separator 02 (SP-02) lanjutan.... 65
Tabel 3.11 Neraca massa di separator 03 (SP-03).... 65
Tabel 3.12 Neraca massa di menara distilasi (MD-01)....65
Tabel 3.12 Neraca massa di *mixing point*.... 66
Tabel 3.14 Neraca panas total....66
Tabel 3.15 Neraca panas di *vaporizer* (VP-01).... 67
Tabel 3.16 Neraca panas di separator 01 (SP-01)....67
Tabel 3.17 Neraca panas di separator 02 (SP-02)....67
Tabel 3.18 Neraca panas di separator 03 (SP-03)....67
Tabel 3.19 Neraca panas di *heater* (HE-01).... 68
Tabel 3.20 Neraca panas di reaktor (R-01)....68
Tabel 3.21 Neraca panas di kondensor 01 (CD-01)....68
Tabel 3.22 Neraca panas di kondensor 02 (CD-02)....68
Tabel 3.23 Neraca panas di kondensor 03 (CD-03)....69
Tabel 3.24 Neraca panas di kondensor 04 (CD-04)....69
Tabel 3.26 Neraca panas di *cooler* 02 (CL-01)....69

Tabel 3.27 Neraca panas di *reboiler* (RB-01).....69
Tabel 3.28 Neraca panas di menara distilasi (MD-01).....69
Tabel 4.1. Pabrik etanol di Indonesia.....71
Tabel 4.2 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik.....77
Tabel 4.3 Rincian jumlah tenaga kerja.....101
Tabel 4.4 Rincian gaji pokok karyawan.....108
Tabel 4.5 Rincian tunjangan karyawan.....110
Tabel 4.6 Jadwal *shift* karyawan.....114
Tabel 4.7 Rincian hari libur karyawan.....116
Tabel 5.1 Kebutuhan air untuk keperluan umum.....122
Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin.....123
Tabel 5.3 Kebutuhan air umpan boiler.....123
Tabel 5.4 Kebutuhan air keseluruhan.....125
Tabel 5.5 Spesifikasi tangki utilitas.....149
Tabel 5.6 Spesifikasi pompa (bagian 1).....151
Tabel 5.7 Spesifikasi pompa (bagian 2).....152
Tabel 5.8 Spesifikasi pompa (bagian 3).....153
Tabel 5.9 Spesifikasi pompa (bagian 4).....154
Tabel 5.10 Spesifikasi pompa (bagian 5).....155
Tabel 5.11 Kebutuhan *steam*.....157
Tabel 5.12 Spesifikasi teknis *boiler*.....157
Tabel 5.12 Spesifikasi teknis *boiler* (lanjutan).....158
Tabel 5.13 Spesifikasi teknis generator.....160
Tabel 5.14 Kebutuhan listrik alat proses.....161
Tabel 5.15 Kebutuhan listrik alat utilitas.....161
Tabel 5.15 Kebutuhan listrik alat utilitas (lanjutan).....162
Tabel 5.16 Total kebutuhan listrik.....163
Tabel 5.17 Spesifikasi kompresor udara tekan.....164
Tabel 5.18 Spesifikasi tangki silika.....165
Tabel 5.19 Spesifikasi tangki udara tekan.....165
Tabel 5.20 Total konsumsi bahan bakar.....166
Tabel 5.21 Dimensi tangki penyimpanan bahan bakar.....167
Tabel 5.22 Sumber limbah pabrik.....167
Tabel 5.23 Rangkuman unit operasi pengolahan limbah.....168
Tabel 5.24 Parameter baku mutu utama.....169
Tabel 5.25 Rencana pemantauan lingkungan.....171
Tabel 5.26 Rangkuman unit operasi *refrigerant*/*coolant*.....175
Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1963 - 2000.....177
Tabel 6.2 Harga alat proses.....180

Tabel 6.3 Harga alat utilitas.....181
Tabel 6.4 *Capital investment*.....184
Tabel 6.5 *Direct plant cost*.....184
Tabel 6.6 *Indirect plant cost*.....185
Tabel 6.7 *Fixed capital investment* (FCI).....185
Tabel 6.8 *Working capital investment* (WCI).....185
Tabel 6.9 *Manufacturing cost* (MC).....186
Tabel 6.10 *Direct manufacturing cost* (DMC).....186
Tabel 6.11 *Indirect manufacturing cost* (IMC).....187
Tabel 6.12 *Fixed manufacturing cost* (FMC).....187
Tabel 6.13 *General expenses*.....188
Tabel 6.14 Total *production cost*.....188
Tabel 6.15 Analisa resiko pabrik.....190
Tabel 6.16 *Annual fixed manufacturing Cost* (Fa).....195
Tabel 6.17 *Annual regulated expenses* (Ra).....195
Tabel 6.18 *Annual variable value* (Va).....195
Tabel 6.19 *Annual sales value* (Sa).....196
Tabel 6.20 Hasil analisa ekonomi.....199

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Struktur kimia etilen (kiri) struktur polietilen (kanan)..... 12
Gambar 1.2 Struktur kimia etanol..... 14
Gambar 1.3 Diagram skema berbagai metode untuk memproduksi etilen.....15
Gambar 1.4 Jalur biosintesis etilen pada tumbuhan..... 17
Gambar 1.5 Jalur biosintesis etilen pada mikroorganisme..... 18
Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif.....36
Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif.....37
Gambar 4.1. Peta lokasi pabrik etilen dari etanol kapasitas 330.000 ton/tahun..... 72
Gambar 4.2 *Layout* pabrik etilen..... 79
Gambar 4.3 Tata letak mesin proses.....82
Gambar 4.4 Bagan struktur organisasi perusahaan.....119
Gambar 5.1 Diagram unit pengolahan air..... 156
Gambar 5.2 Diagram alir pengolahan limbah..... 168
Gambar 6.1 Regresi linier indeks harga..... 179
Gambar 6.2 Grafik evaluasi ekonomi.....198

DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN

A : Luas area permukaan perpindahan panas, ft^2

A : Luas penampang, m^2

a : Selisih tahun

BEP : *Break Event Point*

BM : Berat molekul, g/mol

BWG : *Birmingham Wire Gauge*

C : *Corrosion allowance*

C_2H_4 : Etilen

C_2H_5OH : Etanol

CEPCI : *Chemical Engineering Plant Cost*

COC : *Cycle of Concentration*

Cp : Kapasitas panas, J/(mol.K)

D : Diameter, m

DCFRR : *Discounted Cash Flow Rate of Return*

DP : *Dynamic Pump*

E : Efisiensi Pengelasan

f : *Allowable Stress*, psia

Fa : *Annual Fixed Cost*

Fv : Laju Alir Volumetrik, m^3

GHSV : *Gas Hourly Space Velocity*, jam^{-1}

H : Tinggi, m

hc : Koefisien perpindahan panas konveksi, $W/m^2 \cdot K$

h_r : Koefisien perpindahan panas radiasi, $W/m^2 \cdot K$

i	: Pertumbuhan rata-rata per tahun
icr	: Jari-jari sudut dalam, in
ID	: *Inside diameter*, in
k	: Konduktivitas panas, (W/(m.K))
LHSV	: *Liquid Hourly Space Velocity*, jam^{-1}
LMTD	: Long mean Temperature different, ℉
m	: Massa, Kg
m_p	: Prediksi data produksi, ton/tahun
m_k	: Prediksi data konsumsi, ton/tahun
m_e	: Prediksi data ekspor, ton/tahun
m_i	: Prediksi data impor, ton/tahun
N	: Kecepatan pengadukan, rpm
OD	: *Outside diameter*, in
P	: Power Motor, Hp
P	: Tekanan, psia
PLC	: *Programmable Logic Controller*
POT	: *Pay Out Time*
Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/jam
r	: Jari-jari, in
Ra	: *Annual Regulated Expense*
Rd	: Faktor Pengotor
Re	: Bilangan Reynold
ROI	: *Return On Investment*
SDP	: Shut Down Point (SDP)

T : Temperature, ℃

t : Waktu, jam

th : Tebal *head*, in

t_{is} : Tebal isolasi, in

ts : Tebal *shell*, in

Uc : Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam/ft^2/^oF

Ud : Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam/ft^2/^oF

V : Volume, m^3

Va : *Annual Variable Cost*

WHSV : *Weight Hourly Space Velocity*, jam^{-1}

x : Konversi, %

Zi : Jarak pengaduk, m

ZL : Tinggi pengaduk, m

%P : Persen Pertumbuhan per Tahun

ΔH : Entalpi, kJ/jam

ΔPT : Pressure Drop, psia

ε : Emisivitas

μ : Viskositas, cP

ρ : Densitas, Kg/m3

ABSTRAK

Etilen merupakan senyawa kimia penting dalam industri petrokimia yang digunakan sebagai bahan baku utama dalam produksi polietilen, etilen oksida, dan produk turunan lainnya. Prarancangan pabrik etilen ini menggunakan bahan baku etanol dengan kapasitas produksi sebesar 330.000 ton/tahun. Pabrik direncanakan didirikan di Cilegon, Banten, di atas lahan seluas ±7,12 hektar dan mempekerjakan sekitar 236 karyawan. Proses utama yang digunakan adalah dehidrasi etanol menggunakan reaktor *fixed bed multitube* dengan katalis HZSM-5 pada suhu 275°C dan tekanan 1 atm. Bahan baku etanol yang dibutuhkan sebesar 71.081,67 kg/jam, menghasilkan produk etilen sebesar 41.666,67 kg/jam serta produk samping berupa air dan sedikit etanol. Pabrik beroperasi selama 330 hari per tahun dan 24 jam per hari. Kebutuhan utilitas mencakup air sebesar 24.333,90 kg/jam, steam sebesar 19.466,68 kg/jam, listrik sebesar 722,15 kW, dan solar sebesar 1189,30 kg/jam. Sumber limbah berasal dari proses produksi, laboratorium, domestik, dan unit utilitas, dengan karakteristik limbah berupa air, etanol, bahan kimia, dan senyawa organik. Berdasarkan analisis resiko, pabrik ini dikategorikan *low risk*. Sejalan dengan hasil penilaian tersebut, pendekatan *low risk* juga diterapkan dalam analisis kelayakan ekonomi pabrik. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan profit setelah pajak sebesar Rp875,10 miliar/tahun dengan ROI setelah pajak 32,99%, POT 2,38 tahun, BEP 55,07%, SDP 22%, dan DCFRR 36,38%. Berdasarkan parameter ekonomi dan teknis tersebut, pabrik etilen dari etanol dinyatakan layak untuk didirikan.

Kata kunci : Etilen, Etanol, Dehidrasi, Prarancangan Pabrik, Evaluasi Ekonomi

ABSTRACT

Ethylene is a crucial chemical compound in the petrochemical industry, primarily used as a raw material for the production of polyethylene, ethylene oxide, and various other derivatives. This preliminary plant design utilizes ethanol as the raw material with a production capacity of 330,000 tons per year. The plant is planned to be located in Cilegon, Banten, on a ±7,12-hectare site and will employ approximately 236 workers. The main process involves ethanol dehydration using a fixed-bed multitube reactor with HZSM-5 catalyst at 275°C and 1 atm pressure. The ethanol feed rate is 71,081.67 kg/h, producing 41,666.67 kg/h of ethylene along with water and a small amount of unreacted ethanol as by-products. The plant operates continuously for 330 days per year and 24 hours per day. Utility requirements include 24,333.90 kg/h of water, 19,466.68 kg/h of steam, 722,15 kW of electricity, and 1189,30 kg/h of diesel fuel. Waste sources originate from the production unit, laboratory, domestic use, and utility units, with characteristics including water, ethanol, chemical reagents, and organic compounds. Based on the risk analysis, this plant is categorized as low risk. In line with the assessment results, the low risk approach is also applied in the economic feasibility analysis of the factory. Economic evaluation results indicate a post-tax profit of IDR 875,10 billion/year, a post-tax ROI of 32,99%, a POT of 2.38 years, a BEP of 55.07%, an SDP of 22%, and a DCFRR of 36.38%. Based on these technical and economic indicators, the ethylene plant from ethanol is deemed feasible to establish.

Keywords : Ethylene, Ethanol, Dehydration, Plant Preliminary Design, Economic Evaluation

BAB I. PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Etilen adalah salah satu produk kimia yang paling banyak diproduksi di dunia dan memiliki peran krusial sebagai bahan baku dalam industri petrokimia. Sebagian besar, sekitar 75% dari berbagai produk petrokimia dihasilkan dari etilen. Dalam penggunaannya, etilen digunakan untuk memproduksi berbagai senyawa kimia penting seperti etilen diklorida, vinil klorida monomer, polivinil klorida, polietilena, etil benzena, hingga monomer stirena (Lilis, 2018).

Permintaan etilen di Indonesia terus meningkat sejalan dengan pertumbuhan industri di dalam negeri. Meskipun PT. Chandra Asri Petrochemical sudah beroperasi sebagai produsen etilen, kapasitas produksinya masih belum mencukupi. Hal ini terlihat dari perbedaan yang signifikan antara jumlah impor dan ekspor etilen, di mana impor jauh lebih tinggi dibandingkan ekspor (BPS, 2024)(*Annual Report* PT Chandra Asri).

Indonesia saat ini mengandalkan nafta sebagai bahan utama dalam pembuatan etilen. Namun, karena nafta juga merupakan komponen penting dalam produksi bahan bakar minyak, maka prioritas penggunaan nafta seringkali beralih ke sektor energi. Akibatnya, ketersediaan nafta untuk produksi etilen menjadi terbatas. Mengingat cadangan minyak dan gas bumi yang semakin menipis serta meningkatnya permintaan akan kedua sumber energi tersebut, perlu dicari cara alternatif untuk menghasilkan etilen. Salah satu solusinya adalah dengan mengubah etanol menjadi etilen melalui proses dehidrasi (Amalia, 2016).

Pendirian pabrik etilen dari etanol di Indonesia diharapkan dapat menjadi solusi strategis untuk mengurangi ketergantungan terhadap impor bahan kimia, terutama etilen, yang selama ini masih sangat besar. Pabrik ini tidak hanya bertujuan untuk memenuhi kebutuhan etilen dalam negeri, tetapi juga untuk meningkatkan nilai tambah dari etanol yang dapat diproduksi dari bahan baku terbarukan. Selain itu, keberadaan pabrik ini akan menciptakan lapangan pekerjaan baru, mendukung pertumbuhan industri hilir, serta berkontribusi pada stabilitas dan keberlanjutan ekonomi nasional.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi dari suatu pabrik adalah proses sistematis untuk menentukan jumlah maksimum produk yang dapat dihasilkan oleh pabrik dalam suatu periode tertentu dengan mempertimbangkan berbagai faktor. Beberapa aspek yang mempengaruhi, seperti aspek ekonomi, finansial, serta perhitungan kapasitas dari suatu pabrik dengan melalui beberapa analisis.

Dalam menentukan kapasitas pabrik etilen, salah satu faktor utama yang harus dipertimbangkan adalah ketersediaan bahan baku. Berdasarkan laporan USDA (*United States Department of Agriculture*), produksi etanol di Indonesia pada tahun 2022 mencapai 205 juta liter, meningkat sebesar 2,5% dibandingkan tahun sebelumnya yang mencapai 200 juta liter (Rizaty, 2023).

Sementara itu, menurut data tahun 2021, terdapat 14 produsen etanol di Indonesia yang tersebar di Sumatera, Jawa, dan Sulawesi dengan total produksi sekitar 180.000 KL per tahun. Kapasitas produksi terpasang dari pabrik-pabrik etanol di Indonesia sendiri mencapai sekitar 320.000 KL per tahun (Roy, 2021).

Namun, untuk memenuhi kebutuhan bahan baku etanol sebesar 710 juta liter per tahun dalam rangka produksi etilen, produksi dalam negeri masih jauh dari mencukupi. Oleh karena itu, strategi impor bahan baku menjadi solusi yang perlu dipertimbangkan agar proses produksi dapat berjalan sesuai target.

Berdasarkan data tahun 2020, dua negara utama yang memasok etanol ke pasar dalam negeri dalam jumlah signifikan adalah Pakistan dan Vietnam. Pakistan menjadi pemasok terbesar dengan kontribusi sebesar 87,86% dari total impor etanol ke Indonesia dengan nilai mencapai US$ 19,325 juta. Pada tahun 2023, Pakistan memproduksi 3,12 juta liter molase dan mengekspor 470 juta liter etil alkohol yang tidak didenaturasi (Bhutto, 2024). Sementara itu, Vietnam menyumbang sekitar 11,48% dari total impor dengan nilai sebesar US$ 2,717 juta. Kapasitas produksi etanol di Vietnam mencapai sekitar 612 juta liter per tahun, berdasarkan data dari tahun 2019. Selain kedua negara tersebut, impor etanol ke Indonesia juga datang dari negara lain seperti Jerman dan Singapura (Jurnal Bizteka, 2021).

Dengan mempertimbangkan tren impor ini, maka dapat disusun strategi pasokan bahan baku yang mengombinasikan produksi dalam negeri dengan impor dari negara-negara yang memiliki kapasitas ekspor etanol yang stabil. Pendekatan ini tidak hanya memastikan ketersediaan bahan baku, tetapi juga menjaga keberlanjutan produksi etilen dalam jangka panjang.

Data-data pendukung seperti pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor, dan impor suatu produk juga digunakan untuk perhitungan kapasitas. Kapasitas dari pabrik etilen yang telah berdiri baik di Indonesia maupun di luar negeri dapat dilihat pada Tabel 1.1 berikut ini.

Tabel 1.1 Kapasitas produksi pabrik etilen di dunia

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Shell Global	The Hague, Netherlands	8.100.000
Reliance Industries Limited	Mumbai, India	4.000.000
INEOS Group AG	London, UK	2.300.000
ExxonMobil Corp.	Irving, Texas	1.900.000
Chevron Phillips Chemical	The Woodlands, Texas	1.865.000
SABIC	Riyadh, Saudi Arabia	1.800.000
Borealis AG	Vienna, Austria	1.000.000
PT Chandra Asri Tbk	Banten, Indonesia	900.000
China Petroleum & Chemical	Beijing, China	845.000
Nova Chemicals Corporation	Joffre, Alberta, Canada	816.466
Braskem SA	Sao Paulo, Brazil	260.000

Sumber : Panchbhaiya, 2023

Kapasitas produksi pabrik etilen yang akan dibangun pada tahun 2030 dihitung menggunakan pertumbuhan rata-rata tahunan metode geometri dengan rumus berikut yang dikemukakan oleh Carl Friedrich Gauss dikutip dalam buku Basic Econometrics (Gujarati & Porter, 2009):

a. Pertumbuhan Rata - Rata per Tahun

$$\boldsymbol{i} = \frac{\sum \%P}{n}$$

b. Prediksi Data Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor

$$\mathbf{m}_{\text{tahun yang dicari}} = \mathbf{m}_{\text{tahun terakhir}} * (1 + \boldsymbol{i})^{\mathbf{a}}$$

c. Peluang Kapasitas Produksi

$$\mathbf{m_{2030} = (m_{k2030} + m_{e2030}) + (m_{p2030} + m_{i2030})}$$

Dimana:

i : Pertumbuhan rata-rata per tahun

%P : Persen pertumbuhan per tahun

n : Jumlah data %P

a : Selisih tahun

m : Peluang kapasitas

m_p : Prediksi data produksi

m_k : Prediksi data konsumsi

m_e : Prediksi data ekspor

m_i : Prediksi data impor

Berikut merupakan data-data pendukung yang digunakan untuk menentukan kapasitas produksi pabrik etilen.

1.2.1. *Supply*

Supply dalam ekonomi merujuk pada jumlah total barang atau jasa yang tersedia untuk dijual di pasar pada berbagai tingkat harga selama periode waktu tertentu. *Supply* meliputi produksi domestik dan impor produk.

a. Produksi

PT Chandra Asri Petrochemical (CAP) sebagai satu-satunya produsen etilen di Indonesia. Tabel 1.2 menunjukkan data produksi etilen dari PT Chandra Asri Petrochemical (CAP) pada tahun 2019-2023.

Tabel 1.2 Produksi etilen di Indonesia tahun 2019-2023

Tahun	Ton/Tahun	%P
2019	721.000	-
2020	867.000	20,25%
2021	864.000	-0,35%
2022	724.000	-16,20%
2023	743.000	2,62%
∑%P		**6,32%**
i		**1,58%**
m_{p2030}		**829.235,685 ton/tahun**

Sumber : Annual Report PT Chandra Asri, 2019-2023

Pertumbuhan rata - rata per tahun (i)

$$i = \frac{\sum \%P}{n} = \frac{6{,}32\%}{4} = 1{,}58\%$$

Prediksi data produksi tahun 2030 (m_{p2030})

$$m_{p2030} = m_{p2023} \times (1 + i)^{a} = 743.000 \times (1 + 1{,}58\%)^{(2030\text{-}2023)} = 829.235{,}685$$

Berdasarkan data produksi pada Tabel 1.2 menunjukkan bahwa rata-rata jumlah produksi etilen berada pada kisaran 720-870 ribu ton/tahun.

b. Impor

Tabel 1.3 menunjukkan data impor etilen di Indonesia berdasarkan laporan Badan Pusat Statistik (BPS) dari tahun 2019-2023.

Berdasarkan data produksi pada Tabel 1.3 menunjukkan bahwa rata-rata jumlah impor etilen berada pada kisaran 700-880 ribu ton/tahun.

Tabel 1.3 Impor etilen di Indonesia tahun 2019-2023

Tahun	Ton/Tahun	%P
2019	706.300,7	-
2020	792.258,4	12,17%
2021	825.237,5	4,16%
2022	850.633,5	3,08%
2023	880.526,3	3,51%
∑%P		**22,92%**
i		**5,73%**
m_{i2030}		**1.300.653,325 ton/tahun**

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2024

Pertumbuhan rata - rata per tahun (*i*)

$$i = \frac{\sum \%P}{n} = \frac{22{,}92\%}{4} = 5{,}73\%$$

Prediksi data impor tahun 2030 (m_{i2030})

$$m_{i2030} = mi_{2023} \times (1 + i)^{a} = 880.526{,}3 \times (1 + 5{,}73\%)^{(2030\text{-}2023)} = 1.300.653{,}325$$

Dari hasil perhitungan perkiraan produksi dan impor etilen di Indonesia, maka diperoleh nilai *supply* etilen di Indonesia adalah :

Supply $= \mathbf{m_{p2030} + m_{i2030}}$

$= (829.235{,}685 + 1.300.653{,}325)$ ton/tahun

$= 2.129.890{,}010$ ton/tahun

1.2.2. *Demand*

Demand dalam konteks ekonomi dapat dijelaskan sebagai total permintaan terhadap suatu produk atau komoditas. *Demand* meliputi konsumsi dan ekspor.

a. Konsumsi

Tabel 1.4 menunjukkan data konsumsi etilen di Indonesia berdasarkan laporan Badan Pusat Statistik (BPS) dari tahun 2019-2023 dan ditambahkan dari literatur lain.

Pada kurun waktu yang sama, kebutuhan atau konsumsi seluruh industri pengguna etilen di dalam negeri lebih besar dari produksi. Pada tahun 2015 konsumsi etilen sebesar 1.026.000 ton dan meningkat cukup besar menjadi 1.480.578 ton pada tahun 2021. Selama kurun waktu tersebut rata-rata konsumsi etilen 1.358.654 ton setiap tahunnya dengan pertumbuhan tahunan (CAGR) sebesar 6,30% setiap tahunnya (Haryadi et al., 2023), maka tahun 2022 dan 2023 menggunakan pendekatan karena keterbatasan data literatur.

Tabel 1.4 Konsumsi etilen di Indonesia

Tahun	**Ton/Tahun**	**%P**
2019	1.360.000	-
2020	1.646.000	21,03%
2021	1.480.578	-10,05%
2022	1.569.413	6,00%
2023	1.663.577	6,00%
∑%P		**22,98%**
i		**5,74%**
m_{k2030}		**2.459.562,173 ton/tahun**

Sumber: Haryadi et al, 2023

Pertumbuhan rata - rata per tahun (*i*)

$$i = \frac{\sum \%P}{n} = \frac{22{,}98\%}{4} = 5{,}74\%$$

Prediksi data impor tahun 2030 (m_{k2030})

$$m_{k2030} = m_{k2023} \times (1 + i)^{a} = 1.663.577 \times (1 + 5{,}74\%)^{(2030\text{-}2023)} = 2.459.562{,}173$$

b. Ekspor

Tabel 1.5 menunjukkan data ekspor etilen di Indonesia berdasarkan laporan Badan Pusat Statistik (BPS) dari tahun 2019-2023.

Tabel 1.5 Ekspor etilen di Indonesia tahun 2019-2023

Tahun	**Ton/Tahun**	**%P**
2019	66.924,88	-
2020	5.500,696	-91,78%
2021	0	*No data*
2022	2.900,254	-47,27%
2023	3.519,333	21,35%
∑%P		**-117,71%**
i		**-39,24%**
m_e		**107,635 ton/tahun**

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2024

Berdasarkan data produksi pada Tabel 1.5 menunjukkan nilai yang fluktuatif, bahkan pada 2021 ekspor dilaporkan tidak ada mungkin hal ini disebabkan oleh pandemi covid-19 yang berpengaruh pada ekonomi global dari sejak akhir tahun 2019 - awal tahun 2022.

Pertumbuhan rata - rata per tahun (i)

$$i = \frac{\sum \%P}{n} = \frac{-117{,}71\%}{4} = \text{-}39{,}24\%$$

Prediksi data impor tahun 2030 (m_{e2030})

$$m_{e2030} = m_{e2023} \times (1 + i)^{a} = 3.519{,}333 \times (1 + \text{-}39{,}24\%)^{(2030\text{-}2023)} = 107{,}635$$

Dari hasil perhitungan perkiraan konsumsi dan ekspor etilen di Indonesia, maka diperoleh nilai *demand* etilen di Indonesia adalah :

Demand **= $m_k + m_e$**

= (2.459.562,173 + 107,635) ton/tahun

= 2.459.669,808 ton/tahun

Dari hasil perkiraan kebutuhan produksi, impor, ekspor dan konsumsi etilen pada tahun 2030, peluang pasar untuk etilen dapat ditentukan mengacu pada data sebagai berikut :

Peluang **= *Demand - Supply***

Peluang = (2.459.669,808 – 2.129.890,010) ton/tahun

Peluang = 329.779,798 ton/tahun

Penentuan kapasitas dipilih berdasarkan pertimbangan peluang yang terhitung, ketersediaan bahan baku, dan nilai tengah dari pabrik yang sudah berdiri di dalam negeri dan luar negeri. Dengan pertimbangan tersebut pabrik etilen yang akan didirikan dapat mengurangi risiko terkait dengan variasi ekstrem dalam permintaan, sehingga menghindari risiko kerugian yang besar akibat kekurangan atau kelebihan kapasitas. Selain itu, pemilihan berdasarkan nilai tengah membantu dalam perencanaan jangka panjang yang lebih realistis, terutama ketika ada ketidakpastian dalam proyeksi permintaan. Hal ini memberikan fleksibilitas untuk menyesuaikan dengan perubahan pasar. Oleh karena itu, kapasitas pabrik yang dipilih yaitu sebesar 330.000 ton/tahun.

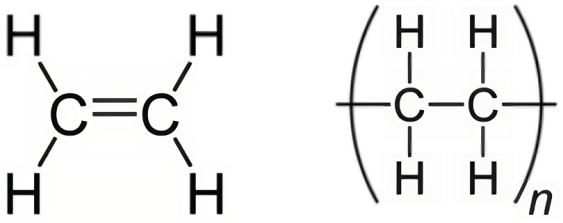
1.3. Tinjauan Pustaka

1.3.1. Etilen

Etilen atau etena (CH_2=CH_2) adalah anggota pertama alkena. Etilen adalah gas tidak berwarna dengan titik didih normal –103,7^oC serta sedikit larut dalam air dan alkohol. Senyawa ini sangat aktif dan mudah bereaksi bila ditambahkan ke banyak reagen kimia. Misalnya, penambahan air ke etilen menghasilkan etil alkohol atau etanol. Etilen adalah molekul starter yang baik untuk dibuat karena rumus kimianya yang sederhana dikombinasikan dengan ikatan rangkap. Ini juga merupakan bahan mentah untuk produksi berbagai tingkat polietilen serta bahan kimia curah dan dasar lainnya (Matar dan Hatch, 2001).

Olefin rantai lurus dapat diproduksi melalui oligomerisasi etilen dengan proses yang dikembangkan oleh *Shell* yang disebut *Shell Higher Olefin Process* (SHOP). Hidrokarbon rantai tinggi (α-olefin) digunakan terutama sebagai komonomer untuk memproduksi polietilen densitas rendah linier, deterjen, pelumas sintetis, stok bensin, solar, dan campuran jet (Himmermann dan Walzl, 2000).

Etilen membantu memproduksi sekitar 75% dari seluruh petrokimia di seluruh dunia (Luiz et al, 2013). Sekitar 146 juta metrik ton etilen diproduksi pada tahun 2016, menjadikannya salah satu bahan mentah yang paling banyak disintesis di dunia. Ini adalah monomer polietilen, salah satu plastik yang paling banyak digunakan di dunia dan menghasilkan 81,8 juta metrik ton pada tahun 2015 (Morschbacker dan Thielen, 2010). Hampir semua etilen yang diproduksi saat ini dibuat melalui pirolisis.



Gambar 1.1 Struktur kimia etilen (kiri) struktur polietilen (kanan)

Meningkatnya permintaan etilen disebabkan oleh penggunaannya dalam produksi polietilen, salah satu komponen utama sebagian besar plastik dan industri petrokimia (Morschbacker, 2009). Selain itu, etilen berperan sebagai prekursor bahan kimia surfaktan seperti etilen oksida atau etilen glikol. Dengan meningkatnya permintaan, produksi etilen global telah tumbuh rata-rata hampir 4,5% per tahun dari tahun 2009 – 2014. Saat ini perengkahan uap hidrokarbon dari bahan bakar fosil masih mendominasi pasar produksi karena tingginya biaya produksi dan konsumsi energi yang terkait dengan katalitik jalur dehidrasi. Meningkatnya permintaan energi, peraturan lingkungan yang lebih ketat, dan terus menipisnya bahan baku fosil, sumber daya energi alternatif dan terbarukan telah menarik minat yang semakin besar terhadap penelitian terbaru. Mengingat potensi keterbatasan ketersediaan etilen dari sumber saat ini, dehidrasi katalitik etanol menjadi etilen telah menjadi proses terbarukan untuk memproduksi etilen (Takahara, 2005).

Etilen banyak digunakan dalam industri kimia, dan berfungsi sebagai bahan dasar dalam industri petrokimia, dengan kapasitas produksi global mencapai 214 juta metrik ton pada tahun 2021 (Statista, 2024). Amerika serikat mulai mengekspansi produksi etilen baru-baru ini dari gas serpih (*shale gas*). Namun, tren itu mempengaruhi jejak energi dan emisi gas rumah kaca pada industri kimia di negara tersebut (Wang et al., 2014). Etilen menempati peran penting dalam produksi

beragam plastik, terutama polietilen, salah satu plastik yang paling umum digunakan secara global. Selain itu, etilen berfungsi sebagai prekursor dalam sintesis banyak bahan kimia seperti etanol, etilen oksida, asetaldehida, dan banyak lainnya.

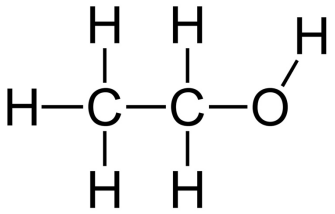
Secara umum, di Indonesia etilen dimanfaatkan sebagai bahan baku dalam industri petrokimia, seperti untuk pembuatan *polyethylene* (PE), polietilen tereftalat (PET), etilen oksida, etilen benzena, vinil klorida, etilen glikol, dan *styrene* monomer (Nizam dan Prasetya, 2019). Dalam industri hilir di dalam negeri, etilen dipakai sebagai bahan baku plastik, gas, anestesi, industri pupuk, serat sintetis, bahan pengisi, pewarna, serta pembuatan PVC (polivinil klorida), pipa paralon, pelapis lantai plastik, dan asam asetat (Laela dan Hairunnisa, 2021). Selain itu, etilen digunakan sebagai bahan mentah untuk industri tekstil dan pembuatan kain atau poliester (Febriyanti dan Rizky, 2018), serta untuk memproduksi film fotografi, kaset video, dan kaset audio.

Penggunaan terbesar etilen adalah dalam pembuatan berbagai botol plastik untuk industri makanan dan minuman, seperti jus dan air mineral, serta aplikasi *thermoforming* (pembentukan lembaran plastik dengan pemanasan dan tekanan) yang dikombinasikan dengan serat kaca dan resin teknik (Saputera, 2019). Beberapa botol plastik yang digunakan di industri akhir diberi kode "1", yang berarti hanya boleh dipakai sekali dan tidak dianjurkan untuk menyimpan air panas, karena dapat menyebabkan lapisan polimer meleleh dan mengeluarkan zat karsinogenik yang berbahaya dalam jangka panjang (Wahyu Utomo dan Arfiana 2023). Sementara itu, di luar negeri, etilen digunakan sebagai bahan antibeku dalam sistem mekanis dan listrik, seperti radiator mobil di negara beriklim dingin (Abu-Hamdeh dkk. 2022),

serta sebagai agen kosmetik, pelembap, pelarut, surfaktan, dan pengawet (Jiménez dkk. 2020).

1.3.2. Etanol

Etanol juga disebut sebagai etil alkohol, struktur kimianya terdiri dari dua atom karbon yang dihubungkan dengan enam atom hidrogen dan satu atom oksigen. Rumus kimianya adalah C_2H_5OH. Etanol merupakan pelarut organik penting yang digunakan untuk menghilangkan pewarna, mencegah kontaminasi mikroba, dan sebagai zat dehidrasi (Kannah et al., 2020).



Gambar 1.2 Struktur kimia etanol

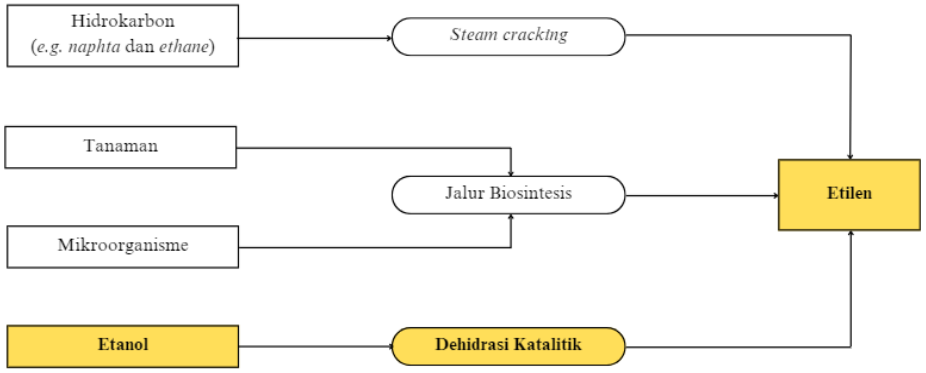
Etanol merupakan sumber bahan bakar terbarukan yang dihasilkan melalui proses fermentasi dan distilasi. Etanol adalah pelarut polar yang larut dalam air dan memiliki titik nyala 12,778°C. Etanol memiliki massa jenis uap sebesar 1,59 kg/m^3 yang menunjukkan bahwa ia lebih berat daripada udara. Akibatnya, uap etanol tidak naik, serupa dengan uap bensin yang mencari ketinggian lebih rendah. Berat jenis etanol adalah 0,79 kg/m^3, yang menunjukkan bahwa ia lebih ringan dari air, tetapi karena larut dalam air, ia akan tercampur sempurna dengan air. Etanol memiliki suhu penyalaan otomatis 425°C dan titik didih 78,37°C. Etanol kurang beracun dibandingkan bensin atau metanol. Seperti halnya bensin, bahaya terbesar etanol sebagai komponen bahan bakar motor adalah sifatnya yang mudah terbakar. Etanol memiliki jangkauan mudah terbakar yang lebih luas dibandingkan bensin (*Lower Explosion Limit*/LEL 3,3% dan *Upper Explosion Limit*/UEL 19%). Dalam bentuk

murni, etanol tidak menghasilkan asap yang terlihat dan memiliki nyala api biru yang sulit dilihat (Waymirj, 2018).

Seiring berkembangnya teknologi, etanol makin banyak diproduksi, contohnya pengubahan biomassa menjadi etanol. Hal ini berakibat harga C_2H_5OH menurun drastis, sehingga proses dehidrasi C_2H_5OH lebih disukai. Perhatian baru-baru ini beralih ke dehidrasi C_2H_5OH untuk menghasilkan C_2H_4 guna mengurangi ketergantungan pada bahan bakar fosil. Dibandingkan dengan perengkahan uap hidrokarbon yang memerlukan suhu tinggi, dehidrasi terjadi pada kondisi yang lebih ringan (250–480ºC), di mana C_2H_5OH diubah secara katalitik menjadi C_2H_4 dan air (Lamichhane et al., 2024).

1.3.3. Pemilihan Proses

Etilen dapat diproduksi dengan beberapa metode, seperti biosintesis tanaman dan mikroorganisme atau melalui metode sintetik seperti pirolisis nafta dan dehidrasi katalitik etanol (Mohsenzadeh et al., 2017).



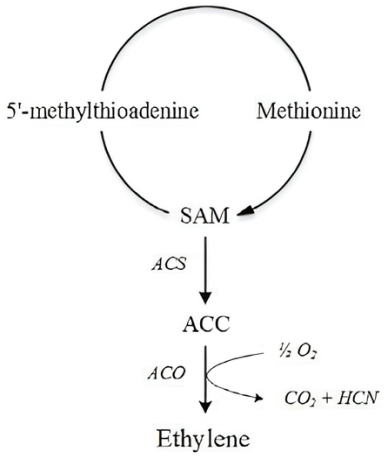
Gambar 1.3 Diagram skema berbagai metode untuk memproduksi etilen.

Dalam industri petrokimia, etilen terutama diproduksi melalui pirolisis nafta di mana aliran umpan dipanaskan terlebih dahulu dan kemudian dicampur dengan uap dengan perbandingan 1:1 pada 750–850ºC untuk jangka waktu singkat (kurang

dari 0,5 detik). Hasil etilen bergantung pada jenis bahan baku yang digunakan dalam proses. Misalnya, konversi etilen dari nafta adalah sekitar 35% dan 80% untuk etana sebagai bahan baku (Matar, 2001). Penggunaan etana sebagai bahan baku telah meningkat karena dapat diekstraksi dari gas alam.

Namun, penelitian telah mengungkapkan bahwa metode *hydraulic fracking* dapat mengakibatkan konsekuensi lingkungan seperti kontaminasi metana pada air minum dan peningkatan aktivitas seismik. Selain itu, proses produksi etilen tradisional adalah salah satu proses kimia yang paling banyak menggunakan energi (Worrell et al., 2000). Selektivitas etilen dari metode *steam cracking* yaitu sebesar 69% to 82% angka ini bertambah sesuai dengan peningkatan rasio steam dengan etana (Gholamzi et al., 2021)

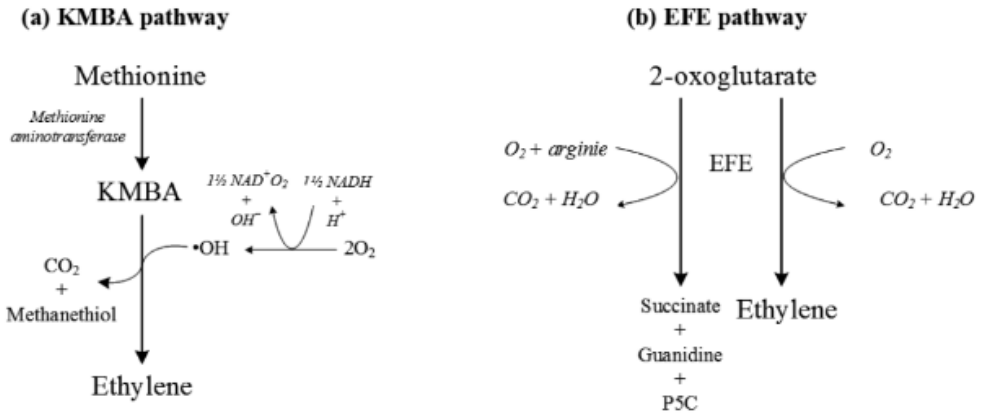
Di alam, etilen terlibat dalam pengendalian kejadian sepanjang siklus hidup tumbuhan, dan dikenal sebagai hormon tumbuhan yang dapat dirasakan dan diproduksi oleh tumbuhan. Dua enzim kunci termasuk ACC (*1-aminocyclopropane-1 carboxylic acid*) sintase dan oksidase (masing-masing ACS dan ACO) terlibat dalam jalur biosintesis etilen, di mana ACS mengubah turunan metionin SAM (*S-adenosyl methionine*) menjadi ACC dan *methylthioadenosine*. *Methylthioadenosin* kemudian didaur ulang dan menghasilkan SAM melalui siklus Yang, dan ACC didegradasi oleh ACO menjadi etilen, CO_2, dan HCN (McManus, 2012).



Gambar 1.4 Jalur biosintesis etilen pada tumbuhan

Beberapa bakteri dan jamur penghasil etilen telah dilaporkan sejak ditemukannya mikroorganisme yang mampu menghasilkan etilen pada pertengahan tahun 1900an. Dua jalur utama terlibat dalam produksi etilen pada mikroorganisme ini. Pertama disebut jalur KMBA (*2-keto-4-methylthiobutyric acid*) yang bergantung pada *L-metionin*. Dalam jalur ini, *L-metionin* diubah menjadi KMBA dan kemudian dioksidasi menjadi etilen melalui reaksi kompleks dan pembentukan radikal hidroksil. Jalur kedua adalah jalur EFE (enzim pembentuk etilen) yang bergantung pada *2-oksoglutarat*, *2-oksoglutarat* merupakan substrat utama (Fukuda et al., 1993).

Rincian lebih lanjut tentang jalur etilen dapat ditemukan di tempat lain. *Cyanobacteria* penghasil etilen baru-baru ini terbukti meningkatkan fotosintesis lebih banyak dibandingkan cyanobacteria tipe liar. Xiong dkk. (2015) menunjukkan bahwa etilen dapat diproduksi secara berkelanjutan dan efisien dari siklus asam trikarboksilat sianobakteri (TCA) dari *cyanobacteria* rekombinan. Selama dekade terakhir, bidang biokimia telah berkembang pesat, dan saat ini berbagai macam bahan diproduksi berdasarkan metode bioteknologi. Namun, perlu dicatat bahwa teknologi ini masih dalam tahap awal.



Gambar 1.5 Jalur biosintesis etilen pada mikroorganisme

Dalam prarancangan pabrik etilen ini, proses yang digunakan adalah dehidrasi katalitik etanol. Proses ini dipilih berdasarkan pertimbangan kemudahan teknologi, bahan baku, dan konversi yang cukup tinggi. Dehidrasi katalitik etanol merupakan jalur alternatif untuk produksi etilen. Laporan pertama tentang dehidrasi katalitik etanol menjadi etilen diterbitkan dalam literatur pada tahun 1797. Namun, pabrik komersial pertama dimulai pada awal abad ke-20. Dalam industri, dehidrasi alkohol terutama terjadi pada fase uap sistem dua katalis, yaitu asam fosfat terdukung dan alumina teraktivasi. Kebanyakan teknologi lama menggunakan asam fosfat, sedangkan alumina teraktivasi kini menjadi dominan (Morschbacker, 2009).

Dehidrasi etanol merupakan reaksi endoterm (membutuhkan 1632 J.g–1 atau 390 kal.g–1 etilen yang terbentuk). Oleh karena itu, suhu reaksi mempengaruhi hasil etilen. Selektivitas tertinggi terhadap etilen diperoleh pada 250–500^{o}C (Persamaan 1.1). Suhu yang lebih tinggi menggeser reaksi ke arah produksi asetaldehida (Persamaan 1.2), sedangkan suhu yang lebih rendah menghasilkan produksi dietil eter (Persamaan 1.3). Mode operasi isotermal dan adiabatik telah disarankan untuk dehidrasi etanol menjadi etilen, sedangkan adiabatik lebih layak secara ekonomi (Zhang dan Yu, 2013).

$$C_2H_5OH \rightarrow C_2H_4 + H_2O \quad (1.1)$$

$$C_2H_5OH \rightarrow C_2H_4O + H_2 \quad (1.2)$$

$$C_2H_5OH \rightarrow (C_2H_5)_2O + H_2O \quad (1.3)$$

Reaksi dehidrasi terjadi pada fase uap di dalam reaktor *fixed bed* atau *fluidized bed* dengan katalis. Proses dalam reaktor *fixed bed* dapat bersifat isotermal atau adiabatik, sedangkan pada reaktor *fluidized bed* biasanya bersifat adiabatik.

Sejak tahap awal teknologi, proses isotermal digunakan dalam dehidrasi etanol. Biasanya dalam proses ini, susunan *fixed bed multi tubular* digunakan dengan katalis yang ditempatkan di dalam tabung. Aliran panas bersirkulasi di sisi *shell* untuk menyediakan panas yang diperlukan untuk reaksi endotermik dan untuk menjaga suhu katalis dalam kisaran tertentu. Kisaran suhu pengoperasian adalah 330–380^{o}C dengan kecepatan ruang cair per jam (LHSV) sekitar 0,2 hingga 0,4 jam^{-1}. Konversi etanol adalah 98–99 % dan selektivitas molar etilen antara 95–99 %. Regenerasi katalis yang sering diperlukan karena terjadi *coke deposition*. Air yang diencerkan dengan uap digunakan untuk tujuan ini, dan dilakukan setiap 1–6 bulan tergantung pada katalis dan kondisi proses. Lebih sulit mengendalikan suhu tabung yang lebih besar. Oleh karena itu, kemungkinan untuk meningkatkan kapasitas besar menjadi terbatas (Morschbacker, 2009).

Reaktor *fixed bed* adiabatik menggunakan katalis dalam prosesnya. Panas yang dibutuhkan untuk reaksi disuplai oleh fluida pembawa panas inert. *Intermediate furnace* digunakan untuk memanaskan kembali aliran umpan, yang masuk ke reaktor berikutnya. Proporsi berat uap terhadap etanol dalam aliran umpan biasanya 2:1 hingga 3:1. Aliran *make-up* etanol ditambahkan di antara setiap tahap. Suhu masuk adalah 450–500^{o}C dengan LHSV sekitar 0,15 hingga 0,5 jam^{-1}. Konversinya lebih

tinggi dari 99 % dan selektivitas molar etilen adalah 97–99 %. Siklus regenerasi katalis adalah antara 6 hingga 12 bulan sejak penggunaan uap dan pembentukan *coke* lebih rendah (Markham wt al., 2016).

Konversi etanol dengan pendekatan kuantitatif dengan selektivitas yang sangat tinggi terhadap etilen dapat dicapai dalam reaktor *fluidized-bed*. Hal ini juga memungkinkan kontrol suhu optimal dengan meminimalkan produk sampingan dan pembentukan *coke*. Konversi etanol adalah 99,5 % pada 400^{o}C dengan selektivitas molar 99,9 % menjadi etilen. Tidak diperlukan pemanasan eksternal pada reaktor karena umpan panas dan katalis yang dipanaskan (didaur ulang dari regenerator katalis) menyediakan panas endotermik untuk reaksi (Pinho et al., 2007).

Tabel 1.6 menunjukkan perbandingan tiga metode produksi etilen yaitu *steam cracking*, jalur biosintesis, dan dehidrasi etanol. Dengan demikian, metode dehidrasi etanol dapat dianggap sebagai alternatif yang lebih menguntungkan untuk produksi etilen, baik dari segi biaya, efisiensi, maupun dampak lingkungan.

1.3.4. Pemilihan Katalis

Dehidrasi etanol adalah reaksi yang dikatalisis oleh asam. Ada empat kategori utama yang dapat digunakan sebagai katalis dalam proses tersebut termasuk asam fosfat, oksida, *molecular sieves*, dan katalis asam *heteropoly* (Zhang dan Yu, 2013).

Asam fosfat pertama kali digunakan sebagai katalis pada tahun 1930an dengan memuat fosfat pada tanah liat atau *coke*. Etilen yang dihasilkan dari reaksi dehidrasi etanol dengan katalis jenis ini memiliki kemurnian yang tinggi. Namun, pengendapan *coke* menyebabkan penonaktifan katalis dan regenerasi memerlukan waktu sekitar satu bulan. Oleh karena itu, katalis tersebut tidak lagi digunakan sejak tahun 1950an (Pearson et al., 1981).

Tabel 1.6 Perbandingan metode produksi etilen

Aspek	*Steam Cracking*	Jalur Biosintesis	Dehidrasi Etanol
Sumber Bahan Baku	Hidrokarbon (*naphtha*, etana)	Bahan baku biogenik (glukosa)	Etanol (dari biomassa)
Proses	Pemanasan bahan baku pada suhu tinggi, menghasilkan etilen dan produk samping	Fermentasi bahan baku menjadi etanol, diikuti dengan dehidrasi	Dehidrasi etanol melalui katalisis (biasanya dengan katalis asam)
Efisiensi Energi	Memerlukan energi tinggi untuk pemanasan	Umumnya lebih rendah daripada *steam cracking*	Energi lebih efisien dibandingkan steam cracking
Lingkungan	Menghasilkan emisi CO_2 yang tinggi dan limbah	Lebih ramah lingkungan, menggunakan sumber terbarukan	Lebih bersih, dengan emisi yang lebih rendah
Biaya Produksi	Tinggi, tergantung harga bahan baku dan energi	Biaya bervariasi, tetapi dapat lebih tinggi dari *steam cracking*	Umumnya lebih rendah dan lebih stabil, terutama jika menggunakan sumber etanol yang terbarukan
Kualitas Produk	Etilen berkualitas tinggi	Etilen mungkin memerlukan pemurnian lebih lanjut	Etilen berkualitas tinggi
Sustainability	Kurang berkelanjutan (bergantung pada sumber fosil)	Sangat berkelanjutan (menggunakan bahan baku terbarukan)	Sangat berkelanjutan (menggunakan etanol dari sumber terbarukan)
Konversi	35 - 80%	Informasi tidak tersedia	98 - 100%

Tabel 1.6 Perbandingan metode produksi etilen (lanjutan)

Aspek	*Steam Cracking*	Jalur Biosintesis	Dehidrasi Etanol
Selektivitas	69 - 82%	Informasi tidak tersedia	96 - 100%
Kondisi Operasi	T (°C) : 850 - 950 P (atm) : 1 - 4,5	T (°C) : 30 - 40 P (atm) : 1	T (°C) : 220 - 500 P (atm) : 1

Katalis oksida merupakan salah satu dari katalis berbasis alumina aktif, yang saat ini digunakan dalam peralatan industri untuk dehidrasi etanol. Alumina dapat digunakan baik sebagai katalis maupun pembawa katalis untuk banyak reaksi kimia penting seperti dehidrasi etanol, isomerisasi, alkilasi, dan perengkahan katalitik. Katalis berbasis alumina aktif cenderung stabil dan kemurnian etilen yang dihasilkan tinggi. Namun, konsentrasi etanol tidak boleh terlalu rendah, jika tidak diperlukan suhu yang lebih tinggi dan kecepatan ruang yang lebih rendah dengan adanya katalis ini menyebabkan konsumsi energi menjadi lebih tinggi (Doheim et al., 2002).

Katalis dengan jenis *molecular sieves* adalah bahan dengan struktur pori teratur, sifat asam-basa yang unik, dan luas permukaan spesifik yang besar. *Molecular sieves* dapat digunakan sebagai katalis, adsorben, dan bahan penukar ion di banyak bidang, seperti dekontaminasi lingkungan, industri petrokimia, dan deterjen, dll. (Xu et al., 2009). *Molecular sieves*, seperti tipe ZSM-5, tipe Si-Al-fosfat (SAPO), tipe A, dan tipe AM-11, telah diterapkan sebagai katalis untuk dehidrasi etanol sejak tahun 1980an. Aktivitas reaksi dehidrasi etanol untuk berbagai jenis *molecular sieves* tidak terlalu tinggi. Untuk meningkatkan aktivitas katalitik, *molecular sieves* dimodifikasi dengan memodulasi keasaman permukaan dan ukuran pori. Dibandingkan dengan katalis berbasis alumina aktif, *molecular sieves* yang dimodifikasi memiliki aktivitas lebih tinggi, beroperasi pada suhu lebih rendah, dan

mampu mengkatalisis larutan etanol dengan konsentrasi rendah (Zhang dan Yu, 2013).

Asam heteropoli adalah multi-asam yang mengandung oksigen, yang terdiri dari atom pusat (seperti P, Si, Ge, Fe, dan Co) dan atom ligan (seperti Mo, W, V, Nb, dan Ta). Asam heteropoli dapat dimanfaatkan sebagai asam atau katalis reduksi oksidasi, baik dalam reaksi homogen maupun non homogen. Katalis ini telah dipelajari sebagai katalis untuk dehidrasi etanol. Ditemukan bahwa katalis memiliki aktivitas dan selektivitas yang tinggi serta suhu reaksi yang rendah, meskipun katalis tersebut menunjukkan laju konversi etanol yang relatif rendah. Biasanya, katalis jenis ini harus dimasukkan ke dalam pembawa, yang menyebabkan kerugian serius dan biaya persiapan yang tinggi (Varisli et al., 2010).

Tabel 1.7 menyajikan ringkasan berbagai jenis katalis yang digunakan untuk proses dehidrasi etanol menjadi etilen beserta kemampuan katalitiknya. Berdasarkan perbandingan dalam tabel tersebut, katalis HZSM-5 dipilih dalam prarancangan pabrik ini karena termasuk jenis *molecular sieves* yang telah dimodifikasi, sehingga memiliki beberapa keunggulan dibandingkan katalis lainnya. Salah satu kelebihannya adalah mampu beroperasi pada suhu yang relatif rendah, yaitu sekitar 275°C, serta menghasilkan konversi etanol yang tinggi, menjadikannya pilihan yang efisien dan ekonomis untuk proses produksi etilen.

1.4. Tinjauan Termodinamika

Dalam perancangan reaktor yang digunakan, penting untuk menentukan reaksi bersifat endotermis atau eksotermis dengan mencari entalpi dari reaksi tersebut. Dengan demikian, dapat diketahui apakah reaktor memerlukan suplai pemanas atau pendingin.

Tabel 1.7 Ringkasan katalis dalam proses dehidrasi etanol

Catalyst	**S_{etilen} (%)**	**X_{etanol} (%)**	**T (°C)**	**LHSV[b]/WHSV[c]/GHSV[d] (h^{-1})**	***t* (h)**
TiO_2/γ-Al_2O_3	99,4	100	360-500	26-234[b]	400
La-P-HZSM-5	99,9	100	240-280	2[c]	*no data*
nano-CAT	99,7	100	240	1[c]	630
$Ag_3PW_{12}O_{40}$	99,2	100	220	6000[d]	*no data*
TPA-MCM-41	99,9	98,0	300	2,9[c]	*no data*
STA-MCM-41	99,9	99,0	250	2,9[c]	*no data*
TRC-92	99,0	70,0	280	2,9[c]	*no data*
SynDol	96,8	99,0	450	26-234[b]	*no data*
HZSM-5	98,6	98,5	275	2,37[c]	350
ZSM-5-deAl-1/25	100[f]	98,1	220	2,5[b]	>100
ZSM-5-deAl-1/25	100[f]	96,3	220	1,5[c]	>100
ZSM-5-deAl-1/50	100[f]	98,3	240	1,5[c]	60
ZSM-5-deAl-1/100	99,9[f]	98,9	240	1,5[c]	50
ZSM-5-P	94,4[e]	99,8	240	1,5[c]	>100
ZSM-5-La	93,3[e]	97,7	240	1,5[c]	100

T : suhu, X : konversi, S: selektivitas, dan t: waktu aliran; [b]LHSV : *liquid hourly space velocity*, [c]WHSV : *weight hourly space velocity*, [d]GHSV : *gas hourly space velocity*, [e]Konsentrasi etanol = 20%, [f] Konsentrasi etanol = 95% (Wu dan Wu, 2017).

Reaksi di bawah adalah reaksi dehidrasi etilen, baik pembentukan etilen dari etanol maupun pembentukan dietil eter, yang berlangsung pada suhu 548,15K dan tekanan 1 atm.

$$C_2H_5OH \rightarrow C_2H_4 + H_2O \qquad (1.4)$$

$$2C_2H_5OH \rightleftarrows (C_2H_5)_2O + H_2O \qquad (1.5)$$

Berdasarkan jurnal yang ditulis oleh Aali (2023), ditemukan bahwa nilai ΔH°R pada persamaan reaksi (1.4) sebesar 10.728 cal/mol atau 44.915,9 kJ/kmol dan pada persamaan reaksi (1.5) sebesar -3.032 cal/mol atau -12.694 kJ/kmol. Dari Jurnal tersebut nilai ΔH°R yang didapatkan adalah positif, karena nilai ΔH°R bernilai positif maka reaksi tersebut merupakan reaksi endotermis, sehingga reaksi pembentukan etilen maupun dietil eter dari etanol membutuhkan suplai pemanas.

Untuk mengetahui apakah reaksi ini bersifat *reversible* (bolak-balik) atau *irreversible* (hanya satu arah), kita bisa melihat dari sisi termodinamika, yaitu berdasarkan energi bebas Gibbs (ΔG^o). Jika ΔG^o bernilai negatif besar dan produk langsung terlepas dari sistem (misalnya berupa gas), maka reaksi cenderung berjalan satu arah alias irreversible.

Data harga ΔGf° pada tiap senyawa di suhu 25°C (298K) dengan tekanan 1 atm :

Tabel 1.8 ΔGf° Masing-Masing Komponen

Komponen	**ΔG°f 298K (kJ/mol)**
C_2H_4	68.1
$(C_2H_5)_2O$	-112.0
C_2H_5OH	-174.8
H_2O	-237.1

Perubahan Energi Gibbs dalam reaksi dihitung menggunakan persamaan :

$$\Delta G°\text{reaksi} = \Sigma\ \Delta Gf°\ \text{produk} - \Sigma\ \Delta Gf°\ \text{reaktan maka,}$$

a. Energi Gibbs Reaksi Pembentukan Etilen

$\Delta G°$ = [-237.1 + 68.1] kJ/mol - [-174.8] kJ/mol

$\Delta G°$= -5,8 kJ/mol

Reaksi pertama menghasilkan etilen dalam bentuk gas, sedangkan etanol sebagai reaktan adalah cair. Karena gas lebih mudah keluar dari sistem reaksi, hal ini membuat reaksi terus berjalan ke kanan dan sulit kembali ke kiri. Selain itu, secara termodinamika, ΔG^0 reaksi ini negatif, apalagi pada suhu tinggi (di atas 350°C), yang umum digunakan di industri. Jadi, reaksi ini bersifat *irreversible* dalam kondisi operasi industri.

b. Energi Gibbs Reaksi Pembentukan Dietil Eter

$\Delta G°$ = [-112.0 +(-237.1)] kJ/mol - [2.(-174.8)] kJ/mol

$\Delta G°$= 0,5 kJ/mol

Sementara itu, reaksi kedua menghasilkan dietil eter, yang juga berupa cairan. Reaksi ini bisa berjalan dua arah, tergantung pada suhu, tekanan, dan jumlah zat dalam sistem. ΔG^0 untuk reaksi ini positif dan relatif kecil, artinya reaksi mudah mencapai kesetimbangan. Oleh karena itu, reaksi kedua bersifat *reversible.*

Selain dari energi Gibbs, informasi mengenai sifat *reversible* atau *irreversible* suatu reaksi juga dapat diperoleh dari nilai konstanta kesetimbangan (K_{eq}). Nilai K_{eq} dapat dihitung dari hubungan termodinamika sebagai berikut:

$$\Delta G°\text{reaksi} = -\ R \times T \times lnKeq$$

Dengan menggunakan data dari literatur, berdasarkan jurnal yang ditulis oleh Aali (2023), diketahui bahwa:

Untuk reaksi pembentukan etilen, nilai K_{eq} sebesar 243,6445 atm^{-1}, yang menunjukkan bahwa pada kondisi kesetimbangan, konsentrasi produk jauh lebih besar dibandingkan reaktan. Hal ini memperkuat kesimpulan bahwa reaksi ini bersifat *irreversible*.

Untuk reaksi pembentukan dietil eter, nilai K_{eq} sebesar 9,7957 atm^{-1}, yang masih dalam rentang yang menunjukkan adanya proporsi reaktan yang signifikan pada kondisi kesetimbangan. Ini sejalan dengan nilai ΔG positif kecil, yang menunjukkan bahwa reaksi bersifat *reversible*.

1.5. Tinjauan Kinetika

Berdasarkan reaksi yang terjadi, laju reaksi dalam pembuatan etilen dikontrol oleh tahapan reaksi permukaan, dengan persamaan reaksi dan persamaan kinetika seperti yang tercantum di bawah ini : (Aali, 2023)

a. Persamaan Reaksi

$$C_2H_5OH \rightarrow C_2H_4 + H_2O$$

b. Persamaan Kinetika

$$r_{S1} = \frac{k_1\left(P_A - P_O P_W / K_{eq1}\right)}{\left(1 + P_A K_{A1} + P_E K_{E1} + P_W K_{W1} + P_I K_{I1}\right)}$$

Dengan :

K_1 : Konstanta laju kinetik (0,00434 mol/g_{cat}.hr) / 0,000001206 kmol/kg_{cat}.s

K_{eq1} : Konstanta kesetimbangan termodinamika (243,6445 atm)

K_{A1} : Konstanta kesetimbangan adsorpsi etanol (1,15147 atm^{-1})

K_{E1} : Konstanta kesetimbangan adsorpsi dietil eter (8,19044 atm^{-1})

K_{W1} : Konstanta kesetimbangan adsorpsi air (4,26538 atm^{-1})

K_{I1} : Konstanta kesetimbangan adsorpsi inert (0.80899 atm^{-1})

Model kinetika tersebut kemudian disederhanakan dengan mengacu pada beberapa asumsi berikut:

a. Tekanan parsial etilena lebih kecil dibandingkan dengan tekanan parsial etanol. Akibatnya, kontribusi etilena terhadap istilah adsorpsi dianggap dapat diabaikan.
b. Kontribusi air diabaikan karena air tidak terdapat dalam umpan, mengingat etanol murni digunakan dalam sistem dalam literatur.
c. Komponen polar seperti etanol dan air cenderung lebih banyak diadsorpsi dibandingkan dengan komponen yang kurang polar seperti dietil eter, karena perbedaan signifikan dalam konstanta dielektrik. Oleh karena itu, kontribusi dietil eter dianggap tidak signifikan.
d. Efek dari istilah reaksi maju dianggap tidak memiliki pengaruh yang signifikan.
e. Pengaruh zat inert terhadap laju reaksi juga dianggap dapat diabaikan

Sehingga diperoleh bentuk akhir dari persamaan kinetika sebagai berikut:

$$-r_A = \frac{k' P_A}{1+K_A' P_A}$$

Dengan :

K' : Konstanta laju kinetik (0.1533384 mol/g_{cat}.hr)

K_A' : Konstanta kesetimbangan adsorpsi etanol (9.013511 atm^{-1})

P_A : Tekanan parsial etanol (atm)

BAB II. PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

Tabel 2.1 Spesifikasi etilen

Produk Utama	
Rumus Molekul	C_2H_4
Berat Molekul	28,05 g/mol
Titik Didih	-103.77°C
Titik Lebur	-169.15°C
Titik Nyala	-136°C
Tekanan Uap	0,0000521 mmHg
Densitas	0,96 g/ml
Bentuk	Gas pada kondisi ambien, cairan di bawah tekanan
Viskositas	0,01 cP (20°C)
Kelarutan	131 mg/l (25°C)
Sifat Bahan	Tidak berwarna, berbau khas, mudah terbakar, mudah menguap
Hazard	 (NFPA, 2010)
Kemurnian yang Dijual Dipasaran	99 %

Sumber : Safety Data Sheet PT Chandra Asri, 2023

2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Tabel 2.2 Spesifikasi etanol

Bahan Baku Utama	
Rumus Molekul	C_2H_6O / C_2H_5OH
Berat Molekul	28,05 g/mol
Titik Didih	78,29°C
Titik Lebur	-114,0°C
Titik Nyala	13 °C pada cawan tertutup
Tekanan Uap	42,95 mmHg pada 19,6°C
Densitas	0,805 g/ml pada 20°C
Bentuk	Cair
Viskositas	1,2 cP pada 20°C
Kelarutan	1.000 g/l pada 20°C
Sifat Bahan	Tidak berwarna, berbau seperti alkohol, mudah terbakar, dan mudah menguap
Hazard	 (NFPA, 2010)
Kemurnian yang Dijual Dipasaran	96%

Sumber : Safety Data Sheet Sigma Aldrich, 2023

2.3. Spesifikasi Katalis

Tabel 2.3 Spesifikasi katalis

Katalis Zeolit	
Nama Katalis	HZSM-5
Bulk Densitas	2,355 kg/L
Bentuk	*granule* atau pelet
Diameter	38 mm
Ukuran Pori	5 Å dengan total volume pori biasanya ≥0,25 mL/g
Luas Permukaan Spesifik	3551.030 $Å^2$

Sumber : Golchoobi, 2016

2.4. Pengendalian Kualitas

2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Kualitas bahan baku yang digunakan dalam proses produksi sangat menentukan keberhasilan proses dan kualitas produk akhir. Pada pabrik etilen yang menggunakan etanol sebagai bahan baku, pengendalian kualitas bahan baku etanol meliputi beberapa parameter berikut:

a. Kemurnian Etanol

Etanol yang digunakan harus memiliki kemurnian minimal 96% untuk mencegah terjadinya kontaminasi produk akhir. *Impurity* seperti air, metanol, atau senyawa organik lain harus dijaga pada tingkat minimum untuk menjaga efisiensi reaksi dehidrasi dan mengurangi pengotor dalam etilen yang dihasilkan.

b. Kandungan Air

Air dalam etanol dapat memengaruhi reaksi dehidrasi yang diharapkan menghasilkan etilen, karena air cenderung membentuk produk samping seperti dioksana. Oleh karena itu, kandungan air dalam etanol harus dikendalikan dengan batas maksimal 4%. Pengukuran kandungan air dilakukan dengan *karl fischer titration* atau *gas chromatography* (GC) untuk mendeteksi kadar air.

c. Kontaminan Lain (metanol, *aceton*, dll)

Kehadiran zat pengotor lain seperti metanol atau aseton dapat mengganggu reaksi utama atau menyebabkan korosi pada peralatan. Oleh karena itu, kadar pengotor ini harus dijaga di bawah 0,01%. Kontrol dilakukan melalui *spectroscopy* dan *gas chromatography-mass spectrometry* (GC-MS).

d. Pengujian Fisik Bahan Baku

Etanol yang digunakan harus memenuhi persyaratan fisik tertentu seperti densitas, titik didih, dan warna. Pengujian ini dapat dilakukan melalui density meter, refraktometer, dan viskositas meter.

e. Frekuensi Pengujian Bahan Baku

Pengujian kualitas etanol dilakukan secara berkala, baik pada saat penerimaan bahan baku dari pemasok, maupun sebelum bahan baku dimasukkan ke dalam reaktor. Setiap batch etanol akan diuji untuk memastikan kualitasnya sesuai dengan spesifikasi.

2.4.2. Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pada pabrik etilen dari etanol dilakukan secara otomatis dengan menggunakan berbagai instrumen kontrol seperti sensor, kontrol aliran, suhu, tekanan, dan level. Sistem kontrol ini bertujuan untuk menjaga agar parameter proses tetap pada kisaran yang diinginkan guna memastikan proses dehidrasi etanol berjalan optimal.

a. Pengendalian Suhu (*Temperature Control*)

Reaksi dehidrasi etanol menjadi etilen berlangsung pada suhu tinggi, sekitar 250-500°C. Suhu reaktor dikendalikan dengan *temperature sensor* (RTD atau *thermocouple*) yang dipasang di berbagai titik di dalam reaktor. Sistem PID *controller* digunakan untuk menjaga suhu reaktor agar tetap stabil pada set point yang telah ditentukan.

b. Pengendalian Tekanan (*Pressure Control*)

Tekanan di dalam reaktor harus dijaga pada tekanan tertentu untuk memastikan efisiensi reaksi dan keamanan operasi. *Pressure transmitter* dipasang untuk memonitor tekanan dan *control valve* digunakan untuk menyesuaikan tekanan di dalam reaktor agar tetap pada kisaran 1 atm. Sistem alarm dan *safety valve* dipasang untuk mencegah kenaikan tekanan yang berlebihan.

c. Pengendalian Aliran (*Flow Rate Control*)

Pengendalian aliran etanol ke dalam reaktor sangat penting untuk menjaga rasio umpan yang tepat. *Flow meter* (misalnya coriolis meter) dipasang untuk memonitor aliran etanol secara real-time. *Flow control valve*

akan mengatur aliran etanol sesuai dengan set point yang ditentukan oleh sistem kontrol berbasis PLC (*Programmable Logic Controller*).

d. Pengendalian Level (*Level Control*)

Di bagian distilasi atau pemisahan, pengendalian level cairan sangat penting agar proses pemisahan berjalan optimal. *Level transmitter* dipasang di berbagai titik dalam kolom distilasi, dan *control valve* digunakan untuk mengatur aliran cairan berdasarkan level yang terdeteksi.

e. Sistem Kontrol Terintegrasi

Semua sensor dan instrumen kontrol dihubungkan dengan *Distributed Control System* (DCS) yang dapat memonitor dan mengendalikan keseluruhan proses secara otomatis. Sistem ini dilengkapi dengan antarmuka pengguna (HMI) yang memungkinkan operator untuk mengawasi kondisi proses secara real-time dan melakukan penyesuaian jika diperlukan.

2.4.3. Pengendalian Kualitas Produk

Setelah proses produksi selesai, penting untuk memastikan bahwa produk etilen yang dihasilkan memenuhi standar kualitas yang diharapkan. Pengendalian kualitas produk dilakukan melalui berbagai pengujian, baik secara *on-line* maupun *off-line.*

a. Kemurnian Etilen

Produk etilen yang dihasilkan harus memiliki kemurnian minimal 99% untuk digunakan dalam industri petrokimia. Pengujian kemurnian dilakukan dengan menggunakan *Gas Chromatography* (GC). Instrumen ini mampu memisahkan dan mengidentifikasi komponen-komponen dalam campuran gas, serta memberikan hasil komposisi yang akurat.

b. Pengujian Kontaminan

Produk etilen harus bebas dari kontaminan seperti air, metanol, atau senyawa sulfur yang dapat menurunkan kualitas produk. Analisis GC-MS dan *infrared spectroscopy* digunakan untuk mendeteksi adanya kontaminan dalam produk etilen. Batas maksimal kontaminan ditetapkan kurang dari 0,1% untuk menjaga kualitas produk.

c. Pengendalian Tekanan dan Suhu Produk

Setelah produk etilen dipisahkan dan dimurnikan, perlu dikendalikan tekanan dan suhu selama penyimpanan dan distribusi. *Pressure* and *temperature transmitter* dipasang di tangki penyimpanan untuk memonitor kondisi penyimpanan. Produk disimpan pada suhu rendah dan tekanan tinggi untuk menjaga kestabilannya.

d. Pengemasan dan Penyimpanan

Etilen yang dihasilkan disimpan dalam tangki penyimpanan bertekanan tinggi dan suhu rendah (-104°C). Kondisi penyimpanan harus diawasi secara berkala untuk mencegah kebocoran dan menjaga kualitas produk.

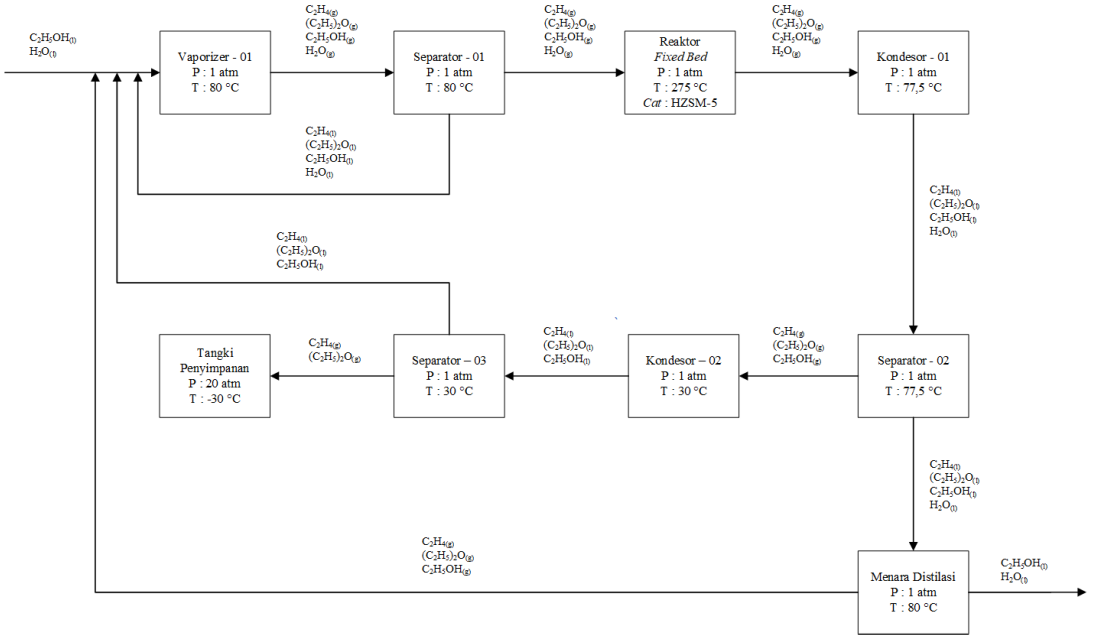
e. Sertifikasi Kualitas

Setiap *batch* produk etilen harus disertifikasi oleh laboratorium pengujian internal sebelum didistribusikan kepada konsumen. Sertifikasi ini mencakup parameter-parameter seperti kemurnian, tekanan, suhu, dan kandungan kontaminan.

BAB III. PERANCANGAN PROSES

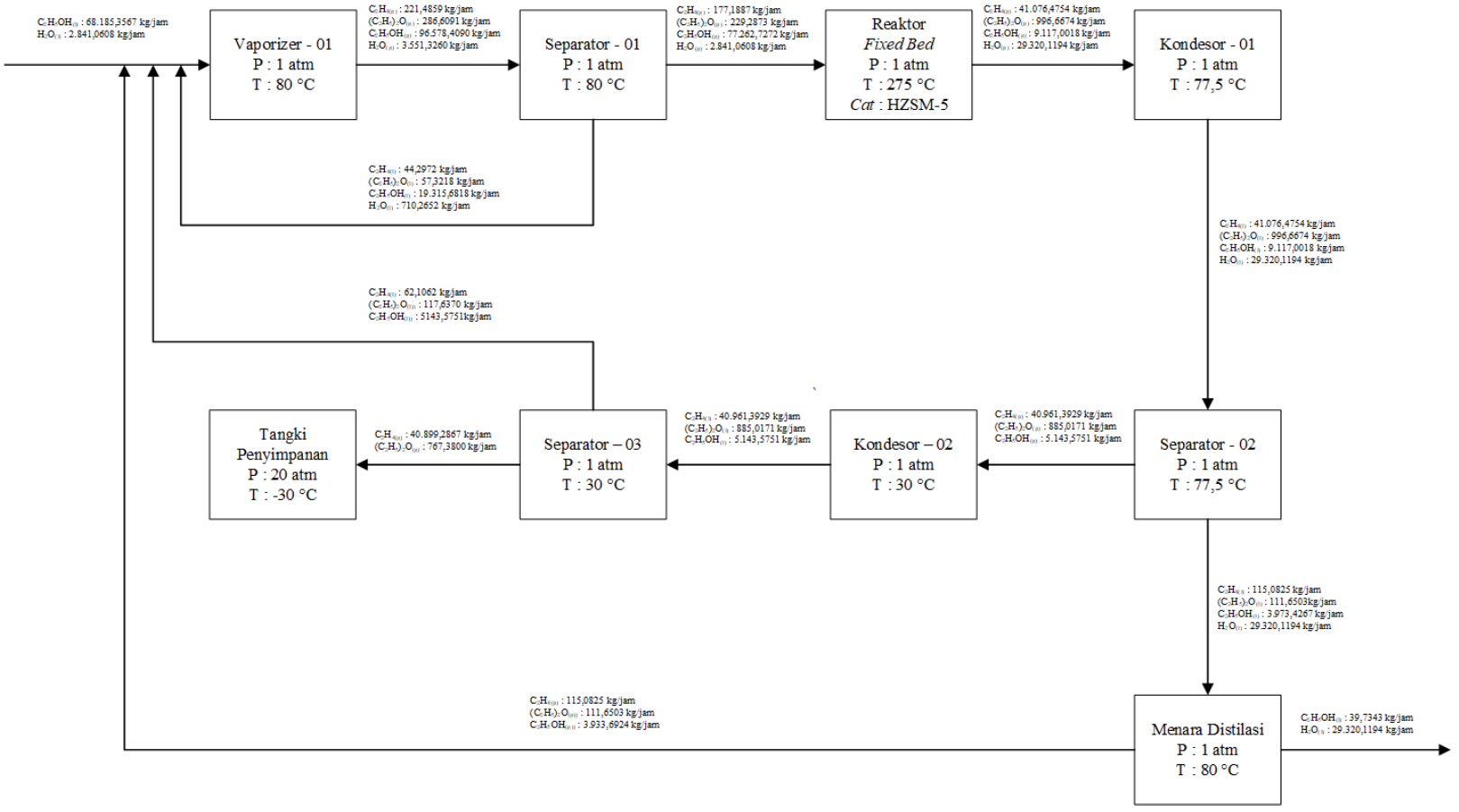
3.1. Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif

3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif

3.2. Uraian Proses

Produksi etilen dari bahan baku etanol kapasitas 330.000 ton/tahun dengan metode dehidrasi dibagi menjadi beberapa tahapan dalam prosesnya. Bahan baku awal yang digunakan dalam produksi etilen yaitu Etilen dibuat dengan melalui proses dehidrasi etanol dengan suhu 275^{o}C dan tekanan 1 atm menggunakan katalis HZSM-5. Dehidrasi adalah reaksi yang melibatkan pelepasan air dari molekul alkohol (mengandung gugus –OH). Reaksi dehidrasi merupakan subset dari reaksi eliminasi. Berikut adalah tahapan dalam pembuatan etilen dari etanol.

3.2.1. Penyimpanan dan Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan pada pabrik ini adalah etanol 96%. Etanol disimpan dalam kondisi cair pada tangki penyimpanan T-01 pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm beberapa saat sebelum etanol mulai diproses. Tangki penyimpanan T-01 dilengkapi dengan *level indicator* dan *breather valve*. Selanjutnya, Etanol 96% dari T-01 dipompa dengan pompa P-01 menuju ke *mixing point* bersama dengan aliran *recycle* dari produk bawah separator SP-01, produk bawah separator SP-03, dan distilat dari menara distilasi MD-01. Dari *mixing point* umpan akan dialirkan menuju vaporizer VP-01 dengan bantuan pompa P-02.

Vaporizer VP-01 berfungsi untuk mengubah fase umpan menjadi gas. Menurut buku *Process Heat Transfer* oleh Kern (1983) suatu zat dapat diuapkan maksimal sebesar 80% dalam suatu Vaporizer. Oleh karena itu, keluaran vaporizer akan diproses dalam separator SP-01 untuk dipisahkan lebih lanjut. Uap akan menjadi hasil atas separator dan cairan akan menjadi hasil bawah separator yang akan di-*recycle* dengan bantuan pompa P-02 menuju *mixing point*.

Hasil atas separator SP-01 kemudian diumpankan ke dalam *heater* HE-01 dengan bantuan *blower* BL-01 untuk menaikkan suhu menjadi 275ºC. Selanjutnya keluaran *heater* dengan suhu yang sudah disesuaikan akan diumpankan ke reaktor R-01 untuk proses berikutnya.

3.2.2. Proses Dehidrasi Etanol

Bahan baku etanol yang telah melewati proses *pre treatment* dan telah sesuai dengan kondisi operasi reaktor (R-01) kemudian dialirkan menuju reaktor. Reaktor yang digunakan dalam prarancangan pabrik etilen dari etanol ini adalah reaktor *fixed bed multitube* dengan menggunakan katalis HZSM-5. Pemilihan jenis reaktor ini dikarenakan reaksi yang terjadi dalam pembentukan etilen dari etanol bersifat endotermis, sehingga akan terjadi penurunan suhu. Penurunan suhu yang terhitung sangat besar sehingga digunakan reaktor *fixed bed multitube* dengan mengalirkan *steam* pemanas didalamnya untuk menjaga suhu reaksi. Dengan *pressure* dan *temperature indicator* pada inlet reaktor, fluida pemanas diatur sehingga produk yang dihasilkan mampu memenuhi kapasitas produksi pabrik. Persamaan reaksinya adalah sebagai berikut.

$$C_2H_5OH \rightarrow C_2H_4 + H_2O \quad \text{(reaksi utama)}$$

$$C_2H_5OH \rightarrow (C_2H_5)_2O + H_2O \quad \text{(reaksi lanjutan dengan produk samping)}$$

Reaksi berlangsung pada fase gas, beroperasi pada tekanan 1 atm dan suhu 275ºC. Dari proses reaksi tersebut dihasilkan produk utama berupa etilen dengan konversi optimal terhitung sebesar 88,2%.

Hasil keluaran dari reaktor (R-01) kemudian dialirkan menuju kondensor parsial CD-01 dengan bantuan *blower* BL-02 untuk merubah fasenya, dimana etilen tetap menjadi gas, sementara etanol dan air akan berubah menjadi fase cair.

3.2.3. Pemurnian Etilen

Produk keluaran reaktor selanjutnya didinginkan dan diembunkan sebagian menggunakan kondensor parsial (CD-01) dengan kondisi *inlet* pada suhu 275ºC dan tekanan 1 atm. Fluida pendingin yang digunakan adalah *dowtherm* (*biphenyl*) dengan kondisi *inlet* pada suhu 75ºC dan tekanan 1 atm. CD-01 dilengkapi dengan *temperature controller* pada aliran keluar kondensor untuk memastikan kecukupan fluida pendingin. Fluida pendingin keluar dari CD-01 memiliki fasa cair.

Fluida proses keluar CD-01 selanjutnya dipisahkan dengan separator SP-02 berdasarkan fasanya. Pada SP-02 ini dilengkapi oleh *level controller* untuk mengontrol ketinggian cairan serta *pressure indicator* untuk menampilkan kondisi tekanan di dalam separator. Selain itu, terdapat adanya *pressure relief valve* untuk mengatur tekanan tangki.

Fluida gas pada SP-02 yang mengalir sebagai produk atas memiliki kandungan etilen sebesar 87,17% *wt* etilen. Standar kemurnian etilen adalah 99% *wt*. Oleh sebab itu, etilen kembali dialirkan dengan bantuan BL-03 untuk diembunkan di dalam kondensor CD-02. Setelah itu fluida akan kembali diumpankan ke dalam separator SP-03 untuk dipisahkan berdasarkan fasanya. Fluida produk atas SP-03 memiliki kandungan etilen sebesar 99,00% *wt* etilen dan telah memenuhi spesifikasi produk.

3.2.4. Etanol Recovery

Etanol *recovery* terbagi menjadi 3 aliran, yaitu aliran dari hasil bawah separator SP-01, hasil atas menara distilasi MD-01, dan hasil bawah separator SP-03. Hasil bawah separator SP-01 diumpankan kembali ke vaporizer VP-01 dengan bantuan pompa P-03.

Aliran *recycle* yang berasal dari produk bawah separator SP-02 dialirkan menuju ke menara distilasi MD-01 dengan pompa P-04. Pada menara distilasi ini, kandungan air yang dihasilkan dari proses reaksi dipisahkan dari aliran *recycle*. MD-01 ini dilengkapi dengan kondensor total dan reboiler. Kondisi umpan MD-01 adalah pada suhu 30ºC dan tekanan 1 atm. Menara distilasi beroperasi dengan suhu 82ºC dan tekanan 1 atm

Fluida fasa gas yang mengalir pada bagian atas menara distilasi diembunkan seluruhnya pada CD-03, dan sebagian dikembalikan sebagai refluks. Pada kondensor ini dilengkapi dengan *temperature controller* untuk mengatur suhu kondensasi dengan mengatur jumlah fluida pendingin. Fluida pendingin yang digunakan pada CD-03 adalah air pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Sebelum dialirkan sebagai distilat dan refluks, fluida ditampung pada *accumulator* AC-01 yang berfungsi untuk menampung sementara aliran fluida sehingga terbentuk perbedaan fasa. *Accumulator* ini berfungsi dalam penghilangan gelembung-gelembung yang terdapat pada fluida. Produk atas yang dihasilkan MD-01 atau distilat serta aliran reflux dilengkapi dengan *flowmeter* untuk mengontrol jumlah aliran refluks.

Pada bagian bawah menara distilasi, fluida dialirkan menuju reboiler RB-01, dengan *level controller* produk dan refluks bagian bawah menara distilasi diatur. RB-01 dilengkapi dengan *temperature controller* untuk mengatur suhu fluida keluar reboiler melalui kontrol jumlah fluida pemanas. Fluida pemanas yang digunakan pada reboiler yaitu bersuhu 150°C dan tekanan 1 atm.

Produk atas menara distilasi atau distilat selanjutnya digunakan sebagai aliran *recycle* yang dialirkan menuju *mixing point* dan diumpankan kembali ke dalam *Vaporizer* VP-01 dengan bantuan pompa P-05. Adapun produk bawah menara

distilasi atau *bottom* dengan konsentrasi 99,86% *wt* air akan dialirkan menuju unit pengolahan limbah (UPL) dengan bantuan pompa P-07. Aliran *recycle* juga diperoleh dari hasil bawah separator SP-03 yang mengandung etanol 96,62% dan dialirkan menuju *mixing point* dengan bantuan pompa P-06.

3.2.5. Penyimpanan Produk

Produk etilen dengan kemurnian 99,00 % *wt* etilen dari hasil atas separator SP-03 diubah tekanannya menggunakan kompresor CP-01 untuk mendapatkan kondisi operasi yang diinginkan yaitu 20 atm. Selain mengubah tekanan, hal ini dimaksudkan untuk mendapatkan produk etilen dalam kondisi cair agar lebih efektif dan efisien dalam penyimpanan. Setelah tekanan diubah, kemudian suhu produk didinginkan secara dua tahap, yaitu menggunakan *cooler* CL-02 untuk mendapatkan suhu 45^{o}C dan menggunakan kondensor CD-04 untuk mendapatkan suhu -30^{o}C. Tangki penyimpanan T-02 berbentuk bola karena tangki bola dapat menampung volume yang lebih besar dengan luas permukaan yang lebih kecil dan lebih aman dalam menahan tekanan tinggi.

3.3. Spesifikasi Alat

3.3.1. Reaktor (R-01)

a. Spesifikasi Umum

Kode	:	R-01
Fungsi	:	Mereaksikan etanol menjadi etilen menggunakan metode dehidrasi dengan bantuan katalis HZSM-5

Jenis/Tipe	:	Reaktor *Fixed Bed Multitube*
Mode Operasi	:	Kontinyu
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp2.471.828.048,08

b. Kondisi Operasi

Suhu	:	275 °C
Tekanan	:	1 atm
Kondisi Operasi	:	Adiabatik

c. Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	:	*Carbon steel* SA 283 *Grade* C
Diameter (ID) *Shell*	:	5,1693 m
Tebal *Shell*	:	2,75 in
Tinggi Total	:	8,3942 m
Jenis *Head*	:	*Torispherical dished head*

d. Insulasi

Bahan	:	Asbestos
Konduktivitas Panas	:	0,2134 W/m.K

Tebal Isolasi	:	0,4257 m

e. Spesifikasi Khusus

Jenis Katalis	:	HZSM-5
Bentuk Katalis	:	*Granule*
Ukuran Katalis	:	2-5 mm
Tinggi Tumpukan	:	4,8768 m
Porositas Tumpukan	:	0,194
WHSV	:	2,37 / jam
Pressure Drop di Sepanjang Tumpukan Katalis	:	1,50E-07 atm
Bahan Konstruksi *Tube*	:	*Carbon steel* SA 283 *Grade* C
Diameter *Tube*	:	OD = 10,75 in; ID = 10,02 in
Panjang *Tube*	:	6,096 m
Jumlah *Tube*	:	208 buah
Tipe *Tube*	:	*Triangular pitch*
Ukuran *Pitch*	:	13,4375 in
Jenis *Hot Fluid*	:	*Saturated Steam*

Kebutuhan *Hot Fluid* : 244,6340 kg/jam

3.3.2. Separator 01 (SP-01)

Nama dan Kode : Separator 01 (SP-01)

Fungsi : Memisahkan campuran uap dan cair keluaran *vaporizer* (VP-01) dengan hasil atas berupa gas umpan reaktor (R-01) dan hasil bawah berupa campuran cairan yang tidak teruapkan dalam *vaporizer* (VP-01)

Jenis : Separator *vapor-liquid*

Material : *Carbon Steel* SA 283 *grade* C

Kondisi Operasi :
a. Tekanan : 1 atm
b. Suhu : 80 °C

Spesifikasi :

Shell

a. Panjang : 8,8 m
b. Tebal : 1,5 in
c. Diameter luar : 120 in

Head

a. Panjang : 0,6 m

b. Tebal : 1,5 in

Jumlah : 1

Harga : Rp546.615.633,40

3.3.3. Separator 02 (SP-02)

Nama dan Kode : Separator 02 (SP-02)

Fungsi : Memisahkan campuran uap dan cair dari kondensor (CD-01) dengan hasil atas berupa gas etilen dan hasil bawah berupa campuran air dan etanol

Jenis : Separator *vapor-liquid*

Material : *Carbon Steel* SA 283 *grade* C

Kondisi Operasi :
a. Tekanan : 1 atm
b. Suhu : 77,5 °C

Spesifikasi :

Shell

a. Panjang : 6,4 m

b. Tebal : 1,125 in

c. Diameter luar : 90 in

Head

a. Panjang : 0,44 m

b. Tebal : 1,125 in

Jumlah : 1

Harga : Rp442.115.585,84

3.3.4. Separator 03 (SP-03)

Nama dan Kode : Separator 03 (SP-03)

Fungsi : Memisahkan campuran uap dan cair dari kondensor (CD-02) dengan hasil atas berupa gas etilen dan hasil bawah berupa campuran air dan etanol

Jenis : Separator *vapor-liquid*

Material : *Carbon Steel* SA 283 *grade* C

Kondisi Operasi : a. Tekanan : 1 atm

b. Suhu : 30 °C

Spesifikasi :

Shell

a. Panjang : 9,98 m

b. Tebal : 1,75 in

c. Diameter luar : 138 in

Head

a. Panjang : 0,66 m

b. Tebal : 1,625 in

Jumlah : 1

Harga : Rp604.894.506,08

3.3.5. Menara Distilasi (MD-01)

Nama dan Kode : MD-01

Fungsi : Memisahkan campuran etanol, air, dan sedikit etilen dengan hasil atas berupa gas etanol dan hasil bawah air

Jenis : *Multicomponent distillation*

Tipe : *Tray distillation column*

Material : *Stainless Steel* 316 (UNS S31600)

Kondisi Operasi :

a. Umpan

Suhu : 1 atm

Tekanan : 82 ºC

b. Distilat

Suhu : 72,8345 ºC

Tekanan : 0,8 atm

c. Bottom

Suhu : 105,3 ºC

Tekanan : 1,2 atm

Spesifikasi :

Shell

a. Diameter : 3,65 m

b. Tinggi : 24,84 m

c. Tebal : 0,4375 in

d. Material : *Stainless Steel* 316 (UNS S31600)

Head

a. Jenis : *Torispherical dished head*

b. Tebal : 0,3125 in

c. Material : *Stainless Steel* 316 (UNS S31600)

Untuk tipe *tray*

a. Jenis Tray : *Sieve Tray*

b. Feed Plate : *Plate* ke-20

c. Jumlah *Plate* Aktual : 35 (termasuk reboiler)

d. Susunan *hole* : *Triangular pitch*

e. Diameter *hole* : 0,005 m

f. Jumlah *tray* : 35

g. Tray spacing : 0,6 m

h. Jumlah lubang : 405

Jumlah : 1

Harga : Rp3.784.107.491,49

3.3.6. Akumulator (AC-01)

Nama dan Kode : Akumulator (AC-01)

Fungsi	:	Menampung keluaran kondensor di menara MD-01
Jenis	:	*Cylinder Tank Horizontal*
Material	:	*Carbon Steel* SA 283 *grade* C
Kondisi Operasi	:	a. Tekanan : 1 atm b. Suhu : 72,834 °C
Spesifikasi	:	
Shell		
a. Tinggi	:	3,39 m
b. Tebal	:	0,1875 in
c. Diameter (ID)	:	0,57 m
Head		
a. Jenis	:	*Torispherical*
b. Tinggi	:	0,1586 m
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp100.480.814,96

3.3.7. Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Tabel 3.1 Spesifikasi alat penyimpanan

Tangki	T-01	T-02
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan kebutuhan bahan baku etanol	Menyimpan produk etilen
Lama Penyimpanan	30 hari	7 hari
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki	2	9
Jenis Tangki	Silinder *vertical*	Bola
Kondisi Operasi	Suhu : 30°C Tekanan : 1 atm	Suhu : -30°C Tekanan : 20 atm
Spesifikasi	Bahan Konstruksi : *Carbon Steel* 283 *Grade* C Volume Tangki : 19.473,0408 m^3 Diameter : 54,864 m Tinggi : 16,4592 m Jumlah *Course* : 9 Tebal *Shell* : 0,25; 0,5; 0,75; 0,875; 1,125; 1,375; 1,5; 1,75; 2 in	Bahan Konstruksi : *Stainless steel SA-240 Grade 304L* Volume Tangki : 2000 m^3 Diameter : 15,63 m Tebal *Shell* : 2 in

Tabel 3.1 Spesifikasi alat penyimpanan (lanjutan)

Tangki	T-01	T-02
Head & Bottom	*Torispherical dished head* Tebal *Head* : 1,625 in *Flat Bottom* Tebal *Bottom* : 0,375 in	Secara teknis tidak memerlukan *head* terpisah seperti tangki silinder
Harga	Rp77.840.477.735,29	Rp68.548.011.967,54

Dalam industri penyimpanan skala besar, penggunaan tangki dengan diameter sangat besar merupakan hal yang umum, terutama pada sektor minyak, gas, dan petrokimia. Tangki penyimpanan dengan diameter mencapai lebih dari 50 meter telah dibangun dan dioperasikan di berbagai belahan dunia untuk memenuhi kebutuhan kapasitas simpan yang sangat tinggi. Salah satu contohnya adalah tangki LNG di Grain LNG Terminal, Inggris, yang memiliki diameter sekitar 87,4 meter dan tinggi 48,7 meter, dengan kapasitas penyimpanan mencapai 190.000 m^3 per unit. Selain itu, perusahaan CB&I (sekarang bagian dari McDermott) tercatat pernah membangun tangki penyimpanan minyak dengan diameter hingga 125 meter dan kapasitas 1,5 juta barrel, menjadikannya salah satu yang terbesar di dunia. Tangki-tangki semacam ini umumnya dirancang mengikuti standar internasional seperti API 650, yang memungkinkan konstruksi tangki baja silinder berdiameter besar dengan keamanan dan integritas struktural yang tinggi. Penerapan tangki berukuran besar ini dapat ditemukan di terminal-terminal penyimpanan utama, kilang minyak, dan fasilitas petrokimia global seperti milik Royal Vopak, yang mengoperasikan terminal di lebih dari 20 negara. Berdasarkan data dan studi eksisting, dapat disimpulkan bahwa

penggunaan tangki dengan diameter standar lebih dari 50 meter bukan hanya memungkinkan secara teknis, tetapi juga telah menjadi praktik yang umum dalam skala industri global.

3.3.8. Alat Transportasi Bahan

3.3.8.1. *Blower*

Tabel 3.2 Spesifikasi *blower*

Kode	**BL-01**	**BL-02**	**BL-03**
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan fluida keluaran atas separator (SP-01) menuju reaktor *fixed bed* (R-01)	Mengalirkan fluida keluaran reaktor *fixed bed* (R-01) menuju condensor (CD-01)	Mengalirkan fluida keluaran atas separator (SP-02) menuju condensor (CD-02)
Nama bahan yang di-*transport*	Etanol A (Etanol 96%; Air 3,8%; Etilen 0,2%)	Etilen R (Etilen 51,76%, Air 36,92%, dan etanol 11,33%)	Etilen S (89% etilen dan 11% etanol)
Kapasitas	40.506,5059 m^3/jam	107.165,2358 m^3/jam	34.935,6525 m^3/jam
"Normal" *operating conditions*	T = 80°C P = 1 atm	T = 275°C P = 1 atm	T = 77,5°C P = 1 atm
Blower efficiency	85%	85%	85%
Jenis *blower*	*Backward curve blade centrifugal blower*	*Backward curve blade centrifugal blower*	*Backward curve blade centrifugal blower*
***Motor power* – daya motor**	2.238 Watt	3.730 Watt	1492 Watt
Material construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp809.211.458,55	Rp2.201.762.245,23	Rp695.293.340,60

3.3.8.2. *Compressor*

Tabel 3.3 Spesifikasi *compressor*

Kode	**CP-01**
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan dan mengkompresi fluida keluaran atas separator (SP-03) menuju tangki penyimpanan produk (T-02), menaikkan tekanan dari 1 atm ke 20 atm
Nama bahan yang dikompresi	Etilen (Etilen 99%; Dietil Eter 1%)
Suction and discharge pressure	1 atm dan 20 atm
Suction and discharge temperature	30°C dan 263,4553°C
Kapasitas	2.746,7115 m^3/jam
"Normal" ***operating conditions***	T = 146,7276°C P = 10,5 atm
Availability of cooling water	20–30 m^3/jam
Compression ratio	20
Single / multistage	*Multistage*
Compressor efficiency	87%
Jenis *compressor*	*Centrifugal Compressor Multistage*
***Motor power* – daya motor (Watt)**	93.250 Watt
Material construction	*Commercial steel*
Harga (Rupiah)	Rp1.518.253.537,53

Pada sistem kompresi etilen dari tekanan 1 atm menjadi 20 atm menggunakan kompresor *centrifugal multistage*, keberadaan *intercooler* menjadi komponen yang sangat penting untuk menunjang efisiensi dan keamanan proses. Kompresi gas secara bertahap menghasilkan kenaikan suhu yang signifikan, sehingga pendinginan antar tahap melalui *intercooler* diperlukan untuk menurunkan temperatur

gas sebelum masuk ke tahap kompresi berikutnya. Pendinginan ini tidak hanya mengurangi kerja kompresi secara keseluruhan, tetapi juga membantu menjaga kinerja dan umur kompresor serta mencegah risiko termal terhadap gas etilen yang mudah terbakar. Dalam perancangan ini, dengan rasio kompresi total sebesar 20 dan efisiensi kompresor sebesar 87%, direncanakan penggunaan *intercooler* di antara masing-masing tahap kompresi, yang secara umum terdiri dari dua *intercooler* untuk tiga tahap kompresi. Setiap *intercooler* membutuhkan suplai air pendingin untuk menyerap panas hasil kompresi, dengan estimasi kebutuhan *cooling water* sebesar ±11 m^3 per jam per *intercooler*, atau total sekitar 20–30 m^3 per jam. Meskipun setelah kompresi akhir telah direncanakan adanya *cooler* untuk mendinginkan fluida sebelum masuk ke tangki, penggunaan *intercooler* tetap diperlukan guna menjaga efisiensi proses dan keselamatan operasional selama tahap kompresi berlangsung.

3.3.8.3. *Pump*

Tabel 3.4 Spesifikasi *pump*

Kode	**P-01**	**P-02**	**P-03**
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan etanol dari tangki T-01 menuju *mixing point*	Mengalirkan etanol dari *mixing point* ke *vaporizer* VP-01	Mengalirkan hasil bawah separator SP-01 ke *mixing point* untuk di *recycle*
Viskositas	0,9585 cP	0,7587 cP	0,4333 cP
Kapasitas	107,6661 m^3/jam	161,6195 m^3/jam	32,4475 m^3/jam
Pump Head	15,0137 m	13,0448 m	3,0958 m
Suhu Fluida	30°C	41,63°C	80°C

Tabel 3.4 Spesifikasi *pump* (Lanjutan)

Kode	**P-01**	**P-02**	**P-03**
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*
Motor Power – Daya Motor	3.730 Watt	3.730 Watt	2. 238 Watt
Material Construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp168.913.071,45	Rp190.518.231,75	Rp123.738.645,36

Tabel 3.4 Spesifikasi *pump* (Lanjutan)

Kode	**P-04**	**P-05**	**P-06**
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan hasil bawah separator SP-02 ke menara distilasi MD-01	Mengalirkan hasil atas menara distilasi MD-01 ke *mixing point* untuk di *recycle*	Mengalirkan hasil bawah separator SP-03 *mixing point* untuk di *recycle*
Viskositas	0,3725 cP	0,4901 cP	0,9531 cP
Kapasitas	42,6415 m^3/jam	6,7287 m^3/jam	7,3897 m^3/jam
Pump Head	4,7290 m	1,7322 m	4,3453 m

Tabel 3.4 Spesifikasi *pump* (Lanjutan)

Kode	**P-04**	**P-05**	**P-06**
Suhu Fluida	77,5°C	70°C	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal *High Speed Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*
Motor Power	22.380 Watt	1.492 Watt	3.730 Watt
Construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp123.738.645,36	Rp62.851.375,42	Rp62.851.375,42

Tabel 3.4 Spesifikasi *pump* (Lanjutan)

Kode	**P-07**
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan fluida proses dari *purging point* ke UPL
Viskositas	0,8153 cP
Kapasitas	0,1622 m^3/jam
Pump Head	1,8245 m
Suhu Fluida	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*
Motor Power – Daya Motor	249 Watt
Material Construction	*Commercial steel*
Harga	Rp62.851.375,42

3.3.9. Alat Penukar Panas

Tabel 3.5 Spesifikasi *heat exchanger*

Kode	**HE-01**	**VP-01**	**RB-01**
Jenis HE	*Shell and tube*	*Shell and tube*	*Shell and tube*
	Operating Condition - Shell		
Fluid	Etanol A (Etanol 96%; Air 3,8%; Etilen 0,2%)	Etanol A (Etanol 96%; Air 3,8%; Etilen 0,2%)	Keluaran bawah MD-01 (*bottom)*
Fluid Type	*Cold*	*Cold*	*Cold*
Flowrate	176.497,2404 lb/hr	220.621,5505 lb/hr	76.609,9807 lb/hr
Temperature	*In* = 80°C *Out* = 275°C	*In* = 41,63°C *Out* = 80°C	*In* = 105°C *Out* = 105,34°C
Pressure	1 atm	1 atm	1,2 atm
	Operating Condition - Tube		
Fluid	*Saturated steam*	*Saturated steam*	Saturated steam
Fluid Type	*Hot*	*Hot*	*Hot*
Flowrate	42.378,3687 lb/hr	9.625,5881 lb/hr	12.799,5191 lb/hr
Temperature	*In* = 280°C *Out* = 280°C	*In* = 110°C *Out* = 110°C	*In* = 150°C *Out* = 150°C
Pressure	63 atm	1 atm	3,7478 atm
	Mechanical Design - Shell		
Pass	1	1	1
ID	1,9375 ft	1,2708 ft	1,4375 ft
Baffle Spaces	0,3875 ft	0,2541 ft	0,2875 ft
$\mathbf{\Delta P_{cal}}$ / $\mathbf{\Delta P_{allow}}$	9,87 psi / 10 psi	4,7555 psi / 10 psi	1,9453 psi / 10 psi
$\mathbf{Rd_{cal}}$ / $\mathbf{Rd_{min}}$	0,00139 / 0,00120	0,00209 / 0,00120	0,0012 / 0,0010

Tabel 3.5 Spesifikasi *heat exchanger* (lanjutan)

Kode	**HE-01**	**VP-01**	**RB-01**
	Mechanical Design - Tube		
Length	20 ft	20 ft	20 ft
Pass	1	1	1
OD	¾ in	¾ in	¾ in
Number	384 tube	151 tube	203 tube
A	1.508 ft^2	593 ft^2	797 ft^2
BWG	16	16	16
Pitch	1 in *Triangular*	1 in *Triangular*	1 in Triangular
ΔP_{cal} / ΔP_{allow}	0,004 psi / 10 psi	0,0007 psi / 10 psi	0,0184 psi / 10 psi

Tabel 3.5 Spesifikasi *heat exchanger* (Lanjutan)

Kode	**CL-01**	**CD-01**
Jenis HE	*Shell and tube*	*Shell and tube*
	Operating Condition - Shell	
Fluid	Etilen A (Etilen 99% dan Etanol 1%)	Etilen R (Etilen 51,76%, Air 36,92%, dan etanol 11,33%)
Fluid Type	*Hot*	*Hot*
Flowrate	91.875,0001 lb/hr	176.497,2403 lb/hr
Temperature	*In* = 263°C *Out* = 45°C	*In* = 275°C *Out* = 77,5°C
Pressure	20 atm	1 atm

Tabel 3.5 Spesifikasi *heat exchanger* (Lanjutan)

Kode	**CL-01**	**CD-01**
	Operating Condition - Tube	
Fluid	Dowtherm A (Biphenyl)	Dowtherm A (Biphenyl)
Fluid Type	*Cold*	*Cold*
Liquid Flowrate	423.027,3630 lb/hr	2.434.446,5962 lb/hr
Temperature	*In* = 40°C *Out* = 90°C	*In* = 75°C *Out* = 90°C
Pressure	1 atm	1 atm
	Mechanical Design - Shell	
Pass	1	1
ID	1,4375 ft	1,9375 ft
Baffle Spaces	0,2875 ft	0,3875 ft
$\mathbf{\Delta P_{cal}}$ **/** $\mathbf{\Delta P_{allow}}$	9,2028 psi / 10 psi	9,5869 psi/ 10 psi
$\mathbf{Rd_{cal}}$ **/** $\mathbf{Rd_{min}}$	0,0400 / 0,0017	0,0499 / 0,0015
	Mechanical Design - Tube	
Length	20 ft	20 ft
Pass	1	1
OD	¾ in	¾ in
Number	203 tube	384 tube
A	797 ft^2	1.508 ft^2
BWG	16	16
Pitch	1 in *Triangular*	1 in *Triangular*
$\mathbf{\Delta P_{cal}}$ **/** $\mathbf{\Delta P_{allow}}$	2,5065 psi / 10 psi	5,4586 psi / 10 psi

Tabel 3.5 Spesifikasi *heat exchanger* (Lanjutan)

Kode	**CD-02**	**CD-03**	**CD-04**
Jenis HE	*Shell and tube*	*Shell and tube*	*Shell and tube*
	Operating Condition - Shell		
Fluid	Etilen S (89% etilen dan 11% etanol)	Keluaran atas MD-01 (distilat)	Etilen A (Etilen 99% dan Etanol 1%)
Fluid Type	*Hot*	*Hot*	*Hot*
Liquid Flowrate	102.373,0185 lb/hr	28.195,8488 lb/hr	91.875,0001 lb/hr
Temperature	*In* = 77,5°C *Out* = 30°C	*In* = 72,8°C *Out* = 70°C	*In* = 45°C *Out* = -30°C
Pressure	1 atm	0,8 atm	20 atm
	Operating Condition - Tube		
Fluid	*Cooling Water*	*Cooling Water*	*Refrigerant* (R-744)
Fluid Type	*Cold*	*Cold*	*Cold*
Liquid Flowrate	173.989,8616 lb/hr	180.838,1532 lb/hr	672.543,5973 lb/hr
Temperature	*In* = 30°C *Out* = 60°C	*In* = 30°C *Out* = 60°C	*In* = -40°C *Out* = -20°C
Pressure	1 atm	1 atm	1 atm
	Mechanical Design - Shell		
Pass	1	1	1
ID	3,0833 ft	1,9375 ft	2,9167 ft
Baffle Spaces	0,6167 ft	0,3875 ft	0,5833 ft
$\mathbf{\Delta P_{cal}}$ / $\mathbf{\Delta P_{allow}}$	5,6231 psi / 10 psi	1,6499 psi / 10 psi	3,5829 psi / 10 psi
$\mathbf{Rd_{cal}}$ / $\mathbf{Rd_{min}}$	0,0043 / 0,0015	0,0031 / 0,0012	0,0086 / 0,0012

Tabel 3.5 Spesifikasi *heat exchanger* (Lanjutan)

Kode	**CD-02**	**CD-03**	**CD-04**
	Mechanical Design - Tube		
Length	20 ft	20 ft	20 ft
Pass	1	1	1
OD	1 in	0,75 in	¾ in
Number	674 tube	384 tube	745 tube
A	3.522 ft^2	1.508 ft^2	2.925 ft^2
BWG	16	16	16
Pitch	1,25 in *Triangular*	1 in *Triangular*	1 in Triangular
ΔP_{cal} / ΔP_{allow}	0,2181 psi / 10 psi	0,0880 psi / 10 psi	0,2628 psi / 10 psi

3.4. Neraca Massa

Tabel 3.6 Neraca massa total

Komponen	***Input* (kg/jam)**	***Output* (kg/jam)**	
	A1	**A7**	**A10**
C_2H_4	0,0000	40.899,2867	0,0000
$(C_2H_5)_2O$	0,0000	767,3800	0,0000
C_2H_5OH	68.185,4597	0,0000	39,7344
H_2O	2.841,0608	0,0000	29.320,1194
Sub Total	**71.026,5205**	**41.666,6667**	**29.359,8538**
TOTAL	**71.026,5205**	**71.026,5205**	

Tabel 3.7 Neraca massa di separator 01 (SP-01)

Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)	
	A12	**A2**	**A3**
C_2H_4	221,4859	177,1887	44,2972
$(C_2H_5)_2O$	286,6091	229,2873	57,3218
C_2H_5OH	96.578,4090	77.262,7272	19.315,6818
H_2O	3.551,3260	2.841,0608	710,2652
Sub Total	**100.637,8301**	**80.510,2640**	**20.127,5660**
Total	**100.637,8301**	**100.637,8301**	

Tabel 3.8 Neraca massa di reaktor (R-01)

Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)
	A2	**A4**
C_2H_4	177,1887	41.076,4754
$(C_2H_5)_2O$	229,2873	996,6674
C_2H_5OH	77.262,7272	9.117,0018
H_2O	2.841,0608	29.320,1194
Sub Total	**80.510,2640**	**80.510,2640**
Total	**80.510,2640**	**80.510,2640**

Tabel 3.9 Neraca massa di separator 02 (SP-02)

Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)	
	A4	**A5**	**A6**
C_2H_4	41.076,4754	40.961,3929	115,0825
$(C_2H_5)_2O$	996,6674	885,0171	111,6503
C_2H_5OH	9.117,0018	5.143,5751	3.973,4267

Tabel 3.10 Neraca massa di separator 02 (SP-02) lanjutan

Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)	
	A4	**A5**	**A6**
H_2O	29.320,1194	0,0000	29.320,1194
Sub Total	**80.510,2640**	**46.989,9850**	**33.520,2790**
Total	**80.510,2640**	**80.510,2640**	

Tabel 3.11 Neraca massa di separator 03 (SP-03)

Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)	
	A5	**A7**	**A8**
C_2H_4	40.961,3929	40.899,2867	62,1062
$(C_2H_5)_2O$	885,0171	767,3800	117,6370
C_2H_5OH	5.143,5751	0,0000	5.143,5751
H_2O	0,0000	0,0000	0,0000
Sub Total	**46.989,9850**	**41.666,6667**	**5.323,3183**
Total	**46.989,9850**	**46.989,9850**	

Tabel 3.12 Neraca massa di menara distilasi (MD-01)

Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)	
	A6	**A9**	**A10**
C_2H_4	115,0825	115,0825	0,0000
$(C_2H_5)_2O$	111,6503	111,6503	0,0000
C_2H_5OH	3.973,4267	3.933,6924	39,7343
H_2O	29.320,1194	0,0000	29.320,1194
Sub Total	**33.520,2790**	**4.160,4253**	**29.359,8537**
Total	**33.520,2790**	**33.520,2790**	

Tabel 3.12 Neraca massa di *mixing point*

Komponen	*Input* (kg/jam)		*Output* (kg/jam)
	A1	A11	A12
C_2H_4	0,0000	221,4859	221,4859
$(C_2H_5)_2O$	0,0000	286,6091	286,6091
C_2H_5OH	68.185,4597	28.392,9493	96.578,4090
H_2O	2.841,0608	710,2652	3.551,3260
Sub Total	**71.026,5206**	**29.611,3095**	**100.637,8301**
Total	**100.637,8301**		**100.637,8301**

3.5. Neraca Panas

Tabel 3.14 Neraca panas total

Alat	*Input* (kj/kg)	*Output* (kj/kg)
Vaporizer-01	8.897.502,80	8.897.502,80
Separator-01	8.897.502,80	8.897.502,80
Separator-02	7.422.897,28	7.422.897,28
Separator-03	363.900,46	363.900,46
Heater-01	43.372.852,16	43.372.852,16
Reaktor-01	43.752.580,32	43.752.580,32
Kondensor-01	43.752.580,32	43.752.580,32
Kondensor-02	4.155.286,51	4.155.286,51
Kondensor-03	1.590.809,24	1.590.809,24
Kondensor-04	54.713.260,40	54.713.260,40
Cooler-01	22.756.268,55	22.756.268,55
Reboiler-01	11.678.064,52	11.678.064,52
Menara Distilasi-01	9.768.885,40	9.768.885,40
Total	**261.122.390,76**	**261.122.390,76**

Tabel 3.15 Neraca panas di vaporizer (VP-01)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Fluida dari Tangki	860.545,9592	Fluida keluaran VP-01	8.897.502,8033
Fluida *recycle* SP-01	2.840.186,5052		
Fluida *recycle* MD	473.433,7577		
Fluida dari SP-03	59.378,4103		
Steam	4.663.958,1709		
Total	**8.897.502,8033**	**Total**	**8.897.502,8033**

Tabel 3.16 Neraca panas di separator 01 (SP-01)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Fluida dari VP-01	8.897.502,8032	Fluida hasil atas SP-01	7.118.002,2454
		Fluida hasil bawah SP-01	1.779.500,5606
Total	**8.897.502,8032**	**Total**	**8.897.502,8060**

Tabel 3.17 Neraca panas di separator 02 (SP-02)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Fluida keluaran CD-01	7.422.897,2834	Fluida hasil atas SP-02	4.155.286,5066
		Fluida hasil bawah SP-02	3.267.610,7768
Total	**7.422.897,2834**	**Total**	**7.422.897,2834**

Tabel 3.18 Neraca panas di separator 03 (SP-03)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Fluida keluaran CD-02	363.900,4568	Fluida hasil atas SP-03	329.266,1229
		Fluida hasil bawah SP-03	34.634,3340
Total	**363.900,4568**	**Total**	**363.900,4568**

Tabel 3.19 Neraca panas di *heater* (HE-01)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Fluida hasil atas SP-01	7.118.002,2454	Fluida keluaran HE-01	43.372.852,1612
Steam	36.254.849,9159		
Total	**43.372.852,1612**	**Total**	**43.372.852,1612**

Tabel 3.20 Neraca panas di reaktor (R-01)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Fluida keluaran HE-01	43.372.852,1612	Fluida keluaran R-01	43.752.580,3226
Steam	379.728,1613		
Total	**43.752.580,3226**	**Total**	**43.752.580,3226**

Tabel 3.21 Neraca panas di kondensor 01 (CD-01)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Fluida keluaran R-01	43.752.580,3226	Fluida keluaran CD-01	7.422.897,2834
		Dowtherm A	36.329.683,0392
Total	**43.752.580,3226**	**Total**	**43.752.580,3226**

Tabel 3.22 Neraca panas di kondensor 02 (CD-02)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Fluida hasil atas SP-02	4.155.286,5066	Fluida keluaran CD-02	363.900,4568
		Cooling Water	3.791.386,0498
Total	**4.155.286,5066**	**Total**	**4.155.286,5066**

Tabel 3.23 Neraca panas di kondensor 03 (CD-03)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Fluida distilat MD-01	1.590.809,2374	Fluida keluaran RB-01	1.489.941,7557
		Cooling Water	100.867,4816
Total	**1.590.809,2374**	**Total**	**1.590.809,2374**

Tabel 3.24 Neraca panas di kondensor 04 (CD-04)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Beban panas CD-04	54.713.260,4029	Kebutuhan *refrigerant*	54.713.025,45
Total	**54.713.260,4029**	**Total**	**54.713.025,4546**

Tabel 3.26 Neraca panas di *cooler* 02 (CL-01)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Fluida hasil atas SP-03 yang telah dikompresi	22.756.268,5512	Fluida keluaran CL-02	1.352.073,5341
		Dowtherm A	21.404.195,0171
Total	**22.756.268,5512**	**Total**	**22.756.268,5512**

Tabel 3.27 Neraca panas di *reboiler* (RB-01)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Fluida *bottom* MD-01	5.270.410,0287	Fluida keluaran RB-01	11.678.064,5200
Steam	6.407.654,4913		
Total	**11.678.064,5200**	**Total**	**11.678.064,5200**

Tabel 3.28 Neraca panas di menara distilasi (MD-01)

Input		***Output***	
Komponen	**Panas (kj/kg)**	**Komponen**	**Panas (kj/kg)**
Fluida hasil bawah SP-02	3.267.610,7768	Fluida hasil atas MD-01	473.433,7577
Steam	6.501.274,6213	Fluida hasil bawah MD-01	9.295.451,6404
Total	**9.768.885,3981**	**Total**	**9.768.885,3981**

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik memiliki pengaruh penting terhadap profitabilitas dan keberlangsungan pabrik yang akan dibangun. Banyak faktor yang harus dipertimbangkan saat memilih lokasi yang sesuai. Menurut AIChemE (2003) faktor-faktor utama yang perlu dipertimbangkan, yaitu lokasi berkenaan dengan area pemasaran, pasokan bahan baku, fasilitas transportasi, ketersediaan tenaga kerja, ketersediaan utilitas seperti air, bahan bakar, listrik, ketersediaan lahan yang sesuai, dampak lingkungan, dan pembuangan limbah, pertimbangan masyarakat setempat, iklim, serta pertimbangan politik.

Pada umumnya pendirian suatu pabrik diawali dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku, semakin dekat dengan bahan baku maka biaya penanganan dan logistik akan semakin minimum. Kedekatan lokasi pabrik dengan bahan baku akan mempermudah penjagaan kualitas bahan baku dan pengaturan pasokan secara berkelanjutan Dilansir dalam *website* investor.id (2022), Khofifah Indar Parawansa selaku Gubernur Jawa Timur mengatakan bahwa Jawa Timur adalah produsen etanol terbesar di Indonesia dan memiliki beberapa perusahaan penghasil bioetanol dengan produksi yang melimpah sebesar 110.000 KL pada tahun 2020.

Meskipun banyak pabrik etanol di Jawa Timur, tapi masih ada beberapa pabrik etanol yang dapat dipertimbangkan sebagai distributor etanol untuk prarancangan pabrik ini. Tabel 4.1 menyajikan daftar pabrik etanol di Indonesia beserta kapasitas produksi dan lokasi pabrik.

Tabel 4.1. Pabrik etanol di Indonesia

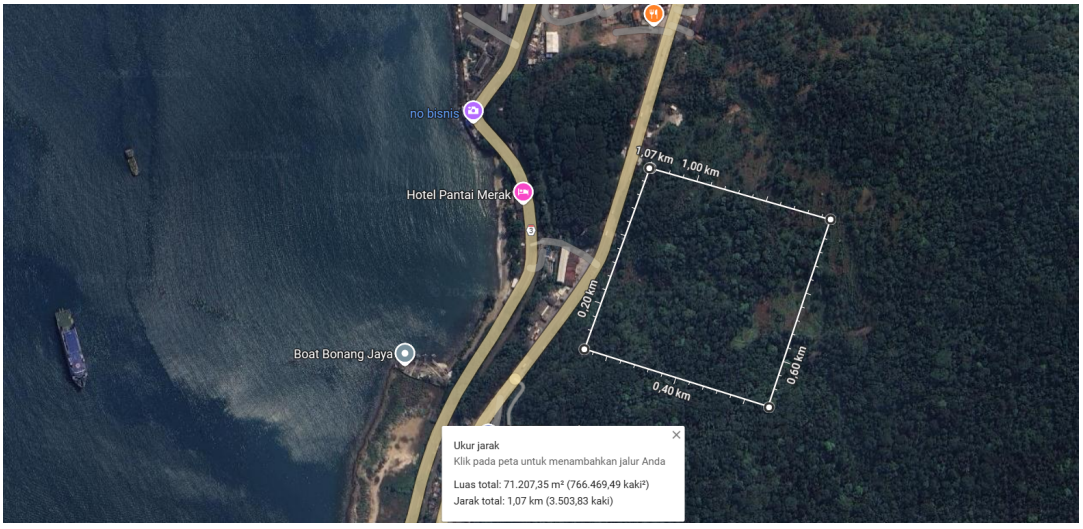
Perusahaan	Kapasitas (KL/Tahun)	Lokasi
PT RNI Biochoi	100.000	Pasuruan, Jawa Timur
PT Molindo Raya Industrial	80.000	Malang, Jawa Timur
PT Indo Lampung Distillery	47.000	Lampung
PT Indo Acidatama Tbk	42.000	Surakarta, Jawa Tengah
PT Energi Agro Nusantara (Enero)	30.000	Mojokerto, Jawa Timur
PG Ngadirejo Kediri	30.000	Kediri, Jawa Timur
PG Gemolkrep Mojokerto	30.000	Mojokerto, Jawa Timur
PT Aneka Kimia Nusantara	3.946	Mojokerto, Jawa Timur
PT Madu Baru	5.376	Yogyakarta
PTPN XI	8.000	Surabaya, Jawa Timur

Meskipun wilayah Jawa Timur adalah penghasil etanol terbesar di Indonesia, tapi pendirian pabrik etilen dari etanol ini juga mempertimbangkan aspek pemasaran. Etilen adalah bahan baku penting dalam industri petrokimia yang digunakan untuk memproduksi berbagai produk seperti polietilena, etilen oksida, dan etilen glikol. Berikut adalah beberapa pabrik di Indonesia yang menggunakan etilen sebagai bahan baku utama, yaitu:

1. PT Chandra Asri Petrochemical (Cilegon, Banten) merupakan produsen petrokimia terbesar di Indonesia yang memproduksi berbagai produk turunan etilen, termasuk polietilena.

2. PT Lotte Chemical Titan Nusantara (Merak, Banten) merupakan perusahaan ini memproduksi polietilena linear densitas rendah (LLDPE) dan polietilena densitas tinggi (HDPE).
3. PT Asahimas Chemical (Cilegon, Banten) memproduksi vinil klorida monomer (VCM) dan polivinil klorida (PVC).
4. PT Polychem Indonesia Tbk (Karawang, Jawa Barat) menghasilkan produk-produk seperti etilen oksida dan etilen glikol.
5. PT Prima Ethycolindo (Cilegon, Banten) memproduksi etilen oksida dengan kapasitas 60.000 ton/tahun.

Meskipun bahan baku etanol banyak tersebar di wilayah Jawa Tengah dan Jawa Timur, berdasarkan pertimbangan teknis, ekonomi, dan target pemasaran maka pilihan terbaik untuk lokasi pendirian pabrik etilen dari etanol dengan kapasitas 330.000 ton/tahun adalah Banten, tepatnya di Kecamatan Pulomerak, Kota Cilegon.



Gambar 4.1. Peta rencana lokasi pabrik etilen dari etanol kapasitas 330.000 ton/tahun

Dilansir dalam situs Dinas Penanaman Modal dan Pelayanan Modal Satu Pintu Provinsi Banten, Kota Cilegon memiliki luas lahan 17.550 Ha (175,50 Km^2) yang ditunjang dengan sarana dan prasarana yang cukup memadai serta letak

geografis yang sangat strategis dengan jarak tempuh dari ibukota Jakarta ± 120 Km. Kota Cilegon sebagai pintu gerbang Pulau Jawa dan Sumatera serta memiliki garis pantai sepanjang 17 Km serta didukung oleh pelabuhan bertaraf internasional dan adanya pelabuhan khusus serta beberapa kawasan industri menjadikan kota Cilegon sebagai daerah tujuan investasi yang menarik bagi calon investor. Pabrik Etilen dari Etanol dengan kapasitas 330.000 ton/tahun direncanakan akan beroperasi di Mekarsari, Kecamatan Pulomerak, Kota Cilegon, Banten.

Keuntungan lain investasi sektor industri di Kota Cilegon bahwa di sini memiliki kawasan industri yang masuk dalam program Kemudahan Layanan Investasi Langsung Konstruksi (KLIK) yakni Krakatau Industrial Estate Cilegon (KIEC) di Kota Cilegon seluas 570 hektare. Melalui program KLIK ini, investor yang telah mengantongi izin prinsip atau izin investasi, diperkenankan untuk langsung memulai konstruksi pabriknya sambil mengurus izin-izin lain yang berlaku di daerah. Keuntungan program KLIK di antaranya proses perizinan yang harus ditempuh investor semakin cepat dan efisien.

Berikut alasan utama mengapa lokasi ini lebih unggul dibanding Jawa Tengah atau Jawa Timur:

a. Kedekatan dengan Area Pemasaran

   Cilegon memiliki industri petrokimia yang besar, termasuk PT Lotte Chemical Titan dan PT Chandra Asri Petrochemical, yang membutuhkan pasokan etilen sebagai bahan baku utama. Dengan lokasi yang berdekatan, biaya distribusi dan transportasi produk akhir akan lebih rendah.

b. Pasokan Bahan Baku

Meskipun etanol tidak diproduksi dalam jumlah besar di Banten, bahan baku bisa didatangkan dari pabrik etanol di Jawa Barat (Bandung, Karawang) dan Lampung (PT Indo Lampung Distillery) dengan infrastruktur transportasi yang mendukung, seperti pelabuhan dan jalan tol.

c. Fasilitas Transportasi

Cilegon memiliki akses transportasi yang sangat baik Pelabuhan Merak dan Pelabuhan Cigading untuk pengiriman bahan baku dan produk. Jalan tol Merak-Jakarta yang memudahkan distribusi ke berbagai wilayah serta Bandara Soekarno-Hatta memudahkan logistik dan akses tenaga kerja ahli.

d. Ketersediaan Utilitas

Kecamatan Pulo Merak, Kota Cilegon dipilih menjadi lokasi pabrik karena lokasinya berdekatan dengan laut, sehingga sumber air untuk proses pendinginan dan kebutuhan industri lebih mudah didapat. Selain itu, ketersediaan listrik dari PLTU Suralaya.

e. Ketersediaan Tenaga Kerja

Banten memiliki banyak tenaga kerja berpengalaman di industri petrokimia karena keberadaan kawasan industri di Cilegon. Selain itu, ada universitas dan sekolah vokasi yang mencetak tenaga kerja teknik.

f. Ketersediaan Lahan

Di Cilegon masih terdapat kawasan industri yang bisa digunakan untuk pembangunan pabrik dengan infrastruktur yang sudah siap pakai.

g. Dampak Lingkungan dan Pembuangan Limbah

Sebagai kawasan industri, Cilegon memiliki regulasi dan fasilitas pengelolaan limbah yang sudah mapan, sehingga dampak lingkungan dapat diminimalkan dengan sistem pengolahan limbah yang sesuai.

h. Iklim

Berada di daerah pesisir dengan iklim yang cukup stabil, tidak ada risiko cuaca ekstrem yang dapat mengganggu operasional pabrik.

i. Pertimbangan Politik

Banten adalah salah satu provinsi yang mendukung investasi industri besar. Pemerintah daerahnya proaktif dalam memfasilitasi perizinan dan pengembangan kawasan industri.

4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Dalam menentukan luas lahan yang dibutuhkan untuk pabrik etilen dari proses dehidrasi etanol berkapasitas 330.000 ton/tahun, digunakan perbandingan dengan pabrik etilen serupa yaitu PT Chandra Asri. Namun, etilen di PT Chandra Asri diproduksi dengan metode *naphtha cracking*. PT Chandra Asri memiliki kapasitas 900.000 ton/tahun dengan luas area terintegrasi sekitar 52 hektar (513.658 m^2).

Dehidrasi etanol lebih sederhana dibandingkan *naphtha cracking* karena tidak memerlukan furnace besar, pemisahan produk sampingan yang kompleks, atau penyimpanan bahan baku dalam jumlah besar, sehingga ada reduksi penyesuaian berdasarkan teknologi. Total perkiraan luas tanah yang dibutuhkan untuk membangun pabrik etilen dari etanol adalah 71.206,70 m2 atau 7,12 ha.

Tata letak pabrik umumnya dibagi ke dalam beberapa area utama, yaitu:

a. Area Administrasi, Laboratorium, dan Fasilitas Pendukung

Area administrasi berfungsi sebagai pusat kegiatan manajemen pabrik. Laboratorium berperan dalam melakukan pengendalian kualitas bahan baku dan produk akhir, sekaligus sebagai tempat penelitian dan pengembangan. Fasilitas pendukung meliputi kantin, masjid, klinik, taman, dan sarana penunjang lainnya.

b. Area Proses dan Ruang Kontrol

Area ini menjadi tempat utama berlangsungnya aktivitas produksi, di mana peralatan, mesin-mesin produksi, bahan baku, serta produk berada. Ruang kontrol digunakan untuk mengatur dan memantau seluruh jalannya proses produksi secara terpusat.

c. Area Penyimpanan, Bengkel, dan Garasi

Bagian penyimpanan berfungsi untuk menampung bahan baku, bahan pendukung, hasil produksi, dan peralatan lain yang berkaitan dengan proses produksi. Bengkel disediakan untuk melakukan perbaikan jika terdapat kerusakan peralatan, sedangkan garasi menjadi tempat penyimpanan kendaraan operasional pabrik.

d. Area Utilitas dan *Power Station*

Area ini berfungsi menyediakan seluruh kebutuhan pendukung operasional pabrik seperti suplai listrik, air, steam, bahan bakar, serta peralatan darurat, termasuk sistem pemadam kebakaran.

e. Area pengolahan limbah

Bagian ini bertugas mengolah limbah hasil produksi, termasuk melakukan pengujian untuk memastikan kandungan bahan berbahaya berada dalam batas aman sebelum dibuang ke lingkungan.

Tabel 4.2 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

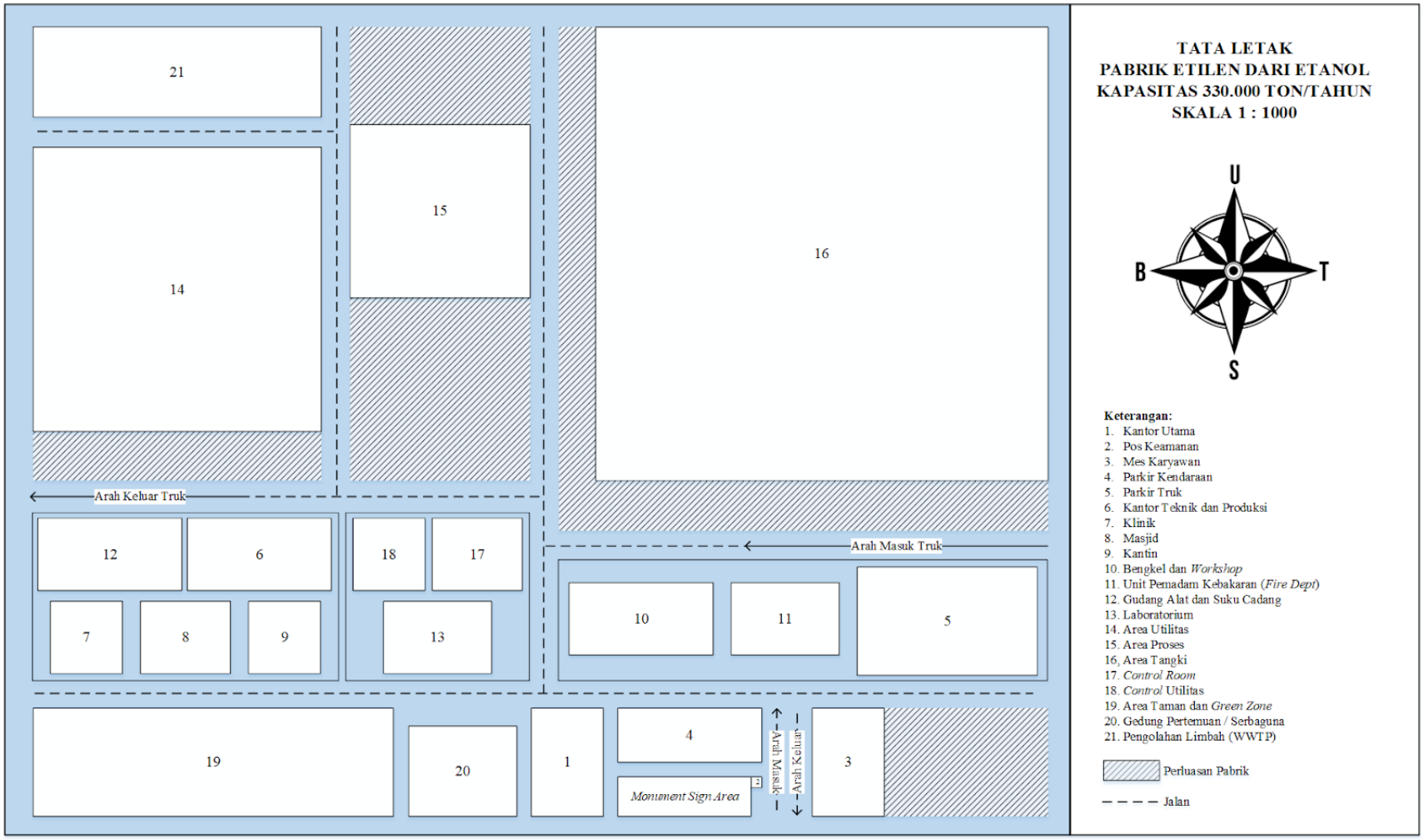
No.	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m^2)
1.	Kantor utama	30 x 20	600
2.	Pos Keamanan	3 x 3	9
3.	Mes Karyawan	30 x 20	600
4.	Parkir Kendaraan	40 x 15	600
5.	Parkir Truk	50 x 30	1500
6.	Kantor Teknik dan Produksi	40 x 20	800
7.	Klinik	20 x 20	400
8.	Masjid	10 x 10	100
9.	Kantin	5 x 10	50
10.	Bengkel dan *Workshop*	40 x 20	800
11.	Unit Pemadam Kebakaran (*Fire Dept)*	20 x 30	600
12.	Gudang Alat dan Suku Cadang	20 x 40	800
13.	Laboratorium	30 x 20	600
14.	Area Utilitas	80 x 78,05	6244
15.	Area Proses	50 x 48	2400
16.	Area Tangki	125,6 x 125,6	15777
17.	*Control Room*	25 x 20	500
18.	*Control* Utilitas	20 x 20	400
19.	Area Taman dan *Green Zone*	30 x 100	3000
20.	Gedung Pertemuan / Gedung Serba Guna	30 x 25	750
21.	Pengolahan Limbah (WWTP)	80 x 25	2000
22.	Perluasan Pabrik	135,56 x 135,56	18377

Tabel 4.2 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik (lanjutan)

No.	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m^2)
23.	Jalan Internal	1000 x 8	8000
24.	Perumahan Karyawan	90 x 70	6300

Menurut Coulson dan Richardson (2005) dalam *Chemical Engineering Design* Tata letak pabrik dibuat untuk memberikan aliran material dan lalu lintas yang paling ekonomis di sekitar lokasi. Pertimbangan juga meliputi perluasan lokasi di masa mendatang. Unit proses biasanya diberi jarak setidaknya 30 m, jarak yang lebih jauh mungkin diperlukan untuk proses yang berbahaya. Lokasi bangunan utama akan terpisah dengan lokasi proses. Bangunan tersebut harus diatur sedemikian rupa untuk meminimalkan waktu yang dihabiskan pekerja dalam perjalanan antar bangunan. Kantor administrasi dan laboratorium, tempat sejumlah besar orang akan bekerja, harus ditempatkan jauh dari proses yang berpotensi berbahaya.

Ruang kontrol biasanya akan ditempatkan berdekatan dengan unit pemrosesan, tetapi untuk proses yang berpotensi berbahaya harus ditempatkan pada jarak yang lebih aman. Penempatan unit proses utama akan menentukan tata letak jalan pabrik, lorong pipa, dan saluran pembuangan. Jalan akses akan diperlukan untuk setiap bangunan untuk konstruksi, dan untuk operasi dan pemeliharaan. Bangunan utilitas harus ditempatkan berdekatan dengan unit proses. Area penyimpanan utama harus ditempatkan di antara fasilitas bongkar muat dan unit proses yang dilayaninya. Tangki penyimpanan yang berisi bahan berbahaya harus ditempatkan setidaknya 70 m (200 ft) dari batas lokasi.



Gambar 4.2 *Layout* pabrik etilen

4.3. Tata letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Tata letak mesin proses merupakan pengaturan posisi peralatan proses dalam suatu pabrik. Pengaturan ini memiliki peran penting karena berkaitan langsung dengan aspek keselamatan dan keamanan para pekerja. Susunan peralatan proses disesuaikan dengan karakteristik masing-masing alat serta urutan proses yang berlangsung. Tata letak yang dirancang secara optimal dapat memberikan keuntungan ekonomis, karena mampu menekan biaya konstruksi dan operasional, serta mendukung efisiensi jalannya produksi. Dalam merancang tata letak peralatan proses, terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain:

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaturan alur perpindahan bahan baku hingga produk akhir yang tepat akan meningkatkan efisiensi proses, mendukung kelancaran produksi, dan memberikan keuntungan secara ekonomi. Instalasi pipa di atas permukaan tanah sebaiknya dipasang minimal setinggi 2 meter, sementara pipa di permukaan tanah harus diatur agar tidak mengganggu pergerakan pekerja.

b. Sirkulasi Udara

Sirkulasi udara yang baik sangat dibutuhkan dalam proses industri untuk mencegah terjadinya penumpukan gas atau uap bahan kimia di area tertentu yang dapat membahayakan keselamatan. Oleh karena itu, arah dan pola aliran angin perlu diperhitungkan dalam perencanaan tata letak.

c. Pencahayaan

Penerangan di seluruh area pabrik harus memenuhi standar yang telah ditetapkan agar dapat mengurangi risiko kecelakaan kerja. Perhatian khusus perlu diberikan pada area proses yang berbahaya dan memiliki potensi risiko tinggi.

d. Aspek ekonomi

Penempatan peralatan proses harus dirancang seefisien mungkin untuk menekan biaya konstruksi dan operasi. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan menyusun peralatan secara optimal sehingga penggunaan material konstruksi dapat ditekan dan sistem operasional berjalan efektif.

e. Kemudahan Perawatan

Posisi alat proses juga harus memungkinkan ruang yang memadai untuk kegiatan perawatan dan perbaikan. Contohnya, alat seperti heat exchanger memerlukan area yang cukup luas untuk aktivitas pembersihan dan pemeliharaan rutin.

f. Keamanan

Tata letak alat proses perlu dirancang sedemikian rupa agar dalam kondisi darurat seperti kebakaran, pekerja dapat segera dievakuasi dan jalur untuk kendaraan atau peralatan pemadam kebakaran dapat diakses dengan mudah.

g. Akses Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

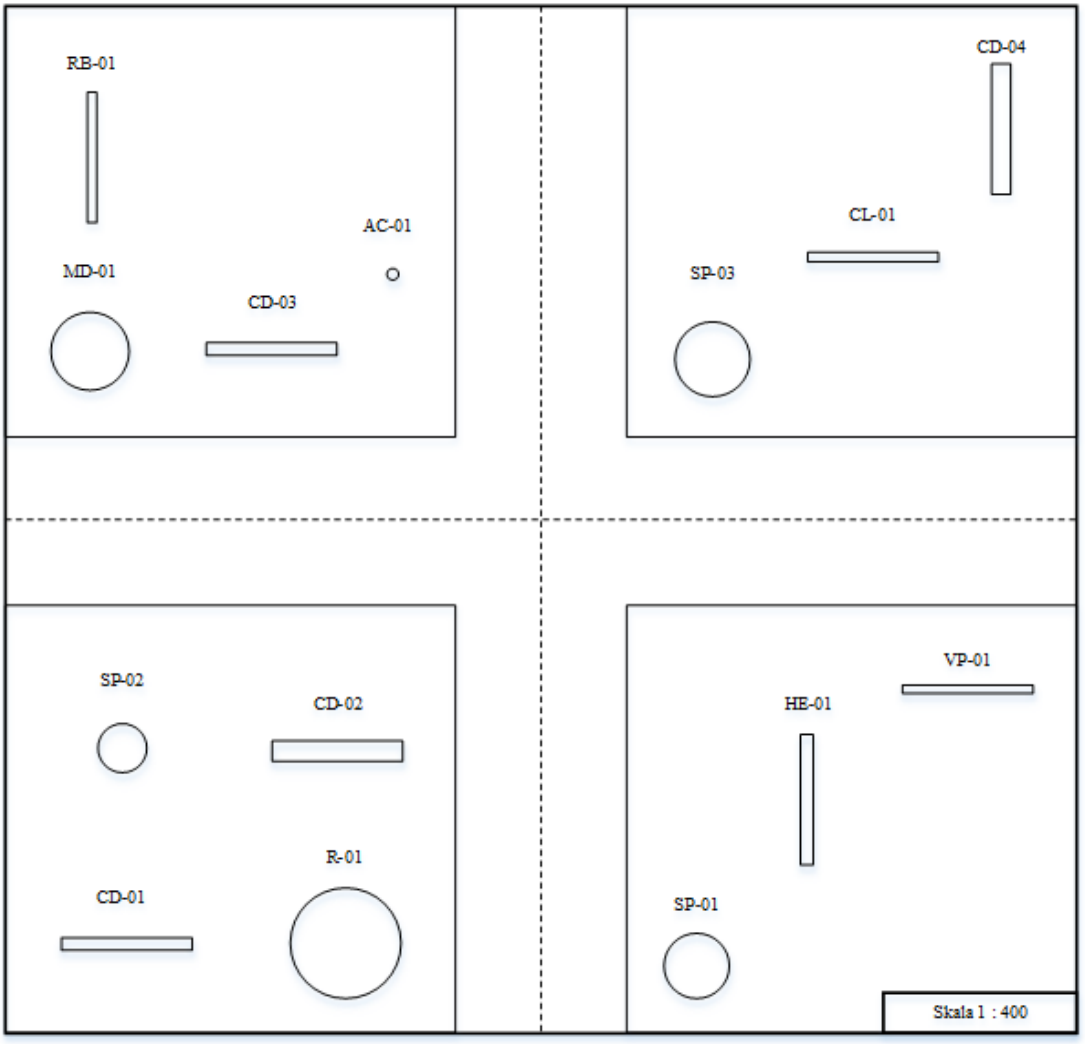
Peralatan proses harus ditempatkan dengan memperhatikan kelancaran mobilitas pekerja dan kendaraan di dalam pabrik. Tujuannya agar pekerja dapat dengan cepat dan aman mencapai peralatan proses serta memudahkan tindakan perbaikan jika terjadi kerusakan.

h. Pertimbangan Finansial

Posisi peralatan perlu diatur secara optimal agar dapat menekan pengeluaran biaya produksi, meningkatkan efisiensi operasional, dan menjamin kelancaran serta keamanan proses produksi di dalam pabrik.

i. Jarak antar peralatan proses

Dalam pengaturan tata letak, jarak antar peralatan perlu diperhitungkan secara cermat untuk memastikan kelancaran proses, kemudahan akses, serta menjaga faktor keselamatan dan kenyamanan area kerja.



Gambar 4.3 Tata letak mesin proses

4.4. Organisasi Perusahaan

Dalam merancang struktur organisasi untuk pabrik etilen dari *etanol* dengan kapasitas 330.000 ton per tahun, kami mengacu pada struktur organisasi PT Chandra Asri Petrochemical Tbk per 1 Agustus 2024. PT Chandra Asri merupakan perusahaan

petrokimia terkemuka di Indonesia yang mengoperasikan pabrik terintegrasi dengan teknologi canggih dan fasilitas pendukung kelas dunia.

Kesamaan dalam jenis produk yang dihasilkan dan skala produksi menjadikan struktur organisasi PT Chandra Asri sebagai referensi yang relevan untuk pabrik yang akan kami dirikan. Dengan mengadopsi struktur organisasi yang serupa, kami berharap dapat mencapai efisiensi operasional dan efektivitas manajerial yang optimal dalam industri petrokimia.

4.4.1. Bentuk Organisasi Perusahaan

Organisasi adalah suatu sistem yang terdiri dari individu atau kelompok yang bekerja sama untuk mencapai tujuan tertentu. Organisasi memiliki struktur yang mengatur hubungan antaranggota serta menetapkan tugas dan tanggung jawab masing-masing individu. Menurut Stephen P. Robbins, organisasi adalah suatu kesatuan sosial yang dikoordinasikan secara sadar dengan batasan yang relatif dapat diidentifikasi, yang bekerja atas dasar yang relatif terus-menerus untuk mencapai suatu tujuan bersama. Sedangkan menurut Henry Mintzberg, organisasi adalah suatu cara dalam mengoordinasikan berbagai aktivitas manusia guna mencapai suatu hasil tertentu secara efisien.

Unsur-unsur utama dalam organisasi mencakup:

a. Struktur → Menentukan hubungan kerja dan alur koordinasi dalam organisasi.
b. Tujuan Bersama → Menjadi landasan utama bagi setiap kegiatan organisasi.
c. Sumber Daya → Termasuk manusia, keuangan, teknologi, dan informasi yang mendukung operasional organisasi.

d. Pembagian Tugas → Setiap anggota memiliki tugas dan tanggung jawab yang jelas sesuai dengan keahliannya.

Dalam konteks pabrik etilen dari etanol dengan kapasitas 330.000 ton per tahun, struktur organisasi perusahaan ini dirancang untuk mendukung kelancaran operasionalnya. Perusahaan menerapkan struktur organisasi fungsional-hierarkis, di mana setiap divisi memiliki tanggung jawab khusus berdasarkan bidang keahlian masing-masing guna memastikan efektivitas dan efisiensi operasional.

Struktur organisasi ini dipimpin oleh seorang *President Director*, yang bertanggung jawab atas keseluruhan strategi dan kebijakan perusahaan. Di bawahnya, terdapat beberapa *Vice President Director* yang mengawasi bidang utama seperti operasi, keuangan, sumber daya manusia, komersial, dan hukum. Pembagian struktur ini memungkinkan pengelolaan perusahaan yang lebih sistematis dan terfokus.

Divisi utama dalam organisasi ini mencakup:

a. Operasi dan Produksi → Bertanggung jawab atas produksi etilen, perawatan fasilitas, dan pengelolaan laboratorium.
b. Keuangan dan Akuntansi → Mengelola aspek keuangan, pajak, dan analisis risiko perusahaan.
c. Sumber Daya Manusia dan Hubungan Korporat → Mengurus perekrutan, pelatihan, kesejahteraan karyawan, serta komunikasi perusahaan.
d. Komersial dan Pemasaran → Mengawasi penjualan etilen, strategi pasar, serta pengadaan bahan baku dan logistik.
e. Hukum dan Keberlanjutan → Mengelola aspek hukum perusahaan serta memastikan kepatuhan terhadap regulasi lingkungan dan keberlanjutan.

Struktur organisasi yang diterapkan dalam perusahaan ini berfungsi untuk memastikan efektivitas komunikasi dan koordinasi antar-departemen, sehingga setiap proses kerja dapat berjalan dengan optimal dan sesuai dengan target perusahaan. Dengan memahami unsur-unsur utama dalam organisasi, perusahaan ini dapat menjalankan operasionalnya dengan lebih terstruktur dan efisien, serta memastikan setiap bagian dari organisasi bekerja selaras dalam mencapai tujuan yang telah ditetapkan.

4.4.2. Manajemen Perusahaan

Manajemen perusahaan terdiri dari berbagai tingkatan kepemimpinan yang berfungsi untuk mengawasi operasional, menetapkan strategi, dan memastikan pencapaian target bisnis. Manajemen dalam perusahaan ini terbagi menjadi tiga tingkatan utama, yaitu Tingkat Eksekutif (*Executive Level*), Tingkat Manajerial (*Managerial Level*), dan Tingkat Operasional (*Operational Level*). Masing-masing tingkat memiliki peran dan tanggung jawab spesifik dalam memastikan keberlangsungan produksi etilen serta optimalisasi sumber daya perusahaan.

Tingkatan manajemen dalam perusahaan ini meliputi:

a. Tingkat Eksekutif (*Executive Level*)

1) *President Director*

2) *Vice President Directors* (*Commercial, Operations, Finance, Human Resources & Corporate Affairs, Legal, Strategy & Business Development, ESG & Sustainability*)

b. Tingkat Manajerial (*Managerial Level*)

1) *General Manager* (GM) untuk berbagai divisi seperti Produksi, Keuangan, Pemasaran, Sumber Daya Manusia, dll.

2) *Department Manager* yang membawahi unit-unit spesifik seperti Laboratorium, IT, Perawatan Mesin, dll.

c. Tingkat Operasional (*Operational Level*)

1) *Supervisor* dan teknisi di berbagai divisi produksi dan pemeliharaan.
2) Operator pabrik yang bertanggung jawab atas pengoperasian unit produksi etilen.
3) Staf administrasi, tenaga pendukung, serta petugas kebersihan dan keamanan.

4.4.3. Bentuk Hukum Perusahaan

Setiap perusahaan yang didirikan harus memiliki dasar hukum yang jelas guna memastikan legalitas operasionalnya serta memberikan perlindungan hukum bagi pemilik, karyawan, dan pihak terkait lainnya. Perusahaan ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT), yang merupakan badan usaha dengan status hukum yang terpisah dari pemilik atau pemegang sahamnya.

Bentuk hukum Perseroan Terbatas (PT) dipilih karena beberapa keunggulan yang ditawarkannya, antara lain:

a. Keamanan Hukum

Pemilik atau pemegang saham tidak bertanggung jawab secara pribadi terhadap utang atau kewajiban perusahaan, kecuali dalam situasi tertentu yang diatur dalam undang-undang. Dalam hal terjadi masalah keuangan, aset pribadi pemilik tetap terlindungi karena tanggung jawabnya terbatas pada modal yang disetor dalam perusahaan.

b. Kemudahan Investasi dan Akses Pendanaan

Struktur PT memungkinkan masuknya investor baru dan pemegang saham tanpa harus membubarkan perusahaan yang telah berjalan. PT lebih mudah

mendapatkan pendanaan dari perbankan atau lembaga keuangan karena memiliki badan hukum yang sah. Kemudahan dalam penerbitan saham dan obligasi sebagai sumber pendanaan jangka panjang bagi perusahaan.

c. Fleksibilitas Operasional

PT dapat melakukan berbagai kegiatan bisnis, termasuk ekspor dan impor bahan baku serta produk jadi, tanpa adanya batasan kepemilikan yang terlalu ketat. PT dapat membuka cabang atau melakukan ekspansi bisnis dengan lebih mudah dibandingkan bentuk usaha lainnya seperti CV (*Commanditaire Vennootschap*) atau firma.

d. Keberlanjutan Perusahaan

PT memiliki keberlanjutan hukum yang lebih stabil karena dapat tetap beroperasi meskipun terjadi pergantian kepemilikan atau manajemen. Berbeda dengan perusahaan perseorangan yang bisa berakhir saat pemiliknya meninggal dunia, PT tetap dapat berjalan dengan adanya mekanisme pengalihan kepemilikan saham.

Sebagai badan usaha berbentuk PT, perusahaan ini harus tunduk pada berbagai regulasi yang berlaku di Indonesia, antara lain:

a. Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas mengatur pendirian, struktur, tanggung jawab pemegang saham, serta operasional PT. Menentukan bahwa modal dasar PT harus minimal Rp 50 juta, dengan minimal 25% disetor saat pendirian.
b. Undang-Undang Ketenagakerjaan (UU No. 13 Tahun 2003) mengatur hak dan kewajiban perusahaan terhadap karyawan, termasuk upah minimum, jam kerja, dan keselamatan kerja.

c. Undang-Undang Lingkungan Hidup (UU No. 32 Tahun 2009) mengatur kewajiban perusahaan dalam menjaga kelestarian lingkungan dan pengelolaan limbah industri.
d. Peraturan Menteri Perindustrian dan Perdagangan mengatur izin usaha industri petrokimia, termasuk standar keamanan dan produksi etilen dari etanol.

Dalam sistem PT, kepemilikan perusahaan dibagi dalam bentuk saham yang dimiliki oleh pemegang saham. Struktur kepemilikan ini terdiri dari:

a. Pemegang Saham Mayoritas → Memiliki kontrol utama atas perusahaan dan berhak menentukan kebijakan strategis.
b. Pemegang Saham Minoritas → Memiliki hak untuk mendapatkan dividen sesuai jumlah saham yang dimiliki serta berpartisipasi dalam rapat pemegang saham.

Selain itu, PT dapat berbentuk:

a. PT Tertutup → Sahamnya tidak diperdagangkan di bursa saham dan kepemilikan biasanya terbatas pada sekelompok orang tertentu.
b. PT Terbuka (Tbk) → Sahamnya diperjualbelikan di pasar modal dan memiliki kewajiban untuk memenuhi standar transparansi yang lebih tinggi.

Dalam konteks pabrik etilen dari etanol ini, perusahaan lebih cocok menggunakan model PT Terbuka, dengan struktur kepemilikan saham yang dipegang oleh beberapa pemegang saham utama yang memiliki visi jangka panjang dalam industri petrokimia.

4.4.4. Uraian Tugas, Wewenang, dan Tanggung Jawab

a. *President Director*

Tugas:

1) Memimpin dan mengarahkan seluruh kegiatan operasional serta strategi bisnis perusahaan.
2) Mengambil keputusan strategis terkait pengelolaan sumber daya, investasi, dan ekspansi bisnis.
3) Memastikan pencapaian visi, misi, dan tujuan perusahaan sesuai dengan rencana jangka panjang.
4) Mengawasi implementasi kebijakan perusahaan agar sesuai dengan regulasi pemerintah dan standar industri.
5) Berkoordinasi dengan seluruh *Vice President Directors* untuk memastikan keberlanjutan bisnis dan efisiensi operasional.
6) Bertanggung jawab atas pengembangan budaya kerja dan nilai-nilai perusahaan.

Wewenang:

1) Mengambil keputusan akhir terkait pengelolaan perusahaan.
2) Menyetujui anggaran tahunan perusahaan serta rencana investasi.
3) Menunjuk atau memberhentikan pejabat manajerial berdasarkan evaluasi kinerja.
4) Menjalin hubungan dengan pemegang saham, regulator, dan mitra bisnis strategis.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan pertumbuhan bisnis perusahaan yang berkelanjutan dan menguntungkan.
2) Memastikan kepatuhan perusahaan terhadap regulasi nasional maupun internasional.
3) Menyediakan lingkungan kerja yang sehat, aman, dan produktif bagi seluruh karyawan.

b. *Chief Internal Audit*

Tugas:

1) Melakukan audit internal terhadap seluruh aktivitas operasional, keuangan, dan manajemen perusahaan.
2) Menganalisis potensi risiko yang dapat mempengaruhi stabilitas perusahaan.
3) Memberikan rekomendasi kepada direksi terkait perbaikan proses bisnis dan pengendalian internal.
4) Memastikan seluruh transaksi keuangan dilakukan secara transparan dan akuntabel.

Wewenang:

1) Mengakses seluruh dokumen dan informasi perusahaan yang berkaitan dengan audit.
2) Memberikan masukan langsung kepada *President Director* dan *Vice President Directors* mengenai temuan audit.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan perusahaan memiliki sistem pengendalian internal yang efektif.
2) Melaporkan hasil audit secara independen kepada direksi dan pemegang saham.

c. *Commercial Vice President Director*

Tugas:

1) Mengembangkan strategi pemasaran dan penjualan etilen.
2) Menjalin hubungan bisnis dengan pelanggan dan mitra dagang.
3) Menganalisis tren pasar dan menyesuaikan strategi bisnis sesuai kebutuhan.

Wewenang:

1) Menyetujui kontrak penjualan dan negosiasi harga produk etilen.
2) Mengembangkan kebijakan pemasaran dan distribusi perusahaan.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan target penjualan tercapai sesuai proyeksi keuangan.
2) Menjaga hubungan baik dengan pelanggan dan mitra bisnis.

d. *Operations Vice President Director*

Tugas:

1) Mengawasi seluruh operasional pabrik, termasuk produksi dan pemeliharaan fasilitas.
2) Memastikan semua kegiatan produksi berjalan sesuai target dan standar keselamatan kerja.
3) Berkoordinasi dengan *General Manager* Produksi dan *Maintenance* dalam menyusun strategi operasional.

Wewenang:

1) Mengambil keputusan operasional terkait efisiensi produksi dan perawatan peralatan.
2) Menyetujui jadwal pemeliharaan dan perbaikan fasilitas produksi.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan produksi etilen berjalan sesuai kapasitas dan spesifikasi yang telah ditetapkan.
2) Menjaga efisiensi operasional pabrik dengan meminimalkan *downtime* produksi.

e. *Finance Vice President Director*

Tugas:

1) Mengelola anggaran dan perencanaan keuangan perusahaan.
2) Mengawasi sistem akuntansi dan perpajakan perusahaan.
3) Memastikan perusahaan memiliki arus kas yang sehat dan berkelanjutan.

Wewenang:

1) Menyetujui pengeluaran keuangan dalam batas yang telah ditetapkan.
2) Mengambil keputusan investasi berdasarkan kondisi pasar dan kebutuhan perusahaan.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan laporan keuangan disusun sesuai standar akuntansi.
2) Meminimalkan risiko keuangan dan memastikan stabilitas finansial perusahaan.

f. *Human Resources & Corporate Affairs Vice President Director*

Tugas:

1) Mengembangkan kebijakan sumber daya manusia, termasuk rekrutmen, pelatihan, dan pengembangan karyawan.
2) Mengawasi hubungan industrial antara perusahaan dan karyawan.
3) Bertanggung jawab atas komunikasi internal dan eksternal perusahaan.

Wewenang:

1) Menyetujui kebijakan kompensasi dan tunjangan karyawan.
2) Mengambil keputusan terkait pengembangan organisasi dan struktur tenaga kerja.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan kesejahteraan karyawan dan hubungan kerja yang harmonis.
2) Menjaga citra perusahaan di mata publik dan mitra bisnis.

g. *General Manager* Produksi

Tugas:

1) Mengawasi jalannya proses produksi etilen.
2) Berkoordinasi dengan tim maintenance dalam perawatan alat produksi.

Wewenang:

1) Menyetujui perubahan proses produksi untuk meningkatkan efisiensi.
2) Menentukan kebutuhan tenaga kerja produksi berdasarkan beban kerja.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan hasil produksi sesuai standar kualitas dan kuantitas yang ditetapkan.
2) Menjaga keselamatan dan kesehatan kerja di lingkungan produksi.

h. *General Manager* Pemeliharaan

Tugas:

1) Memimpin dan mengawasi seluruh kegiatan pemeliharaan fasilitas pabrik.
2) Mengembangkan strategi pemeliharaan preventif dan korektif untuk meningkatkan efisiensi operasional.
3) Berkoordinasi dengan tim produksi untuk memastikan tidak ada gangguan besar dalam proses produksi.

Wewenang:

1) Menyetujui rencana pemeliharaan dan perbaikan fasilitas.
2) Mengalokasikan anggaran untuk perawatan alat produksi.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan keandalan fasilitas produksi agar beroperasi dengan optimal.
2) Menjaga keselamatan kerja selama proses pemeliharaan berlangsung.

i. *General Manager* Keuangan

Tugas:

1) Mengelola perencanaan dan pengelolaan keuangan perusahaan.
2) Mengawasi proses penyusunan laporan keuangan, anggaran, dan pajak.
3) Melakukan analisis keuangan untuk mendukung pengambilan keputusan manajemen.

Wewenang:

1) Mengontrol dan mengawasi pengeluaran perusahaan.
2) Menyetujui anggaran operasional dan investasi perusahaan.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan kestabilan keuangan perusahaan dalam jangka panjang.
2) Mematuhi regulasi pajak dan standar akuntansi yang berlaku.

j. *General Manager* Sumber Daya Manusia

Tugas:

1) Bertanggung jawab atas rekrutmen, pelatihan, dan pengembangan karyawan.
2) Mengembangkan sistem evaluasi kinerja dan promosi karyawan.
3) Mengelola hubungan industrial dan menyelesaikan perselisihan ketenagakerjaan.

Wewenang:

1) Menyetujui kebijakan kesejahteraan dan tunjangan karyawan.
2) Mengusulkan program pelatihan dan pengembangan SDM kepada direksi.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan kesejahteraan karyawan dan hubungan kerja yang harmonis.
2) Menjaga tingkat produktivitas tenaga kerja dengan sistem manajemen SDM yang efektif.

k. *General Manager* Sumber Daya Manusia

Tugas:

1) Mengembangkan strategi pemasaran untuk meningkatkan penjualan etilen.
2) Menganalisis tren pasar dan kebutuhan pelanggan.
3) Menjalin hubungan dengan pelanggan dan distributor.

Wewenang:

1) Menyetujui strategi promosi dan kebijakan harga produk.
2) Menjalankan negosiasi dengan mitra bisnis dan pelanggan utama.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan target penjualan tercapai sesuai rencana bisnis.
2) Menjaga kepuasan pelanggan dengan pelayanan yang baik.

l. *Manager* Produksi

Tugas:

1) Mengawasi seluruh proses produksi etilen.
2) Mengatur penggunaan bahan baku secara efisien.
3) Memastikan proses produksi berjalan sesuai standar keselamatan.

Wewenang:

1) Mengusulkan perbaikan dalam sistem produksi untuk meningkatkan efisiensi.
2) Mengatur jadwal shift kerja bagi operator produksi.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan target produksi tercapai tanpa mengurangi kualitas produk.
2) Menjaga keselamatan kerja dalam area produksi.

m. *Manager* Laboratorium

Tugas:

1) Bertanggung jawab atas pengujian kualitas produk etilen.
2) Mengembangkan metode analisis dan uji laboratorium.
3) Berkoordinasi dengan tim produksi untuk memastikan standar kualitas.

Wewenang:

1) Menentukan metode uji laboratorium yang digunakan dalam pengawasan mutu.
2) Mengusulkan pembelian peralatan laboratorium baru.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan produk etilen memenuhi standar spesifikasi yang telah ditetapkan.
2) Memastikan keselamatan kerja dalam pengujian laboratorium.

n. *Manager* Keamanan, Kesehatan, dan Lingkungan

Tugas:

1) Mengembangkan dan mengimplementasikan kebijakan keselamatan kerja.
2) Melakukan inspeksi berkala untuk memastikan kepatuhan terhadap regulasi lingkungan dan K3.
3) Melakukan pelatihan keselamatan bagi seluruh karyawan.

Wewenang:

1) Menghentikan operasi pabrik jika ditemukan kondisi berbahaya.
2) Mengusulkan investasi dalam peralatan keselamatan kerja.

Tanggung Jawab

1) Memastikan perusahaan mematuhi semua regulasi keselamatan dan lingkungan.
2) Meminimalkan risiko kecelakaan kerja di lingkungan pabrik.

o. *Supervisor* Produksi

Tugas:

1) Mengawasi tim operator produksi dalam menjalankan mesin dan proses produksi.
2) Melaporkan masalah operasional kepada *Manager* Produksi.
3) Memastikan target produksi tercapai dalam *shift* kerja.

Tanggung Jawab

1) Menjaga efisiensi produksi dan meminimalkan downtime mesin.
2) Memastikan operator mematuhi standar.

p. Operator Produksi

Tugas:

1) Mengoperasikan mesin dan peralatan produksi etilen sesuai dengan prosedur standar.
2) Memantau parameter proses untuk memastikan produksi berjalan optimal.
3) Melaporkan setiap anomali atau kerusakan kepada supervisor produksi.
4) Menjaga kebersihan dan keamanan area kerja.

Wewenang:

1) Menghentikan sementara operasi jika terjadi kondisi darurat yang berbahaya.
2) Melakukan penyesuaian kecil pada mesin produksi untuk menjaga kestabilan proses.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan produksi etilen berjalan sesuai target kuantitas dan kualitas.
2) Mematuhi semua protokol keselamatan kerja di area produksi.

q. Teknisi Pemeliharaan

Tugas:

1) Melakukan pemeliharaan rutin terhadap mesin dan peralatan produksi.
2) Memperbaiki peralatan yang mengalami kerusakan atau gangguan teknis.
3) Mendokumentasikan seluruh aktivitas pemeliharaan dan perbaikan.
4) Bekerja sama dengan tim produksi untuk meminimalkan downtime akibat gangguan teknis.

Wewenang:

1) Menentukan metode perbaikan terbaik untuk peralatan produksi.
2) Mengajukan permintaan suku cadang atau alat yang diperlukan untuk perawatan mesin.

Tanggung Jawab

1) Memastikan semua mesin dan peralatan pabrik berfungsi dengan baik.
2) Memastikan perawatan dilakukan sesuai dengan jadwal pemeliharaan preventif.

r. Staf Administrasi dan Keuangan

Tugas:

1) Mengelola dokumen dan laporan keuangan perusahaan.

2) Mengurus pencatatan transaksi dan pembayaran gaji karyawan.
3) Membantu dalam penyusunan laporan keuangan bulanan dan tahunan.
4) Mengelola arsip dan dokumen penting perusahaan.

Wewenang:

1) Mengakses dan mengelola data keuangan serta informasi gaji karyawan.
2) Mengajukan laporan keuangan kepada General Manager Keuangan.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan akurasi dalam pencatatan transaksi keuangan.
2) Menjaga kerahasiaan data keuangan perusahaan.

s. Petugas Kebersihan

Tugas:

1) Membersihkan area kerja, kantor, dan fasilitas umum di dalam pabrik.
2) Mengelola limbah domestik dan memastikan kebersihan lingkungan kerja.
3) Memastikan persediaan alat kebersihan tersedia dan digunakan dengan baik.

Tanggung Jawab:

1) Menjaga kebersihan dan higienitas seluruh area kerja.
2) Memastikan limbah dan sampah dibuang sesuai dengan standar lingkungan.

t. Sopir (*Driver*)

Tugas:

1) Mengantarkan barang, dokumen, atau karyawan sesuai kebutuhan perusahaan.
2) Memastikan kendaraan selalu dalam kondisi layak jalan.
3) Melakukan perawatan ringan terhadap kendaraan perusahaan.

Tanggung Jawab:

1) Mengendarai kendaraan dengan aman dan sesuai aturan lalu lintas.

2) Memastikan kendaraan siap digunakan kapanpun diperlukan.

u. Dokter Perusahaan dan Paramedis

Tugas:

1) Memberikan pelayanan kesehatan kepada karyawan perusahaan.
2) Melakukan pemeriksaan kesehatan rutin bagi pekerja pabrik.
3) Menyediakan pertolongan pertama pada kecelakaan kerja.
4) Menyusun laporan kesehatan karyawan dan merekomendasikan tindakan pencegahan.

Tanggung Jawab:

1) Memastikan setiap karyawan mendapatkan akses layanan kesehatan yang memadai.
2) Melakukan edukasi kesehatan kepada karyawan terkait keselamatan kerja dan pola hidup sehat.

4.4.5. Jumlah Karyawan dan Tingkat Pendidikan

4.4.5.1. Alasan Pemilihan Jumlah Karyawan

Sumber daya manusia (SDM) merupakan salah satu faktor utama dalam keberlangsungan dan efisiensi operasional pabrik etilen dari *ethanol* ini. Oleh karena itu, jumlah tenaga kerja serta tingkat pendidikan yang sesuai harus diperhitungkan secara matang agar operasional pabrik berjalan optimal dengan tenaga kerja yang kompeten di bidangnya masing-masing.

Dalam perusahaan ini, tenaga kerja dibagi berdasarkan tingkatan jabatan dan divisi yang mencerminkan struktur organisasi fungsional-hierarkis. Setiap jabatan memiliki persyaratan pendidikan minimal sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Persyaratan ini bertujuan untuk memastikan bahwa karyawan

memiliki kualifikasi yang memadai guna menjalankan tugas dan tanggung jawabnya dengan baik.

Berikut adalah rincian jumlah tenaga kerja dan tingkat pendidikan minimal berdasarkan jabatan di pabrik ini:

Tabel 4.3 Rincian jumlah tenaga kerja

Jabatan	**Jumlah Karyawan**	**Tingkat Pendidikan Minimal**
President Director	1	S2 Teknik Kimia / Manajemen Industri
Chief Internal Audit	1	S2 Akuntansi / Manajemen Keuangan
Vice President Director	2	S2 Teknik Industri / S2 Manajemen
Director	12	S2 (Teknik Kimia, Mesin, Hukum, SDM, dll)
General Manager	11	S1 Teknik (Kimia/Mesin/Industri/Elektro) / Akuntansi / Hukum
Supervisor Production	6	D3/S1 Teknik Kimia / Teknik Industri
Operator Production	20	D3/SMA Teknik Kimia / Teknik Mesin
Operator Utility	12	D3/SMA Teknik Elektro / Teknik Mesin
Teknisi Pemeliharaan	12	D3 Teknik Mesin / Teknik Elektro
Process Engineer	8	S1 Teknik Kimia / Teknik Proses
Instrumentation Engineer	6	S1 Teknik Fisika / Teknik Elektro
Mechanical Engineer	8	S1 Teknik Mesin
Electrical Engineer	6	S1 Teknik Elektro
Inspection & Reliability Engineer	6	S1 Teknik Mesin / Teknik Industri
Kepala Laboratorium	1	S1/S2 Kimia / Teknik Kimia
Manager Laboratorium	1	S1/S2 Kimia / Teknik Kimia

Tabel 4.3 Rincian jumlah tenaga kerja (lanjutan)

Jabatan	Jumlah Karyawan	Tingkat Pendidikan Minimal
Analis Laboratorium	8	D3 Kimia / Teknik Kimia
Asisten Analis	6	SMA/SMK Analis Kimia
HSE Manager	1	S1 K3 / Teknik Lingkungan
Safety Officer	9	D3/S1 K3 / Teknik Lingkungan
Emergency Response Team	10	SMA/D3 Kesehatan / Pemadam / K3
Warehouse Supervisor	3	S1 Manajemen / Teknik Industri
Warehouse Staff	10	SMA/D3 Logistik / Manajemen
IT Support	4	D3/S1 Teknik Informatika / Sistem Informasi
Purchasing Officer	4	S1 Manajemen / Teknik Industri
Public Relations & CSR Officer	2	S1 Komunikasi / Hubungan Internasional
Staf Administrasi	10	D3/S1 Administrasi / Manajemen
Petugas Keamanan	20	SMA / Pelatihan Satpam & Izin Gada Pratama
Petugas Kebersihan	30	SMP/SMA
Dokter Perusahaan	2	S1 Kedokteran + STR
Paramedis	4	D3 Keperawatan / Kebidanan + STR

4.4.5.2. Alasan Pemilihan Jumlah Karyawan

a. Keseluruhan Pabrik

Jumlah tenaga kerja dalam pabrik etilen dari etanol dengan kapasitas produksi 330.000 ton/tahun ditentukan berdasarkan analisis kebutuhan tenaga kerja industri petrokimia, perbandingan dengan pabrik serupa, serta keseimbangan antara efisiensi tenaga kerja dan efektivitas operasional.

Sebagai perbandingan, PT Chandra Asri Petrochemical, salah satu produsen petrokimia terbesar di Indonesia memiliki lebih dari 2.000+ karyawan untuk kapasitas produksi 4,2 juta ton/tahun. Jika kita menggunakan rasio sederhana:

$$\frac{4.200.000\ ton}{3.000\ karyawan} = 1.400\ ton/karyawan$$

Dengan pendekatan ini, jika pabrik kita menggunakan rasio tenaga kerja yang sama:

$$\frac{330.000\ ton}{1.400\ ton/karyawan} = 236\ karyawan$$

Berdasarkan standar industri petrokimia dan efisiensi tenaga kerja, angka 236 karyawan dipilih sebagai jumlah optimal untuk memastikan kelancaran operasional tanpa *overstaffing* atau *understaffing*.

b. Untuk Setiap Jabatan

1) Tingkat Eksekutif & Manajerial

a) *President Director* – 1 orang

Jabatan ini hanya membutuhkan 1 orang karena sebagai pemimpin utama perusahaan, tugasnya adalah mengambil keputusan strategis, sementara pelaksanaan operasional ditangani oleh VP dan *General Manager*.

b) *Chief Internal Audit* – 1 orang

Jabatan ini hanya membutuhkan 1 orang karena cukup untuk mengawasi kepatuhan terhadap regulasi dan tata kelola perusahaan. Proses audit bisa dibantu oleh tim keuangan dan akuntansi tanpa memerlukan staf tambahan.

c) *Vice President Directors* – 2 orang

Jumlah 2 VP dipilih untuk membawahi bidang utama seperti VP Operasi & Produksi serta VP Keuangan & Bisnis. Ini sejalan dengan struktur organisasi pabrik petrokimia besar lainnya.

d) *Directors* – 12 orang

Jumlah 12 *Director* dipilih untuk mewakili divisi utama seperti produksi, pemeliharaan, pemasaran, SDM, hukum, *supply chain*, keselamatan, dan teknologi. Jumlah ini cukup untuk menangani kompleksitas operasional tanpa terlalu banyak lapisan manajemen.

e) *General Manager* – 11 orang

11 GM diperlukan untuk membawahi divisi utama seperti:

i. Produksi (2 GM) → Masing-masing mengelola unit proses utama.
ii. Pemeliharaan (2 GM) → Mengawasi mekanikal dan kelistrikan.
iii. Laboratorium & Kualitas (2 GM) → Memastikan produk sesuai spesifikasi.
iv. Logistik & Gudang (2 GM) → Mengelola distribusi dan bahan baku.
v. Keselamatan Kerja (1 GM) → Mengawasi aspek K3 dan lingkungan.
vi. Keuangan & Akuntansi (1 GM) → Bertanggung jawab atas arus kas dan pajak.
vii. Teknologi & Pengembangan (1 GM) → Menangani inovasi dan efisiensi proses.

2) Tingkat Operasional

a) *Supervisor* Produksi – 6 orang

Dengan 3 *shift* kerja, dibutuhkan 2 *supervisor* per *shift* untuk mengawasi beberapa unit produksi secara paralel.

b) Operator Produksi – 20 orang

Operator produksi bertugas menjalankan mesin dan mengontrol parameter proses. Dibagi ke dalam 3 *shift*, dengan 6-7 orang per *shift*, jumlah ini cukup untuk memastikan pengawasan ketat tanpa beban kerja berlebih.

c) Operator Utilitas – 12 orang

Operator utilitas bertugas untuk mengawasi pasokan energi, air, uap, dan pengolahan limbah. Dibagi ke dalam 3 *shift*, dengan 4 orang per *shift*, jumlah ini cukup untuk memastikan pengawasan ketat tanpa beban kerja berlebih.

d) Teknisi Pemeliharaan – 12 orang

Mesin dan peralatan harus beroperasi 24/7, sehingga dibutuhkan 4 teknisi per *shift* untuk menangani pemeliharaan preventif dan korektif.

3) Tim *Engineering* & Inspeksi

a) *Process Engineer* – 8 orang

Jumlah ini cukup untuk mengoptimalkan proses produksi dan meningkatkan efisiensi reaktor.

b) *Instrumentation Engineer* – 6 orang

Dengan banyaknya kontrol otomatis, jumlah ini memastikan sistem kontrol dan SCADA selalu berfungsi optimal.

c) *Mechanical Engineer* – 8 orang & *Electrical Engineer* – 6 orang

Bertugas untuk pengembangan, analisis kegagalan mesin, dan troubleshooting.

d) *Inspection & Reliability Engineer* – 6 orang

Memastikan peralatan tetap beroperasi pada kondisi optimal dengan inspeksi berkala.

4) Tim Laboratorium & Pengujian Kualitas

a) Kepala Laboratorium – 1 orang

Bertanggung jawab atas koordinasi pengujian dan pengawasan tim analis.

b) Analis Laboratorium – 8 orang

Dengan banyaknya sampel harian dari bahan baku hingga produk akhir, jumlah ini memastikan pengujian cepat dan akurat.

c) Asisten Analis – 6 orang

Membantu analis senior dalam persiapan sampel dan pemeliharaan alat laboratorium.

5) Tim Keselamatan & Kesehatan Kerja (K3)

a) HSE *Manager* – 1 orang

Bertanggung jawab atas kebijakan keselamatan dan kepatuhan lingkungan.

b) *Safety Officer* – 9 orang

Setiap *shift* membutuhkan pengawasan keselamatan untuk memastikan pekerja mematuhi standar K3.

c) *Emergency Response Team* (ERT) – 10 orang

Untuk menangani keadaan darurat seperti kebakaran dan kebocoran gas, jumlah ini cukup agar ada respon cepat dalam 3 *shift.*

6) Tenaga Pendukung

a) *Warehouse Supervisor* – 3 orang & *Warehouse Staff* – 10 orang

Diperlukan untuk mengatur penyimpanan bahan baku, produk antara, dan produk jadi.

b) IT *Support* – 4 orang

Untuk menangani sistem jaringan, SCADA, dan ERP perusahaan.

c) *Purchasing Officer* – 4 orang

Mengurus pengadaan bahan baku dan suku cadang mesin.

d) *Public Relations & CSR Officer* - 2 orang

Membangun citra positif perusahaan dan menjalankan program CSR.

e) Petugas Administrasi – 10 orang

Dibagi ke dalam SDM, keuangan, produksi, dan logistik agar operasional administratif berjalan lancar.

f) Petugas Keamanan – 20 orang

Keamanan 24/7 membutuhkan tenaga keamanan yang cukup, dengan 3 *shift* kerja.

g) Petugas Kebersihan – 30 orang

Untuk menjaga kebersihan di area produksi dan kantor.

h) Dokter Perusahaan – 2 orang & Paramedis – 4 orang

Untuk memastikan pelayanan kesehatan bagi 236 karyawan dan menangani kejadian darurat medis.

4.4.6. Gaji Karyawan

Gaji karyawan dalam perusahaan ini dirancang berdasarkan beberapa faktor utama, yaitu:

a. Standar Upah Minimum di Cilegon

Perusahaan menetapkan batas bawah gaji berdasarkan Upah Minimum Regional (UMR) di Cilegon, yaitu berkisar ± Rp 4.600.000 per bulan untuk pekerja dengan keterampilan dasar.

Posisi dengan keahlian khusus atau tanggung jawab lebih besar mendapatkan gaji lebih tinggi sesuai standar industri petrokimia.

b. Standar Industri Petrokimia

Industri petrokimia memerlukan tenaga kerja yang memiliki keterampilan teknis tinggi, terutama di bidang produksi, pemeliharaan, dan pengendalian kualitas. Oleh karena itu, gaji untuk operator, teknisi, dan *engineer* lebih tinggi dibandingkan dengan industri manufaktur umum.

c. Struktur Organisasi dan Efisiensi Anggaran

Perusahaan menetapkan jumlah tenaga kerja 236 orang, sehingga pengeluaran gaji harus tetap efisien agar tidak membebani keuangan perusahaan. Gaji eksekutif dan manajerial ditetapkan lebih tinggi karena tanggung jawab strategis, sedangkan pekerja operasional memiliki gaji sesuai standar industri.

4.4.6.1. Gaji Pokok Karyawan

Berikut adalah rincian gaji pokok karyawan berdasarkan jabatan:

Tabel 4.4 Rincian gaji pokok karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji Pokok	Total Gaji
President Director	1	Rp90.000.000	Rp90.000.000
Chief Internal Audit	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000
Vice President Director	2	Rp60.000.000	Rp120.000.000
Director	12	Rp42.000.000	Rp504.000.000
General Manager	11	Rp30.000.000	Rp330.000.000

Tabel 4.4 Rincian gaji pokok karyawan (lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji Pokok	Total Gaji
Supervisor Production	6	Rp12.000.000	Rp72.000.000
Operator *Production*	20	Rp6.500.000	Rp130.000.000
Operator *Utility*	12	Rp6.500.000	Rp78.000.000
Teknisi Pemeliharaan	12	Rp7.000.000	Rp84.000.000
Process Engineer	8	Rp10.000.000	Rp80.000.000
Instrumentation Engineer	6	Rp10.000.000	Rp60.000.000
Mechanical Engineer	8	Rp10.000.000	Rp80.000.000
Electrical Engineer	6	Rp10.000.000	Rp60.000.000
Inspection & Reliability Engineer	6	Rp10.000.000	Rp60.000.000
Kepala Laboratorium	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
Manager Laboratorium	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
Analis Laboratorium	8	Rp7.000.000	Rp56.000.000
Asisten Analis	6	Rp6.000.000	Rp36.000.000
HSE *Manager*	1	Rp18.000.000	Rp18.000.000
Safety Officer	9	Rp6.500.000	Rp58.500.000
Emergency Response Team	10	Rp5.500.000	Rp55.000.000
Warehouse Supervisor	3	Rp9.000.000	Rp27.000.000
Warehouse Staff	10	Rp5.000.000	Rp50.000.000
IT Support	4	Rp6.000.000	Rp24.000.000
Purchasing Officer	4	Rp7.000.000	Rp28.000.000
Public Relations & CSR Officer	2	Rp7.000.000	Rp14.000.000
Staf Administrasi	10	Rp5.500.000	Rp55.000.000
Petugas Keamanan	20	Rp4.800.000	Rp96.000.000
Petugas Kebersihan	30	Rp4.500.000	Rp135.000.000
Dokter Perusahaan	2	Rp15.000.000	Rp30.000.000
Paramedis	4	Rp6.500.000	Rp26.000.000
Total			**Rp2.534.500.000**

4.4.6.2. Tunjangan Karyawan

Selain gaji pokok, karyawan juga menerima berbagai tunjangan dan fasilitas untuk mendukung kesejahteraan serta kenyamanan dalam bekerja. Berikut adalah tunjangan yang diberikan kepada setiap karyawan sesuai dengan jabatan mereka:

Tabel 4.5 Rincian tunjangan karyawan

Jenis Tunjangan	Besar Tunjangan (Rp/bulan)	Karyawan yang Menerima
Tunjangan Jabatan	Rp 5.000.000 – Rp 50.000.000	Level Manajerial dan Direksi
Tunjangan Transportasi	Rp 2.000.000 – Rp 5.000.000	Semua Karyawan
Tunjangan Makan	Rp 1.000.000 – Rp 3.000.000	Semua Karyawan
Tunjangan Kesehatan	Sesuai BPJS & Asuransi Swasta	Semua Karyawan
Tunjangan Kehadiran	Rp 500.000 – Rp 2.000.000	Operator & Teknisi
Tunjangan *Shift*	Rp 1.000.000 – Rp 3.000.000	Karyawan *Shift*
Tunjangan Keluarga	Rp 1.500.000 – Rp 5.000.000	Karyawan yang Sudah Menikah
Tunjangan Hari Raya (THR)	1 – 2 kali gaji pokok	Semua Karyawan

Catatan:

a. Tunjangan jabatan hanya diberikan kepada level manajerial ke atas.
b. Tunjangan transportasi diberikan berdasarkan jarak tempat tinggal ke pabrik.
c. Tunjangan kesehatan mencakup BPJS Kesehatan serta tambahan asuransi kesehatan swasta.

d. Tunjangan shift diberikan kepada karyawan yang bekerja dalam sistem shift untuk mengkompensasi kerja di luar jam normal.

4.4.6.3. Fasilitas Karyawan

Perusahaan juga memberikan berbagai fasilitas untuk meningkatkan kesejahteraan dan kenyamanan kerja karyawan, di antaranya:

a. Fasilitas Kesehatan
    1) Klinik kesehatan di dalam area pabrik.
    2) Dokter dan paramedis yang siap sedia 24 jam.
    3) Asuransi kesehatan bagi karyawan dan keluarganya.
b. Fasilitas Transportasi
    1) Bus antar-jemput bagi karyawan yang tinggal jauh dari pabrik.
    2) Subsidi bahan bakar bagi karyawan yang menggunakan kendaraan pribadi.
c. Fasilitas Makan dan Kantin
    1) Kantin perusahaan dengan makanan gratis bagi karyawan.
    2) Voucher makan tambahan bagi karyawan shift malam.
d. Fasilitas Perumahan
e. Fasilitas Rekreasi dan Kebugaran
    1) Perusahaan menyediakan fasilitas perumahan atau subsidi sewa bagi karyawan yang bekerja dalam posisi penting.
f. Fasilitas Rekreasi dan Kebugaran
    1) Area olahraga (*gym*, lapangan futsal, tenis meja, dll).
    2) Program rekreasi tahunan untuk meningkatkan kebersamaan antar-karyawan.

g. Fasilitas Pendidikan dan Pelatihan

1) Program pelatihan dan sertifikasi untuk meningkatkan keterampilan karyawan.
2) Beasiswa pendidikan bagi anak karyawan yang berprestasi.

4.4.7. Jam Kerja Karyawan

Sistem kerja di pabrik etilen dari etanol ini dirancang untuk memastikan kelancaran produksi yang berjalan 24 jam sehari, 7 hari seminggu, mengingat industri petrokimia tidak bisa berhenti beroperasi dalam jangka waktu lama. Oleh karena itu, terdapat dua kategori utama karyawan dalam pengaturan jam kerja:

a. Karyawan *Shift* → Bekerja dalam sistem rotasi untuk memastikan operasional produksi berjalan terus-menerus.
b. Karyawan *Non-Shift* → Memiliki jam kerja reguler seperti perkantoran pada umumnya.

4.4.7.1. Jam Kerja Karyawan *Shift*

Karyawan shift terdiri dari operator produksi, teknisi pemeliharaan, tim laboratorium, serta bagian keamanan dan kebersihan yang bekerja dalam sistem rotasi tiga shift.

Pabrik ini menerapkan sistem kerja 3 shift per hari, dengan rincian sebagai berikut:

Shift 1 (Pagi)	:	07.00 – 15.00
Shift 2 (Sore)	:	15.00 – 23.00
Shift 3 (Malam)	:	23.00 – 07.00

Setiap karyawan *shift* bekerja selama 8 jam per hari, dengan waktu istirahat selama 1 jam.

Kebijakan Tambahan untuk Karyawan *Shift*:

a. Sistem Rotasi → Karyawan shift akan berganti jadwal sesuai pembagian untuk menjaga keseimbangan kerja dan istirahat.
b. Jam Lembur → Jika diperlukan lembur, maka dihitung berdasarkan aturan Rp 20.000 – Rp 50.000 per jam.
c. Hari Libur → Karyawan *shift* tetap mendapatkan 2 hari libur per minggu, yang ditentukan berdasarkan rotasi *shift*.

4.4.7.2. Jadwal *Shift* Karyawan

Dalam merancang sistem kerja *shift* untuk karyawan yang bertugas secara bergantian di pabrik, diperlukan pertimbangan yang matang dari berbagai aspek, termasuk psikologi kerja, regulasi ketenagakerjaan di Indonesia, serta praktik umum di industri petrokimia. Jadwal kerja yang ideal harus mampu menjaga kesinambungan operasional pabrik selama 24 jam tanpa mengabaikan kesejahteraan dan keselamatan tenaga kerja.

a. Psikologis dan Kesehatan Kerja

Rotasi *shift* yang terlalu lama dapat mengganggu ritme biologis tubuh dan meningkatkan risiko kelelahan kerja. Oleh karena itu, dipilih sistem rotasi cepat dengan pola 2 hari *shift* pagi – 2 hari *shift* siang – 2 hari *shift* sore – 2 hari libur, yang lebih selaras dengan ritme sirkadian. Pola ini membantu mengurangi kelelahan fisik dan mental, menjaga kualitas tidur karyawan, serta meningkatkan konsentrasi dan kepuasan kerja dalam jangka panjang.

b. Regulasi Ketenagakerjaan di Indonesia

Penerapan jadwal kerja ini telah mengacu pada Undang-Undang Nomor 13 Tahun 2003 dan ketentuan turunan lainnya, di mana jam kerja maksimum yang

diperbolehkan adalah 40 jam per minggu. Pola kerja yang diterapkan juga menjamin setiap karyawan mendapatkan libur minimal satu hari per minggu, serta memenuhi ketentuan mengenai kompensasi tambahan untuk shift malam, sebagai bentuk perlindungan terhadap hak tenaga kerja.

c. Praktik Industri Petrokimia

Pola 2-2-2 merupakan sistem rotasi yang lazim digunakan di industri berat dan petrokimia karena efisien dan berorientasi pada keselamatan kerja. Sistem ini sangat sesuai diterapkan untuk posisi kritis seperti operator produksi, teknisi pemeliharaan, analis laboratorium, serta petugas keamanan dan kebersihan. Selain mempertahankan kontinuitas operasional, sistem ini juga memberikan keseimbangan antara beban kerja dan waktu istirahat.

Tabel 4.6 Jadwal *shift* karyawan

Regu	**Hari**														
	1	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**	**11**	**12**	**13**	**14**	**15**
A	I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III	
B	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I
C	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II
D			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III

Tabel 4.6 Jadwal *shift* karyawan (lanjutan)

Regu	**Hari**														
	16	**17**	**18**	**19**	**20**	**21**	**22**	**23**	**24**	**25**	**26**	**27**	**28**	**29**	**30**
A		I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III
B	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III		

Tabel 4.6 Jadwal *shift* karyawan (lanjutan)

Regu	Hari														
	16	**17**	**18**	**19**	**20**	**21**	**22**	**23**	**24**	**25**	**26**	**27**	**28**	**29**	**30**
C	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I
D	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II

Keterangan:

Hari : 1, 2, 3, ..., 30

Regu : Tim kerja bergiliran (A, B, C, D)

Shift :

1) I = Pagi (07.00–15.00)
2) II = Sore (15.00–23.00)
3) III = Malam (23.00–07.00)
4) = Libur

4.4.7.3. Jam Kerja Karyawan Non-*Shift*

Karyawan *non-shift* terdiri dari manajerial, staf administrasi, tim pemasaran, keuangan, serta SDM yang bekerja dengan jam kerja reguler.

Hari kerja	:	Senin – Jumat
Jam kerja	:	08.00 – 17.00
Istirahat siang	:	12.00 – 13.00
Hari libur	:	Sabtu, Minggu, dan hari libur nasional

Karyawan non-shift bekerja selama 40 jam per minggu, sesuai dengan standar yang ditetapkan dalam Undang-Undang Ketenagakerjaan Indonesia. Kebijakan Tambahan untuk Karyawan Non-*Shift*:

a. Jam Fleksibel → Untuk beberapa posisi seperti staf administrasi dan keuangan, diberikan toleransi jam masuk antara 07.30 – 08.30, dengan tetap memenuhi total 8 jam kerja per hari.
b. Kerja dari Rumah (WFH) → Manajer dan staf tertentu dapat diberikan opsi bekerja dari rumah dalam kondisi khusus, seperti kondisi kesehatan atau keadaan darurat.
c. Lembur → Jika harus bekerja di luar jam kerja reguler, karyawan non-shift mendapatkan kompensasi lembur sesuai aturan perusahaan.

4.4.7.4. Hari Libur Karyawan

Hari libur karyawan diatur berdasarkan sistem kerja masing-masing kategori:

Tabel 4.7 Rincian hari libur karyawan

Kategori Karyawan	Hari Libur Reguler	Catatan
Karyawan *Shift*	2 hari per minggu (bergilir)	Berdasarkan sistem rotasi *shift*
Karyawan *Non-Shift*	Sabtu, Minggu, dan hari libur nasional	Libur mengikuti kalender nasional

Karyawan *shift* tetap mendapatkan hak cuti pada hari libur nasional, namun dalam kondisi tertentu (misalnya, produksi tinggi atau kebutuhan operasional), beberapa karyawan *shift* tetap harus bekerja pada hari libur dan mendapatkan kompensasi uang lembur atau cuti pengganti.

4.4.7.5. Cuti Karyawan

Cuti merupakan hak karyawan yang telah diatur dalam Undang-Undang Ketenagakerjaan No. 13 Tahun 2003, dan perusahaan ini menerapkan kebijakan cuti sebagai berikut:

a. Cuti Tahunan

b. Cuti Sakit

1) Karyawan berhak mendapatkan 12 hari cuti tahunan setelah bekerja minimal 1 tahun.
2) Cuti tahunan dapat diambil sekaligus atau bertahap sesuai dengan persetujuan atasan.
3) Cuti yang tidak diambil dalam 1 tahun dapat diakumulasi hingga maksimal 2 tahun, setelah itu akan hangus.

c. Cuti Sakit

1) Karyawan yang sakit dapat mengambil cuti dengan menunjukkan surat keterangan dokter.
2) Jika sakit lebih dari 3 hari, karyawan wajib memberikan dokumen medis yang sah.

d. Cuti Melahirkan

1) Karyawan perempuan yang sedang hamil berhak mendapatkan 3 bulan cuti melahirkan (1,5 bulan sebelum melahirkan dan 1,5 bulan setelah melahirkan).
2) Karyawan laki-laki yang istrinya melahirkan berhak mendapatkan 3 hari cuti ayah.

e. Cuti Pernikahan

1) Karyawan yang menikah berhak atas 3 hari cuti.
2) Jika anak karyawan menikah, karyawan diberikan 1 hari cuti.

f. Cuti Kematian

1) Jika orang tua, pasangan, atau anak karyawan meninggal dunia, karyawan diberikan 2 hari cuti duka cita.

2) Jika saudara kandung atau mertua meninggal dunia, diberikan 1 hari cuti duka cita.

g. Cuti Besar

1) Karyawan yang telah bekerja selama 5 tahun berturut-turut berhak mendapatkan cuti besar selama 1 bulan, yang dapat diambil sekaligus atau bertahap.

Kebijakan Tambahan Terkait Cuti:

a. Cuti Tidak Dibayar

Jika karyawan sudah menghabiskan jatah cuti tahunan, namun tetap ingin mengambil cuti, maka dapat mengajukan cuti tidak dibayar yang akan mengurangi gaji bulanan secara proporsional.

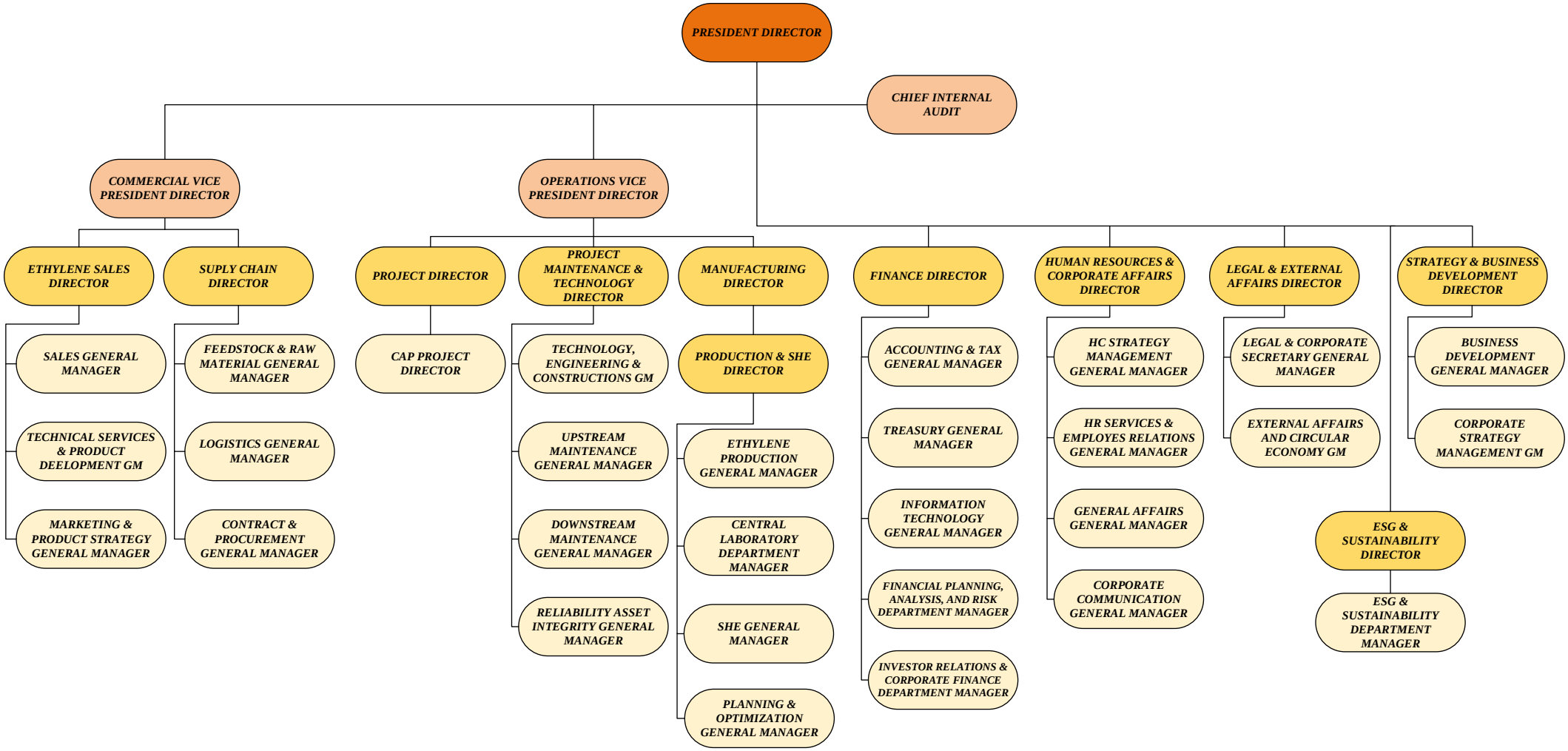
b. Cuti Darurat

Dalam situasi darurat (misalnya bencana alam, kecelakaan keluarga), karyawan dapat meminta cuti darurat, yang akan dipertimbangkan oleh HRD.

c. Cuti Pengganti

Jika karyawan bekerja pada hari libur nasional atau hari besar, maka mereka berhak mendapatkan kompensasi cuti pengganti yang dapat digunakan di lain waktu.

4.4.8. Struktur Organisasi Perusahaan



Gambar 4.4 Bagan struktur organisasi perusahaan

BAB V. UTILITAS

Utilitas dalam industri kimia merujuk pada sistem pendukung yang diperlukan agar proses produksi dapat berjalan dengan optimal dan efisien. Dalam perancangan pabrik etilen dari etanol, utilitas dirancang untuk memastikan keberlanjutan operasional, efisiensi energi, serta kepatuhan terhadap regulasi lingkungan yang berlaku. Unit utilitas pendukung proses pabrik etilen dari etanol, yaitu:

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

   Unit penyediaan dan pengolahan air berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan, dan air sanitasi yang digunakan untuk air perkantoran maupun lingkungan. Proses pendinginan digunakan pada proses *cooling*.

2. Unit Penyedia *Steam*

   Unit penyediaan air pemanas (*steam*) sebagai proses pemanasan pada heater, evaporator, maupun reboiler.

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

   Unit pembangkit listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak peralatan proses, penerangan, bahkan lingkungan pabrik. Listrik dapat diperoleh dari PLN dan generator sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

4. Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)

   Unit penyedia udara tekan berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara.

5. Unit Penyedia Bahan Bakar

   Unit penyedia berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak generator.

6. Unit Pengolahan Limbah

   Unit pengolahan limbah adalah proses penghilangan kontaminan dari air limbah. Prose pengolahan limbah ini dapat melibatkan metode fisika, kimia, maupun biologi untuk menghilangkan kontaminan fisik, kimia, dan biologis

5.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air dalam suatu pabrik berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air dengan spesifikasi yang sesuai untuk berbagai keperluan, seperti proses produksi, pendinginan, sanitasi, dan pengolahan limbah.

5.1.1. Kebutuhan Air

Kebutuhan air pada masing-masing unit dirancang berdasarkan perhitungan kapasitas produksi pabrik etilen sebesar 330.000 ton/tahun, dengan mempertimbangkan faktor operasional dan efisiensi sistem utilitas. Terdapat berbagai macam kebutuhan air di Pabrik Etilen dari Etanol, yaitu

5.1.1.1. Air Untuk Keperluan Umum (*General Uses*) / Air Sanitasi

Air untuk keperluan umum merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan sanitasi, yang meliputi air kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, *service water,* dan air cadangan. Berikut merupakan air untuk keperluan umum.

Tabel 5.1 Kebutuhan air untuk keperluan umum

Kebutuhan	Jumlah	*Flowrate*, kg/jam
Kantor dan Karyawan	120 liter/orang/hari	1180
Laboratorium dan Taman	20% dari kebutuhan karyawan	236
Service Water dan Cadangan	140 % dari total jumlah kebutuhan karyawan, lab, dan taman	1982,4
Total Air Keperluan Umum		**3389,4**

Untuk keamanan, disediakan air dengan tambahan *overdesign* 20% dari total kebutuhan, sehingga akan disediakan air untuk kebutuhan umum sebanyak 4078,08 kg/jam.

5.1.1.2. Air Untuk Kebutuhan Pemadaman (*Hydrant Water*)

Air untuk pemadaman merupakan kebutuhan pendukung pada pabrik yang harus tersedía sebagai upaya keselamatan (*safety*). Air untuk pemadam kebakaran disediakan untuk memadamkan api apabila terjadi kebakaran. Air *hydrant* tidak bersifat kontinu melainkan hanya *incidental* yaitu bila terjadi kebakaran saja. Diperkirakan kebutuhan air *hydrant* sebanyak 20% dari kebutuhan umum yaitu 815,616 kg/jam.

5.1.1.3. Air Pendingin

Air pendingin digunakan dalam sistem pendingin (*cooling system*) untuk menjaga suhu operasi peralatan proses. Jumlah air pendingin yang dibutuhkan sebagai berikut.

Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	*Flowrate*, kg/jam
Cooler-01 (CL-01)	63902,3879
Condensor-01 (CD-01)	78920,4093
Condensor-02 (CD-02)	82026,73958
Total Kebutuhan Air Pendingin	**224849,5368**

Untuk keamanan, disediakan air pendingin dengan tambahan *overdesign* 20% dari total kebutuhan, sehingga akan disediakan air untuk kebutuhan umum sebanyak 269819,4441 kg/jam.

Sistem pendingin terdiri dari *cooling tower*, kolam penampungan (*cold basin*), dan jaringan distribusi air pendingin. Saat proses sudah *steady*, pada *cooling tower* berpotensi terjadi *water losses* akibat penguapan (*evaporation*), kehilangan air karena terbawa aliran udara (*drift loss*), dan *blowdown*. Sehingga akan disediakan *make up water* sebanyak 7698,8481 kg/jam.

5.1.1.4. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan *steam* sebagai penunjang kelangsungan proses produksi. *Steam* yang akan dibangkitkan adalah *saturated steam* dengan suhu 280°C. Kebutuhan air umpan boiler pada Pabrik Etilen adalah sebagai berikut.

Tabel 5.3 Kebutuhan air umpan boiler

Nama Alat	*Flowrate*, kg/jam
Heater-01 (HE-01)	24028,1113
Reaktor-01 (R-01)	305,7925
Total Kebutuhan Air Umpan Boiler	**24333,9038**

Untuk keamanan, disediakan air dengan tambahan *overdesign* 20% dari total kebutuhan, sehingga akan disediakan air untuk kebutuhan umum sebanyak 29200,6845 kg/jam.

Kehilangan air pada proses pembuatan *steam* di dalam boiler mungkin terjadi akibat *blowdown*, sehingga diperlukan tambahan air untuk *make up water* ketika proses sudah *steady*. Kehilangan air yang disebabkan karena *blowdown* berjumlah 1536,8781 kg/jam. Angka ini didapatkan berdasarkan perhitungan berikut:

$$Blowdown\ Rate\ =\ \frac{Steam\ Flowrate}{COC-1}$$

COC (*Cycle of Concentration*) adalah perbandingan antara konsentrasi zat terlarut (dalam hal ini *total dissolved solids*/TDS) di dalam air boiler dibandingkan dengan konsentrasi TDS di dalam air *make-up*. Dengan kata lain, COC menunjukkan berapa kali air dalam boiler mengalami siklus penguapan sebelum sebagian dari air tersebut dibuang (*blowdown*) untuk menjaga kadar TDS tetap aman. Boiler yang digunakan dalam proses ini memiliki tekanan 63 bar, sehingga nilai COC diperkirakan sebesar 10-20 (Chemstar Water, 2021). Dalam proses ini, diambil nilai COC sebesar 20. Sehingga *make up water* yang diperlukan berdasarkan perhitungan adalah 1536,8781 kg/jam.

Total kebutuhan air pada Pabrik Etilen secara keseluruhan setelah proses *steady* dapat dilihat pada Tabel 5.4.

5.1.2. Sumber Air

Air merupakan salah satu utilitas penting yang menunjang kelancaran operasional pabrik etilen dari etanol, khususnya dalam proses pendinginan, pembangkit steam, serta kebutuhan umum lainnya. Oleh karena itu, ketersediaan

sumber air dengan kapasitas dan kualitas yang memadai menjadi salah satu faktor utama dalam perancangan fasilitas utilitas pabrik.

Tabel 5.4 Kebutuhan air keseluruhan

Kebutuhan Air	***Flowrate*, kg/jam**
Air Untuk Keperluan Umum (*General Uses*) / Air Sanitasi	4078,08
Air Untuk Kebutuhan Pemadaman	815,616
Air Pendingin	7698,8481
Air Umpan Boiler	1536,8781
Total Kebutuhan Air Keseluruhan	**14129,4223**

Pabrik Etilen dari Etanol ini direncanakan dibangun di Kecamatan Pulo Merak, Kota Cilegon, Provinsi Banten, yang secara geografis terletak di wilayah pesisir dan berbatasan langsung dengan perairan Selat Sunda. Dengan mempertimbangkan ketersediaan sumber air yang melimpah dan kontinuitas suplai sepanjang waktu, maka sumber air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan operasional pabrik ini berasal dari air laut yang diambil dari wilayah perairan Selat Sunda. Apabila dilihat dari total kebutuhan air pabrik sebesar 41314,1002 kg/jam perairan Selat Sunda dirasa aman untuk digunakan sebagai sumber air.

5.1.3. Pengolahan Air

Pemanfaatan air laut sebagai sumber air utama dilakukan melalui sistem pengambilan dan pengolahan air laut yang dirancang khusus agar memenuhi standar kualitas air proses maupun utilitas, sebelum didistribusikan ke berbagai unit pengguna di dalam pabrik. Pengolahan air dilakukan secara bertahap, dimulai dari proses fisik, kimia, hingga pemurnian lanjutan, yang dapat dijelaskan sebagai berikut.

a. *Screening* (Penyaringan)

Screening merupakan tahap awal dalam sistem pengolahan air yang berfungsi untuk menyaring benda-benda berukuran besar seperti sampah plastik, kayu, ranting, dan material terapung lainnya yang terbawa bersama air laut. *Screening* dilakukan menggunakan *bar screen* dengan jarak antar bilah tertentu agar hanya partikel besar saja yang tertahan, sementara air serta partikel halus dapat terus mengalir ke tahap berikutnya. Setelah dilakukan *screening* / penyaringan, air laut akan dipompa menuju kolam ekualisasi.

b. Ekualisasi dan Sedimentasi

Air hasil *screening* dialirkan ke kolam ekualisasi yang berfungsi menampung dan menstabilkan laju alir serta kualitas air sebelum masuk ke unit pengolahan lanjutan. Kolam ini juga berperan sebagai *buffer* untuk mengatasi fluktuasi debit dan konsentrasi zat terlarut. Setelah ekualisasi, dilanjutkan dengan proses sedimentasi untuk mengendapkan partikel tersuspensi berukuran besar akibat gravitasi. Proses ini membantu mengurangi beban pencemaran pada tahapan berikutnya.

c. Koagulasi, Flokulasi, dan Pengendapan

Proses ini bertujuan untuk menghilangkan partikel-partikel halus yang tidak dapat diendapkan secara gravitasi biasa, dengan cara menetralkan muatan koloid sehingga partikel-partikel tersebut dapat saling berikatan membentuk flok-flok berukuran lebih besar yang mudah mengendap. Pada proses koagulasi, ditambahkan bahan kimia koagulan berupa aluminium sulfat ($Al_2(SO_4)_3$) ke dalam air. Penambahan ($Al_2(SO_4)_3$) menghasilkan ion Al^{3+} yang bereaksi dengan ion hidroksida (OH^-) dalam air membentuk endapan aluminium hidroksida ($Al(OH)_3$) yang berperan sebagai

jembatan pengikat antar partikel tersuspensi dan zat koloid. Reaksi yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut:

$$Al_2(SO_4)_3 + 6H_2O \rightarrow 2Al(OH)_3 + 3H_2SO4_4$$

Proses ini menyebabkan pH air menurun akibat terbentuknya asam sulfat (H_2SO_4). Oleh karena itu, untuk menjaga pH air tetap berada pada rentang optimum proses koagulasi (sekitar pH 6,5–7,5), dilakukan penambahan natrium karbonat (Na_2CO_3). Natrium karbonat berfungsi sebagai bahan penyesuai pH (*alkali agent*) untuk menetralisir keasaman yang dihasilkan serta membantu proses pengendapan kalsium sebagai kalsium karbonat ($CaCO_3$) jika kandungan ion kalsium (Ca^{2+}) dalam air cukup tinggi. Reaksi yang terjadi antara Na_2CO_3 dan Ca^{2+} dapat dituliskan sebagai berikut:

$$Ca^{2+} + CO^{-} \rightarrow CaCO_3$$

Selanjutnya, air masuk ke dalam unit flokulasi di mana dilakukan pengadukan lambat untuk memperbesar flok-flok yang terbentuk agar dapat dengan mudah mengendap di unit pengendapan / *clarifier*. Air bersih di bagian atas selanjutnya diteruskan ke proses filtrasi, sementara lumpur hasil pengendapan dibuang ke sistem pengolahan lumpur.

d. Filtrasi

Filtrasi adalah proses penyaringan *suspended matter* pada air dan bertujuan untuk menyaring partikel halus yang belum terendapkan. Pada pabrik ini filtrasi dilakukan menggunakan media filter pasir (*sand filter*) dan karbon aktif (*carbon filter*).

1) *Sand Filter*

Sand filter menggunakan lapisan pasir kuarsa bergradasi sebagai media penyaring. Air mengalir dari atas ke bawah melalui lapisan pasir, di mana partikel tersuspensi dan sisa flok akan tertahan di permukaan dan di antara pori-pori pasir. Proses ini efektif untuk menurunkan kekeruhan air. Pasir yang digunakan sebagai media filtrasi adalah pasir besi, pasir kuarsa, dan gravel.

2) *Carbon Filter*

Carbon filter atau saringan karbon aktif digunakan untuk menghilangkan zat organik, warna, bau, rasa, serta sisa klorin dari air. Media yang digunakan adalah karbon aktif granular yang memiliki luas permukaan sangat besar dan daya adsorpsi tinggi terhadap zat-zat tersebut.

e. *Reverse Osmosis*

Setelah melalui proses filtrasi menggunakan *sand filter* dan *carbon filter*, air hasil pengolahan masih mengandung garam-garam terlarut dan senyawa ionik yang tidak dapat disaring oleh media filter konvensional. Oleh karena itu, proses lanjutan yang digunakan adalah *Reverse Osmosis* (RO).

Reverse osmosis merupakan proses pemurnian air dengan cara memberikan tekanan tinggi untuk memaksa air melewati membran semipermeabel yang hanya dapat dilewati oleh molekul air, sementara ion-ion garam, senyawa organik, dan zat pencemar lainnya tertahan.

Pada pabrik etilen ini, sistem *reverse osmosis* dibagi menjadi dua tahap, yaitu *Sea Water Reverse Osmosis* (SWRO) dan *Brackish Water Reverse Osmosis* (BWRO).

1) *Sea Water Reverse Osmosis* (SWRO)

SWRO adalah tahapan *reverse osmosis* yang pertama. Kadar garam dalam air laut yang sangat tinggi menyebabkan sistem SWRO memerlukan membran khusus yang mampu menahan tekanan osmotik besar, yaitu hingga 41 - 69 bar. SWRO mampu menghilangkan garam terlarut hingga lebih dari 99%, menghasilkan air permeat dengan kandungan TDS (Total Dissolved Solid) yang jauh lebih rendah <500 ppm. *Recovery rate* yang didapatkan sebesar 45% dan konsentrat / *brine* yang dihasilkan sebesar 55% dari *flowrate*.

2) *Brackish Water Reverse Osmosis* (BWRO)

BWRO digunakan untuk mengolah air hasil *intermediate treatment* dari SWRO yang masih memiliki kandungan garam sedang. Sistem BWRO biasanya beroperasi pada tekanan yang lebih rendah, sekitar 17–41 bar, karena kandungan TDS-nya sudah jauh lebih rendah dibandingkan air laut. BWRO berfungsi sebagai *polishing unit* untuk memastikan air hasil olahan memenuhi standar demineralisasi sebelum masuk ke unit demineralisasi lanjutan seperti *ion exchanger* atau langsung ke unit penyedia utilitas pabrik. *Recovery rate* yang didapatkan sebesar 80% dan konsentrat / *brine* yang dihasilkan sebesar 20% dari *flowrate*

Melalui kedua tahapan *reverse osmosis*, kualitas air hasil olahan dapat disesuaikan dengan kebutuhan operasional pabrik, baik untuk kebutuhan *boiler feed water*, *cooling water make-up*, dan kebutuhan air lainnya. Air hasil SWRO dan BWRO ini kemudian ditampung pada tangki permeat / tangki *desalinated water* sebelum didistribusikan ke unit-unit pengguna atau proses pengolahan lanjutan.

f. Demineralisasi

Demineralisasi adalah proses untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung dalam air agar tidak terbentuk *scale* di dalam boiler. Proses ini terdiri dari dua tahap yaitu:

1) *Cation Exchanger*

Cation exchanger adalah penukar ion positif dengan resin kation. Ion-ion positif seperti Ca^{2+}, Mg^{2+}, Na^{+}, dan Fe^{2+} dalam air akan ditukar dengan ion hidrogen (H^{+}). Media yang digunakan dalam unit ini adalah resin tipe C-300 dengan notasi H_2Z berdasarkan referensi Powell (1995). Reaksi pertukaran ion dapat digambarkan sebagai berikut:

$$H_2Z + \text{Kation} \rightarrow Z - \text{Kation} + H^{+}$$

Ketika resin telah jenuh oleh ion-ion kation, dilakukan proses regenerasi menggunakan larutan asam sulfat (H_2SO_4). Asam sulfat berfungsi untuk menggantikan kembali ion-ion poaitif yang tertahan di resin dengan ion H^{+}, sehingga resin dapat digunakan kembali untuk proses penukaran ion selanjutnya.

2) *Anion Exchanger*

Anion exchanger merupakan alat penukar ion negatif dengan resin anion. Ion negatif seperti Cl^{-}, SO_4^{2-}, NO_3^{-}, dan HCO_3^{-}, akan bertukar dengan ion OH^{-} dari resin sehingga air yang sebelumnya bersifat asam menjadi netral. Pada unit ini, digunakan resin tipe C-500P dengan notasi $R(OH)_2$. Reaksi penukarannya dapat dituliskan sebagai berikut:

$$R(OH)_2 + \text{Anion} \rightarrow R - \text{Anion} + OH^{-}$$

Ion H^{+} yang berasal dari cation exchanger akan bereaksi dengan ion OH^{-} yang dilepaskan oleh resin *anion exchanger*, membentuk air (H_2O).

Sehingga hasil akhir dari proses demineralisasi adalah air dengan kemurnian tinggi, bebas dari ion-ion terlarut.

Ketika resin anion telah jenuh oleh anion-anion dari air baku, dilakukan proses regenerasi menggunakan larutan natrium hidroksida (NaOH). Larutan NaOH berfungsi untuk melepaskan anion yang terikat pada resin dan menggantinya kembali dengan ion OH^-, sehingga resin dapat digunakan kembali.

g. Deaerasi

Deaerasi adalah proses penghilangan *dissolved gas* seperti O_2 dan CO_2, pemisahan logam seperti mangan (Mn) dan besi (Fe), dan pengondisian pH, penghilangan baru, rasa, serta warna pada *boiler feed water* (BFW). Kandungan O_2 dan CO_2 yang terkandung dalam air dapat menyebabkan korosi pada pipa atau boiler sedangkan kandungan mineral dalam air dapat menimbulkan kerak. Proses deaerasi dapat dilakukan dengan cara fisis maupun kimia.

Deaerasi fisis dilakukan dengan *steam* dari boiler sebagai *stripping agent* untuk meningkatkan suhu cairan. Peningkatan suhu mengakibatkan kelarutan O_2 dalam air menurun sehingga O_2 akan terlepas dari BFW. Deaerasi kimia dilakukan dengan menambahkan zat kimia berupa *hydrazine* (N_2H_4) untuk menghilangkan oksigen yang terkandung dalam air dengan persamaan reaksi sebagai berikut (Sharif et al., 2022)

$$N_2H_4 + O_2 \rightarrow N_2 + 2H_2O$$

Selain itu, dalam dearasi kimia juga digunakan Na_2HPO_4 sebagai *phosphate treatment agent* yang berfungsi untuk mengontrol pH dan membentuk *sludge* dengan mengikat mineral yang masih terkandung.

h. Boiler

Boiler adalah alat untuk menghasilkan *steam*. *Steam* akan digunakan untuk pemanas pada alat pabrik selama proses produksi. Proses yang terjadi di dalam boiler adalah air yang keluar dari deaerator akan dipanaskan pada tekanan dan suhu tertentu menggunakan bahan bakar.

Selama pengoperasian boiler, air yang diuapkan akan meninggalkan zat padat terlarut (*Total Dissolved Solids*/TDS) yang lama-kelamaan akan terkonsentrasi di dalam sistem boiler. Jika konsentrasi TDS dan *suspended solids* terlalu tinggi, dapat menyebabkan pembentukan endapan dan kerak yang berpotensi menyebabkan *fouling* pada boiler. Untuk mencegah hal tersebut, dilakukan proses *blowdown*.

i. *Cooling Tower*

Cooling tower berfungsi mendinginkan air pendingin yang telah menyerap panas dari proses produksi sebelum dipakai kembali. Proses pendinginan terjadi melalui penguapan sebagian kecil air saat bersentuhan dengan aliran udara. Pada sistem *cooling tower* yang digunakan dalam perancangan pabrik ini, dipilih tipe *induced draft cooling tower.*

Air panas dari proses dialirkan ke bagian atas *cooling tower* melalui distributor *nozzle*, lalu jatuh ke bawah melewati media pengisi (*fill pack*) yang memperluas area kontak antara air dan udara. Kipas (*fan*) dipasang di bagian atas cooling tower untuk menarik udara dari bawah ke atas (*induced draft*). Saat air jatuh, terjadi kontak langsung antara air dan udara, sehingga sebagian panas hilang melalui perpindahan sensibel dan sebagian lagi melalui evaporasi. Suhu air yang telah melalui proses pendinginan akan turun menjadi 30°C.

5.1.4. Spesifikasi Alat Utilitas

a. Alat Pengolahan Air

1) *Screener*

Fungsi	:	Menyaring benda-benda kasar terapung atau melayang di air agar tidak terbawa ke dalam unit pengolahan
Jenis	:	*Bar Screen (Coarse Screen)*
Material	:	*Stainless Steel SS304*
Luas Penampang	:	46,237 m^2
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp2.258.721.304,21

2) Kolam Ekualisasi

Fungsi	:	Menyeimbangkan fluktuasi debit aliran air laut masuk, menstabilkan parameter kualitas air (TSS, suhu, dan salinitas), dan menyediakan cadangan air jika terjadi gangguan pada *intake*
Jenis	:	Bak Beton Persegi Panjang
Material	:	Beton Bertulang (*Reinforced Concrete*)
Waktu Tinggal	:	6 jam

Kondisi Operasi :

a. Suhu : 30 ^{o}C

b. Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

a. Volume : 280,29 m^3

b. Luas Permukaan : 93,43 m^2

c. Panjang : 13,67 m

d. Lebar : 6,835 m

Jumlah : 1

Harga : Rp828.852.513,37

3) *Pre-mix tank*

Fungsi : Penyesuaian pH, dengan Na_2CO_3 agar koagulan bekerja optimal dan koagulasi awal dengan $Al_2(SO_4)_3$ untuk membentuk flok partikel agar mudah dipisahkan

Jenis : *Stirred Tank* dengan *Torispherical Head*

Material : *Carbon Steel* SA 283 *grade* C

Kondisi Operasi :

a. Suhu : 30 ^{o}C

b. Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Konstruksi :

a. Volume : 8,462 m^3

b. Tinggi cairan : 1,6568 m

c. Tinggi total : 3,0467 m

Shell :

a. Tinggi : 2,2090 m

b. Tebal : 0,1875 in

c. Diameter (ID) : 2,2090 m

Head

a. Bentuk : *Torispherical*

b. Tinggi : 0,4188 m

c. Tebal : 0,3125 in

Pengaduk

a. Jenis : *Flat Six-Blade Turbine with Disk*

b. Jumlah : 1

c. Diameter : 0,4970 m

d. Kecepatan : 95,4209 rpm

e. Daya : 7,5 hp

f. Jumlah *baffle* : 4

g. Jarak Pengaduk : 0,5523 m

h. Lebar *baffle* : 0,1381 m

Jumlah : 1

Harga : Rp742.431.872,17

4) *Clarifier*

Fungsi : Mengendapkan padatan tersuspensi dan flok hasil koagulasi-flokulasi (dengan $Al_2(SO_4)_3$) dari *premix tank*

Jenis : Bak Silinder Tegak dengan Bentuk Bawah Kerucut

Material : Beton Bertulang (*Reinforced Concrete*)

Waktu Tinggal : 2 jam

Kondisi Operasi :

a. Suhu : 30 ^{o}C

b. Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

a. Volume : 77,858 m^3

b. Luas Permukaan : 25,953 m^2

c. Diameter : 4,643 m

d. Kedalaman : 5,267 m

Jumlah : 1

Harga : Rp524.416.163,67

5) *Sand Filter*

Fungsi : Menyaring partikel halus, sisa flok, dan padatan tersuspensi yang masih lolos dari *clarifier* dan menurunkan *turbidity* hingga <5 NTU (*Nephelometric Turbidity Unit*)/tingkat kekeruhan air

Jenis	:	*Pressure Sand Filter* (Vertikal)
Material	:	*Stainless Steel* SS304
Kondisi Operasi	:	
a. Suhu	:	30 ^{o}C
b. Tekanan	:	3 atm
Spesifikasi	:	
a. Diameter	:	1,562 m
b. Tinggi Tumpukan	:	2,187 m
c. Tinggi *Vessel*	:	3,125 m
a. Luas Filtrasi	:	4,881 m^2
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp1.217.745.398,79

6) *Carbon Filter*

Fungsi	:	Menyerap residu klorin bebas (*chlorine residual*) yang dapat merusak membran RO, menyerap senyawa organik terlarut, dan meningkatkan kualitas sensorik dan kimia air

Jenis	:	*Pressure Vessel Carbon Filter* (Vertikal)
Material	:	*Stainless Steel* SS304
Kondisi Operasi	:	
a. Suhu	:	30 ^{o}C
b. Tekanan	:	3 atm
Spesifikasi	:	
b. Diameter	:	2,801 m
c. Tinggi Tumpukan	:	1,3 m
d. Tinggi *Vessel*	:	2,70 m
e. Luas Filtrasi	:	6,164 m^2
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp1.347.376.360,60

7) *Sea Water Reverse Osmosis* (SWRO)

Fungsi	:	Mengolah air laut menjadi air bersih yang memiliki TDS rendah dengan cara memisahkan garam dan kontaminan lainnya melalui membran semipermeabel

Material : *Stainless Steel* SS316L

Kondisi Operasi :

a. Suhu : 30 ^{o}C

b. Tekanan : 55 atm

Spesifikasi :

a. Jumlah Membran : 6

b. Jumlah Train : 1

c. Permeate : 16,268 m^3/jam

d. Brine : 19,883 m^3/jam

Jumlah : 1

Harga : Rp7.956.237.768,28

8) *Brackish Water Reverse Osmosis* (BWRO)

Fungsi : Meningkatkan kemurnian air *permeate* dari SWRO dengan menghilangkan sisa-sisa TDS dan kontaminan lainnya dan menghasilkan air *ultrapure* atau demineralisasi untuk air umpan boiler (pembangkit uap)

Material : *Stainless Steel* SS316L

Kondisi Operasi :

c. Suhu : 30 ^{o}C

d. Tekanan : 17 atm

Spesifikasi :

e. Jumlah Membran : 2

f. Jumlah Train : 1

g. Permeate : 13,0143 m^3/jam

h. Brine : 3,2535 m^3/jam

Jumlah : 1

Harga : Rp4.882.930.810,28

9) *Hot Basin*

Fungsi : Menampung sementara air panas dari proses sebelum dialirkan ke *cooling tower*

Jenis : Bak Beton Persegi Panjang

Material : Beton Bertulang (*Reinforced Concrete*)

Waktu Tinggal : 5 menit

Kondisi Operasi :

a. Suhu : 60 ^{o}C

b. Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

a. Volume : 22,485 m^3

b. Luas Permukaan : 7,495 m^2

c. Panjang : 4,742 m

d. Lebar : 2,371 m

e. Tinggi : 2 m

Jumlah : 1

Harga : Rp329.969.720,96

10) *Cold Basin*

Fungsi : Menampung air dingin hasil kondensasi dari cooling tower dan menerima *make up water* dari tangki *desalinated water* untuk menggantikan air yang hilang karena evaporasi,

blowdown, dan *drift loss*

Jenis	:	Bak Beton Persegi Panjang
Material	:	Beton Bertulang (*Reinforced Concrete*)
Waktu Tinggal	:	10 menit
Kondisi Operasi	:	
c. Suhu	:	30 ºC
d. Tekanan	:	1 atm
Spesifikasi	:	
a. Volume	:	44,97 m^3
b. Luas Permukaan	:	14,989 m^2
c. Panjang	:	5,998 m
d. Lebar	:	2,999 m
e. Tinggi	:	2,5 m
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp422.282.678,61

11) *Cooling Tower*

Fungsi	:	Mendinginkan kembali air pendingin dari alat proses yang semula memiliki suhu 60 ^oC menjadi 30 ^oC
Jenis	:	*Induced Draft Cooling Tower*
Material	:	*Stainless Steel* SA 283 *Grade* C
Make up Water	:	7698,8481 kg/jam
Kondisi Operasi	:	
a. Suhu	:	60 ^oC
b. Tekanan	:	1 atm
Spesifikasi	:	
a. Luas Penampang	:	66,316 m^2
b. Tinggi *Packing*	:	8,4766 m
c. Kapasitas *Fan*	:	729.161,2042 m^2/jam
d. Daya	:	40 hp
Harga	:	Rp1.748.053.878,91

12) *Kation Exchanger*

Fungsi	:	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion positif
Jenis	:	Tangki Silinder Tegak
Material	:	*Carbon Steel* SA 283 *Grade* C
Volume Resin	:	80391,269 m^3
Regenerasi H_2SO_4	:	2,699 kg/minggu
Kondisi Operasi	:	
a. Suhu	:	30 ^oC
b. Tekanan	:	1 atm
Spesifikasi	:	
a. Diameter	:	1,055 m
b. Volume Tangki	:	1,844 m^3
c. Tebal Shell	:	0,1875 in
d. Tinggi	:	1,055 m
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp383.000.568,97

13) ***Anion Exchanger***

Fungsi	:	Menghilangkan kadar mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion negatif
Jenis	:	Tangki Silinder Tegak
Material	:	*Carbon Steel* SA 283 *Grade* C
Volume Resin	:	6,533 m^3
Regenerasi NaOH	:	0,1460 kg/jam
Kondisi Operasi	:	
a. Suhu	:	30 ^oC
b. Tekanan	:	1 atm
Spesifikasi	:	
a. Diameter	:	1,608 m
b. Volume Tangki	:	9,013 m^3
c. Tebal Shell	:	0,1875 in
d. Tinggi	:	1,608 m
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp530.308.480,12

14) Deaerator

Fungsi	:	Menghilangkan gas-gas terlarut (terutama O_2 dan CO_2) dari air boiler dan meningkatkan suhu air mendekati suhu saturasi, sehingga beban termal boiler berkurang
Jenis	:	*Spray Cum Tray*
Material	:	*Carbon Steel* SA 283 *Grade* C
Volume Tangki	:	42,503 m^3
Kondisi Operasi	:	
a. Suhu	:	90 ^oC
b. Tekanan	:	1 atm
Spesifikasi	:	
a. Diameter	:	3,003 m
b. Kebutuhan *Steam*	:	3450,594 kg/jam
c. Kebutuhan *Hydrazine*	:	0,3074 kg/jam
d. Kebutuhan Na_2HPO_4	:	18,4425 kg/jam

e. Tipe bahan isian : *Rashing ring ceramic*

Jumlah : 1

Harga : Rp270.064.503,76

a. Alat Penyimpanan

Tabel 5.5 Spesifikasi tangki utilitas

Tangki	TPU-01	TPU-02	TPU-03	TPU-04
Fungsi Peruntukan Alat	Menstabilkan aliran dan tekanan air sebelum didistribusikan ke unit-unit proses	Menyediakan pasokan air darurat untuk sistem pemadam kebakaran	Menyimpan air bersih dari tangki *desalinated water* yang akan digunakan untuk keperluan umum	Penampung sementara air hasil deaerator sebelum dipompa ke boiler
Lama Penyimpanan	6 jam	1 jam	1 jam	1 jam
Fasa	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1	1	1
Jenis Tangki	Silinder *vertical*	Silinder *vertical*	Silinder *vertical*	Silinder *vertical*
Kondisi Operasi	Suhu : 30°C	Suhu : 30°C	Suhu : 30°C	Suhu (°C) : 90°C
	Tekanan (atm) : 1 atm	Tekanan : 1 atm	Tekanan (atm) : 1 atm	Tekanan : 1 atm
Spesifikasi	Bahan Konstruksi : *Carbon Steel* SA 283 *Grade* C	Bahan Konstruksi : *Carbon Steel* SA 283 *Grade* C	Bahan Konstruksi : *Carbon Steel* SA 283 *Grade* C	Bahan Konstruksi : *Carbon Steel* SA 283 *Grade* C

	Volume Tangki : 93,65 m^3 Diameter : 4,572 m Tinggi : 7,3152 m Jumlah Course : 4 Tebal Shell (in) : 0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875	Volume Tangki : 136,275 m^3 Diameter : 4,572 m Tinggi : 9,144 m Jumlah Course : 5 Tebal Shell (in) : 0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875	Volume Tangki : 3,986 m^3 Diameter : 4,572 m Tinggi : 1,8288 m Jumlah Course : 1 Tebal Shell (in) : 0,1875	Volume Tangki : 38,1922 m^3 Diameter : 3,048 m Tinggi : 5,4864 m Jumlah Course : 3 Tebal Shell (in) : 0,1875; 0,1875; 0,1875
Head & Bottom	*Conical Roof* Tebal Head : 0,3125 in *Flat Bottom* Tebal Bottom : 0,1875 in	*Conical Roof* Tebal Head : 0,375 in *Flat Bottom* Tebal Bottom : 0,1875 in	*Conical Roof* Tebal Head : 0,25 in *Flat Bottom* Tebal Bottom : 0,1875 in	*Conical Roof* Tebal Head : 0,25 in *Flat Bottom* Tebal Bottom : 0,1875 in
Jumlah	1	1	1	1
Harga (Rupiah)	Rp887.775.677,83	Rp1.027.227.167,05	Rp386.928.779,94	Rp850.457.673,67

b. Alat Transportasi

Tabel 5.6 Spesifikasi pompa (bagian 1)

Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan air yang telah melalui proses screening ke unit pengolahan	Mengalirkan air baku dari kolam ekualisasi menuju *premix tank*	Mengalirkan air baku dari *clarifier* ke *sand filter*	Mengalirkan air baku dari *sand filter* ke *carbon filter*
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP
Kapasitas	45,67 m^3/jam	45,67 m^3/jam	43,39 m^3/jam	43,39 m^3/jam
Pump Head	10,6452 m	11,2700 m	8,7986 m	5,9916 m
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*
Motor Power – Daya Motor	7.457 Watt	11.185,5 Watt	11.185,5 Watt	11.185,5 Watt
Material Construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp123.738.645,36	Rp123.738.645,36	Rp123.738.645,36	Rp123.738.645,36

Tabel 5.7 Spesifikasi pompa (bagian 2)

Kode	**PU-05**	**PU-06**	**PU-07**	**PU-08**
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan air baku dari *carbon filter* ke unit SWRO	Mengalirkan air baku dari unit SWRO ke unit BWRO	Mengalirkan air baku dari tangki *desalinated water* ke tangki pemadaman	Mengalirkan air baku dari tangki *desalinated water* ke tangki sanitasi
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP
Kapasitas	43,39 m^3/jam	19,52 m^3/jam	0,80 m^3/jam	3,99 m^3/jam
Pump Head	9,0282 m	5,4621 m	6,9542 m	4,8711 m
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*
Motor Power* – *Daya Motor	11.185,5 Watt	5.592,75 Watt	559,275 Watt	3.728,5 Watt
Material Construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp123.738.645,36	Rp96.241.168,61	Rp62.851.375,42	Rp62.851.375,42

Tabel 5.8 Spesifikasi pompa (bagian 3)

Kode	PU-09	PU-10	PU-11	PU-12
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan air pendingin *make up* ke *cold basin*	Mengalirkan air dari *hot basin* ke *cooling tower*	Mengalirkan air dari bak penampung *cooling tower* ke *cold basin*	Mengalirkan air dari *cold basin* ke unit proses
Viskositas	0,8150 cP	0,4672 cP	0,8150 cP	0,8150 cP
Kapasitas	9,03 m^3/jam	325,47 m^3/jam	307,51 m^3/jam	316,54 m^3/jam
Pump Head	3,6248 m	16,4385 m	12,8001 m	5,9916 m
Suhu Fluida	30°C	60°C	30°C	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*
Motor Power – Daya Motor	5.592,75 Watt	44.742 Watt	29.828 Watt	29.828 Watt
Material Construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp62.851.375,42	Rp225.872.130,42	Rp225.872.130,42	Rp225.872.130,42

Tabel 5.9 Spesifikasi pompa (bagian 4)

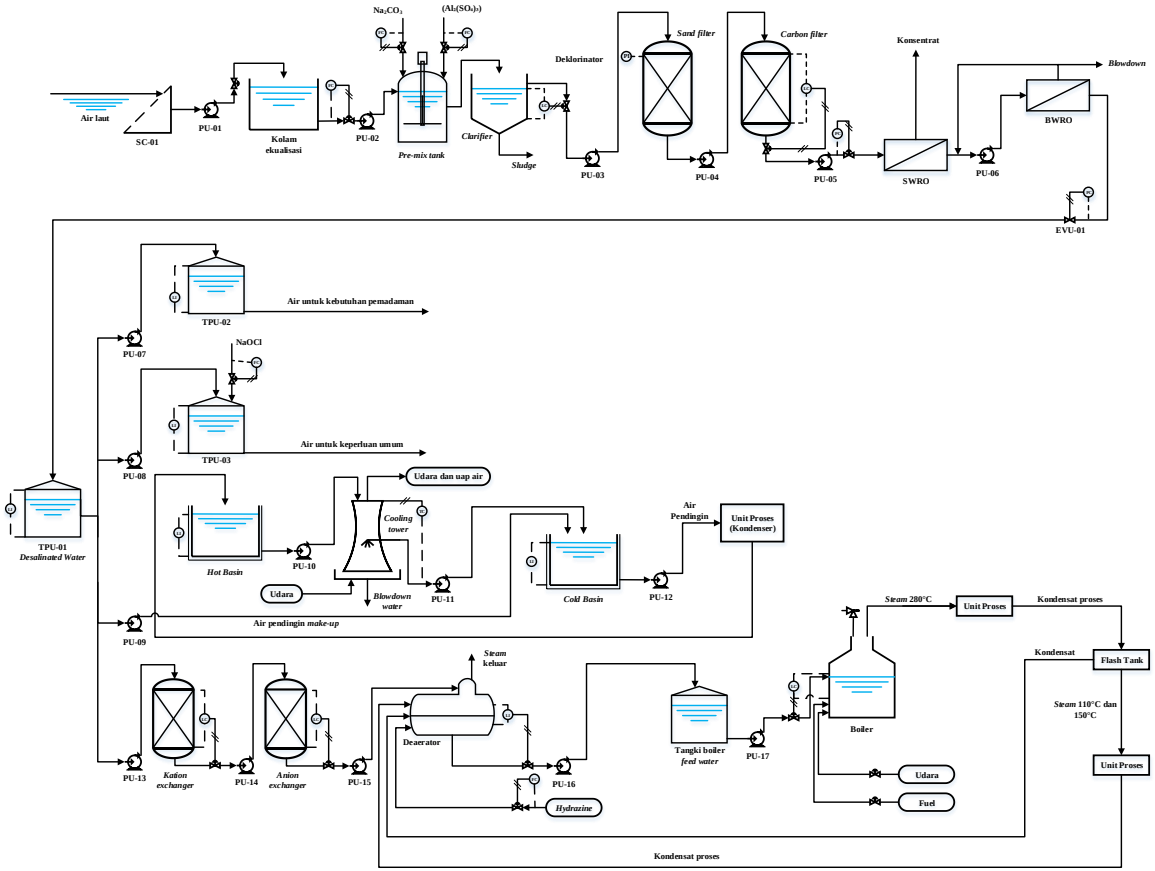
Kode	**PU-13**	**PU-14**	**PU-15**	**PU-16**
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan air dari tangki *desalinated water* ke *cation exchanger*	Mengalirkan air dari *cation exchanger* ke *anion exchanger*	Mengalirkan air dari *anion exchanger* ke deaerator	Mengalirkan air dari deaerator ke tangki *boiler feed water*
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP	0,3112 cP
Kapasitas	1,80 m^3/jam	1,80 m^3/jam	1,80 m^3/jam	38,20 m^3/jam
Pump Head	10,3993 m	9,8475 m	9,6271 m	9,2083 m
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C	90°C
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*
Motor Power – Daya Motor	559,275 Watt	745,7 Watt	745,7 Watt	5.592,75 Watt
Material Construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp123.738.645,36	Rp225.872.130,42	Rp225.872.130,42	Rp123.738.645,36

Tabel 5.10 Spesifikasi pompa (bagian 5)

Kode	**PU-17**
Fungsi peruntukan alat	Mengalirkan air dari tangki *boiler feed water* ke boiler
Viskositas	0,3112 cP
Kapasitas	36,29 m^3/jam
Pump Head	10,5717 m
Suhu Fluida	90°C
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal *Single Stage*
Motor Power – Daya Motor	5.592,75 Watt
Material Construction	*Commercial steel*
Harga	Rp123.738.645,36

5.1.5. Diagram Unit Pengolahan Air

DIAGRAM UNIT PENGOLAHAN AIR
PABRIK ETILEN DARI ETANOL
KAPASITAS 330.000 TON/TAHUN



KETERANGAN GAMBAR		
→⫽	:	*Pressure relief valve (string)*
– – – – –	:	Sinyal elektrik
——⫽——	:	Sinyal pneumatik

KETERANGAN INSTRUMEN		
FC	:	*Flow Controller*
PC	:	*Pressure Controller*
TC	:	*Temperature Controller*
LC	:	*Level Controller*
RC	:	*Ratio Controller*
LI	:	*Level Indicator*
PI	:	*Pressure Indicator*

Gambar 5.1 Diagram unit pengolahan air

5.2. Unit Pembangkit *Steam*

Unit pembangkit *steam* berfungsi untuk memenuhi kebutuhan steam (uap air) dalam proses produksi etilen. *Steam* yang dihasilkan berperan penting sebagai media pemanas dalam berbagai peralatan proses, seperti reaktor, kolom distilasi, dan *heat exchanger*. Dalam pabrik ini, *steam* utama yang dibangkitkan adalah *steam saturated* pada suhu 280°C dan tekanan sekitar 63 bar, dengan total kapasitas 23.360,0208 kg/jam.

Tabel 5.11 Kebutuhan *steam*

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heater	HE-01	19222,05
Reaktor	R-01	244,634
TOTAL		**19466,684**

Steam ini digunakan sebagai sumber panas utama pada unit dehidrasi etanol hingga menjadi etilen, serta didaur ulang untuk digunakan kembali pada suhu lebih rendah (110°C dan 150°C) di berbagai unit penukar panas lainnya. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan efisiensi energi dan mengurangi konsumsi bahan bakar.

Berikut adalah data teknis dari *boiler* yang digunakan untuk membangkitkan *steam saturated* tersebut:

Tabel 5.12 Spesifikasi teknis boiler

Parameter	Nilai
Tipe *Steam*	*Saturated Steam*
Suhu *Steam*	280°C
Tekanan *Steam*	63 bar
Kapasitas Produksi *Steam*	23.360,0208 kg/jam

Tabel 5.12 Spesifikasi teknis boiler (lanjutan)

Parameter	Nilai
Kebutuhan Kalor Total	47.587.866,37 kJ/jam
Harga *Boiler*	Rp15.496.792.252,37
Diameter Dalam *Shell* (ID)	1,6042 ft
Baffle Spacing	0,3208 ft
Jumlah *Shell Pass*	1
Jumlah *Tube Pass*	1
Jumlah *Tube*	262
Panjang *Tube*	20 feet
Diameter Luar *Tube* (OD)	¾ inch
BWG (*Tube Thickness*)	16 BWG
Pitch Tube	1 inch, triangular
Luas Permukaan Pemanasan	1.029 ft^2

Sebelum air masuk ke *boiler*, air umpan harus diproses terlebih dahulu untuk menghilangkan zat pengotor seperti ion Ca^{2+}, Mg^{2+}, O_2 terlarut, dan silika. Hal ini telah dibahas pada sub bab sebelumnya terkait unit penyedia air, yang mencakup proses-proses seperti filtrasi, demineralisasi, dan deaerasi.

Untuk meningkatkan efisiensi termal dan memanfaatkan sisa energi steam, pabrik ini menerapkan sistem daur ulang steam. Berikut mekanisme daur ulang yang digunakan:

a. *Steam Saturated* pada suhu 280°C dan tekanan 63 bar digunakan di Heater (HE-01) dan Reaktor (R-01).
b. Setelah melewati alat proses, sebagian energi steam diserap, sehingga steam mengalami kondensasi (menjadi cair).

c. Kondensat ini dialirkan ke *flash tank*, di mana tekanan dan suhu diturunkan.
d. Setelah keluar dari *flash tank*, uap yang memiliki tekanan dan suhu lebih rendah (110°C dan 150°C) dapat digunakan kembali di heat exchanger.
e. Setelah digunakan kembali, uap didaur ulang menuju deaerator, lalu masuk kembali ke sistem sebagai air umpan boiler, membentuk siklus tertutup.

5.3. Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik berfungsi untuk memastikan pasokan energi listrik yang kontinu, stabil, dan mencukupi bagi seluruh aktivitas di pabrik etilen dari etanol. Energi listrik sangat krusial untuk menunjang operasi peralatan proses utama, sistem kontrol otomatis, unit-unit utilitas, serta fasilitas pendukung seperti penerangan, kantor, laboratorium, dan perumahan karyawan shift.

Pasokan utama listrik pabrik diperoleh dari PLN (Perusahaan Listrik Negara), melalui anak usahanya Indonesia Power yang bertanggung jawab menyediakan pasokan energi ke kawasan industri di sekitar lokasi pabrik. Di wilayah Cilegon, pasokan listrik langsung dilayani oleh PLN ULP Cilegon yang beralamat di Jl. Ahmad Yani No. 57, Cilegon, Banten. Selain itu, suplai energi listrik kawasan ini juga diperkuat oleh unit pembangkit besar milik Indonesia Power, seperti:

a. PLTGU Cilegon (Pembangkit Listrik Tenaga Gas dan Uap) di Jl. Raya Bojonegara - Salira, Desa Margasari, Kecamatan Puloampel, Kabupaten Serang, Banten, dengan kapasitas terpasang 740 MW, yang terintegrasi dalam sistem jaringan 150 kV.
b. UBP Suralaya (Unit Bisnis Pembangkitan) yang mengelola PLTU skala besar di wilayah Merak, Banten, beralamat di Jl. Raya PLTU Suralaya, Merak, Banten 42439, dengan kapasitas total 3.400 MW.

Namun, untuk menjamin kontinuitas operasional dan mengantisipasi potensi gangguan dari pasokan eksternal, pabrik juga dilengkapi dengan unit generator cadangan yang dapat secara otomatis menyuplai listrik apabila terjadi pemadaman dari PLN. Generator ini menggunakan bahan bakar solar dan dirancang dengan kapasitas yang cukup besar untuk menjamin kelangsungan operasional pabrik secara penuh.

Generator yang digunakan dalam pabrik ini menggunakan bahan bakar solar CN53 dan memiliki kapasitas 1275,59 kW, dengan efisiensi kinerja atau *health level* sekitar 99%. Kapasitas ini dirancang lebih besar dari kebutuhan listrik utama (1262,8389 kW) untuk mengakomodasi *overdesign* dan memastikan keandalan saat kondisi darurat.

Tabel 5.13 Spesifikasi teknis generator

Parameter	Nilai
Kapasitas Generator	729,44 kW
Efisiensi	99%
Jenis Bahan Bakar	Solar CN 53
Kebutuhan Listrik Pabrik	722,1456 kW
Sumber Listrik Utama	PLN (Indonesia Power)
Sumber Listrik Cadangan	Generator Diesel

Kebutuhan listrik di pabrik dibagi ke dalam enam kategori utama :

a. Kebutuhan Proses dan Utilitas

Meliputi seluruh peralatan proses utama dan utilitas seperti pompa, kompresor, sistem pemanas, dan peralatan lainnya. Kebutuhan ini sudah termasuk overdesign sebesar 10% dari total daya alat proses dan utilitas, yaitu 734,2660 kW.

Berikut merupakan rincian untuk kebutuhan listrik pabrik *power plant* diantaranya sebagai berikut :

b. Kebutuhan untuk Peralatan Proses

Tabel 5.14 Kebutuhan listrik alat proses

No.	Alat	hp	Watt	kW
1	*Mixer* (M-01)	0,1	93	0,1
2	Pompa (P-01)	5	3730	4
3	Pompa (P-02)	5	3730	4
4	Pompa (P-03)	3	2238	2
5	Pompa (P-04)	30	22380	22
6	Pompa (P-05)	2	1492	1
7	Pompa (P-06)	5	3730	4
8	Pompa (P-07)	0,3	249	0,2
9	Pompa (P-08)	3	2238	2
10	Pompa (P-09)	5	3730	4
11	Kompresor (CP-01)	125	93250	93
12	*Blower* (B-01)	3	2238	2
13	*Blower* (B-02)	5	3730	4
14	*Blower* (B-03)	2	1492	1
Total		**193**	**144320**	**144**

c. Kebutuhan untuk Peralatan Utilitas

Tabel 5.15 Kebutuhan listrik alat utilitas

No.	Alat	hp	Watt	kW
1	Pompa Utilitas (PU-01)	15	11190	11,19
2	Pompa Utilitas (PU-02)	15	11190	11,19
3	Pompa Utilitas (PU-03)	15	11190	11,19
4	Pompa Utilitas (PU-04)	15	11190	11,19
5	Pompa Utilitas (PU-05)	15	11190	11,19

Tabel 5.15 Kebutuhan listrik alat utilitas (lanjutan)

No.	Alat	hp	Watt	kW
6	Pompa Utilitas (PU-06)	7,5	5595	5,595
7	Pompa Utilitas (PU-07)	0,75	559,5	0,5595
8	Pompa Utilitas (PU-08)	5	3730	3,73
9	Pompa Utilitas (PU-09)	7,5	5595	5,595
10	Pompa Utilitas (PU-10)	60	44760	44,76
11	Pompa Utilitas (PU-11)	40	29840	29,84
12	Pompa Utilitas (PU-12)	40	29840	29,84
13	Pompa Utilitas (PU-13)	0,75	559,5	0,5595
14	Pompa Utilitas (PU-14)	1	746	0,746
15	Pompa Utilitas (PU-15)	1	746	0,746
16	Pompa Utilitas (PU-16)	7,5	5595	5,595
17	Pompa Utilitas (PU-17)	7,5	5595	5,595
18	*Cooling Tower*	40	29840	29,84
19	*Pre-Mix Tank*	7,5	5595	5,595
20	Kompresor Udara Tekan	1	746	0,746
	Total	**302**	**225292**	**225,292**

d. Kebutuhan Sistem Kendali dan Otomasi

Meliputi DCS (*Distributed Control System*), PLC, HMI, dan sensor-sensor proses lainnya. Total kebutuhan ini diperkirakan sebesar 25% dari kebutuhan listrik *power plant*, yaitu 101,6433 kW.

e. Kebutuhan Penerangan

Mencakup pencahayaan di area produksi, , perkantoran, jalan, serta fasilitas umum. Besarnya 15% dari listrik *power plant*, yaitu 60,9860 kW.

f. Kebutuhan Kantor dan Elektronik

Meliputi AC, komputer, *printer*, dan peralatan elektronik kantor lainnya. Kebutuhannya sekitar 10% dari *power plant*, yaitu 40,6573 kW.

g. Kebutuhan Laboratorium dan Bengkel

Melibatkan alat-alat laboratorium (GC, spektrofotometer, dll.) serta peralatan bengkel seperti bor, gerinda, dan pendingin udara. Besarnya 15% dari kebutuhan listrik power plant, yaitu 60,9860 kW.

h. Kebutuhan Perumahan Karyawan

Untuk operator, teknisi, *security*, dan *supervisor* yang tinggal di rumah dinas (mesh). Terdapat 57 rumah dengan konsumsi listrik per rumah sekitar 900 W, sehingga total kebutuhan listrik untuk perumahan adalah 51,3 kW.

Dengan sistem suplai listrik utama dan cadangan yang terencana, kebutuhan energi pabrik dapat terpenuhi secara stabil dan berkelanjutan. Rincian total kebutuhan listrik disajikan dalam tabel berikut:

Tabel 5.16 Total kebutuhan listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	*Power Plant*	406,5731
2	Alat Kontrol	101,6433
3	Penerangan	60,9860
4	Peralatan Kantor	40,6573
5	Bengkel, Laboratorium	60,9860
6	Perumahan	51,3000
Total		**722,1456**

5.4. Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan berfungsi untuk menyediakan suplai udara bertekanan yang digunakan sebagai penggerak berbagai sistem kontrol dan instrumen pneumatik di pabrik. Sistem kontrol ini sangat penting dalam menjaga kestabilan dan keandalan operasi proses, seperti menggerakkan valve, aktuator, dan sistem kontrol otomatis lainnya yang bekerja dengan tekanan udara. Kebutuhan udara tekan untuk 23 alat kontrol proses dan 15 alat kontrol utilitas adalah sebesar 71,0266 m^3/jam

Udara dari lingkungan diambil dan dikompresi hingga tekanan sebesar 4 bar menggunakan kompresor multi-stage. Karena udara yang diambil dari lingkungan mengandung uap air yang dapat merusak sistem pneumatik, maka udara yang telah dikompresi diarahkan ke tangki silika untuk menyerap kelembapan menggunakan media silika gel. Setelah itu, udara kering disalurkan ke dalam tangki udara tekan. Tangki ini berfungsi sebagai penampungan cadangan agar sistem kontrol dapat menerima udara tekan secara real-time tanpa harus menunggu proses kompresi terlebih dahulu.

Tabel 5.17 Spesifikasi kompresor udara tekan

Parameter	Nilai
Jenis	Kompresor Sentrifugal Multistage
Kapasitas Volumetrik	22,5705 m^3/jam (13,2850 ft^3/min)
Suction Temperature	30°C
Discharge Temperature	176,95°C
Suction Pressure	1 atm
Discharge Pressure	4 atm
Rasio Tekanan	04:01

Tabel 5.17 Spesifikasi kompresor udara tekan (lanjutan)

Parameter	Nilai
Rasio Tekanan	04:01
Material Konstruksi	*Commercial Steel*
Efisiensi	87%
Daya Aktual	1 HP (≈ 745,7 W)
Harga	Rp39.282.109,64

Tabel 5.18 Spesifikasi tangki silika

Parameter	Nilai
Jenis Tangki	Silinder Vertikal (Head Spherical)
Diameter	0,9754 m
Tinggi	1,9508 m
Kapasitas Silika Gel	0,4 g air / g silika
Kebutuhan Silika Gel	4,3167 kg/jam
Harga	Rp70.707.797,35

Tabel 5.19 Spesifikasi tangki udara tekan

Parameter	Nilai
Jenis Tangki	Silinder Horizontal
Volume Penyimpanan (10 menit)	2,7924 m^3
Diameter	1,0584 m
Panjang	3,1753 m
Harga	Rp121.774.539,88

5.5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menjamin ketersediaan bahan bakar bagi peralatan yang memerlukannya dalam operasional pabrik etilen dari etanol. Dalam sistem ini, bahan bakar digunakan oleh dua unit utama, yaitu boiler sebagai penghasil steam, dan generator sebagai sumber listrik cadangan saat suplai utama dari PLN terganggu.

Bahan bakar yang digunakan adalah solar CN53 (*Cetane Number* 53), yang dipilih karena memiliki waktu start-up yang cepat, efisiensi pembakaran tinggi, stabil terhadap fluktuasi suhu, serta menghasilkan emisi karbon hitam (*black smoke*) yang lebih rendah. Karakteristik ini menjadikan solar CN53 cocok untuk proses industri dengan kebutuhan pembakaran yang handal dan efisien.

Dua unit pengguna bahan bakar memerlukan suplai sebagai berikut:

Tabel 5.20 Total konsumsi bahan bakar

Unit Pengguna	Konsumsi Solar CN53 (kg/jam)
Boiler	1126,513
Generator	62,7909
Total	**1189,3043**

Untuk menjamin suplai yang stabil, dirancang tangki silinder tegak dengan kapasitas penyimpanan bahan bakar selama 2 hari operasi, karena pasokan solar CN53 di wilayah Cilegon relatif mudah diakses. Tangki ini memiliki dimensi:

Tabel 5.21 Dimensi tangki penyimpanan bahan bakar

Parameter	Nilai
Diameter Tangki	5,3600 m
Tinggi Tangki	5,3600 m
Tipe Tangki	Silinder Vertikal
Harga Estimasi	Rp367.287.725,12

5.6. Unit Pengolahan Limbah

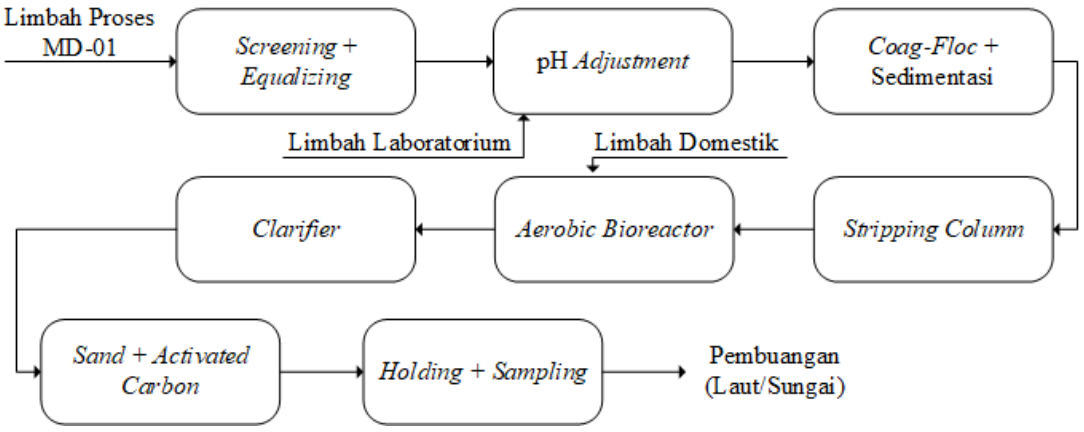
Pengolahan limbah merupakan bagian penting dalam sistem utilitas pabrik etilen dari etanol, mengingat proses ini menghasilkan limbah cair yang mengandung zat pencemar potensial. Limbah utama berasal dari unit pemurnian MD-1, yang menghasilkan aliran cair berupa air sebanyak ±29.000 kg/jam dan etanol sebanyak ±51 kg/jam. Mengingat lokasi pabrik berada di kawasan industri Cilegon yang dekat dengan laut, maka sistem pembuangan limbah wajib memenuhi ketentuan regulasi lingkungan yang berlaku, khususnya dari Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan (KLHK) dan Pemerintah Provinsi Banten.

Limbah cair berasal dari berbagai bagian pabrik, antara lain :

Tabel 5.22 Sumber limbah pabrik

Sumber Limbah	Karakteristik Utama
Proses Produksi (MD-1)	Air dan etanol (29.000 kg/jam air dan 51 kg/jam etanol)
Laboratorium	Bahan kimia reagen, logam berat dalam jejak, pH ekstrem
Domestik (Perkantoran)	Limbah organik, deterjen, *urine*, air bekas cucian
Unit Utilitas	*Backwash filter*, *blowdown boiler*, regenerasi resin

Pengolahan limbah dirancang dalam dua tahap utama, yaitu pra-pengolahan (*pretreatment)* dan pengolahan lanjutan (*post-treatment*). Pra-pengolahan ditujukan untuk memisahkan senyawa yang mudah menguap atau berbahaya sejak awal (seperti etanol), sedangkan tahap lanjutan berfungsi menurunkan parameter pencemar (BOD, COD, TSS, dsb.) hingga memenuhi baku mutu air limbah industri.



Gambar 5.2 Diagram alir pengolahan limbah

Secara umum, sistem pengolahan terdiri dari kombinasi unit fisik, kimia, dan biologi yang dirancang berurutan dan saling mendukung. Selain pembuangan ke lingkungan yang telah sesuai baku mutu, sistem ini juga membuka peluang pemanfaatan kembali (*reuse*) air hasil olahan untuk keperluan internal pabrik, seperti *make-up cooling tower*, kebersihan area, dan proses regenerasi *unit water treatment.*

Tabel 5.23 Rangkuman unit operasi pengolahan limbah

Unit Operasi	Fungsi Utama
Screening + *Equalization*	Stabilisasi debit dan penyaringan kasar
pH *Adjustment*	Netralisasi limbah dari laboratorium
Coag-Floc + Sedimentasi	Menghilangkan TSS dan logam berat

Tabel 5.23 Rangkuman unit operasi pengolahan limbah (lanjutan)

Unit Operasi	Fungsi Utama
Stripping Column	Menghilangkan etanol volatile untuk di-*recover*
Aerobic Treatment	Mengurangi BOD dan COD
Clarifier + *Sludge Bed*	Pemrosesan dan pengeringan lumpur biologis
Sand + *Carbon Filter*	*Polishing* akhir untuk warna dan bau
Holding Tank + *Sampling*	Penyimpanan sebelum *discharge* atau *reuse*

Dalam merancang unit pengolahan limbah cair pabrik etilen dari etanol, perlu memperhatikan regulasi lingkungan yang ditetapkan oleh pemerintah Indonesia. Acuan utama dalam menentukan kualitas air limbah yang boleh dibuang ke lingkungan adalah:

a. Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia No. P.68/MENLHK/SETJEN/KUM.1/8/2016 tentang Baku Mutu Air Limbah Domestik, dan
b. Peraturan Gubernur Banten No. 8 Tahun 2019 tentang baku mutu limbah cair kegiatan industri.

Beberapa hal yang perlu diperhatikan:

Tabel 5.24 Parameter baku mutu utama

Parameter	Satuan	Baku Mutu Maksimum
pH	-	6 – 9
BOD (*Biochemical Oxygen Demand*)	mg/L	75
COD (*Chemical Oxygen Demand*)	mg/L	150
TSS (*Total Suspended Solids*)	mg/L	30

Tabel 5.24 Parameter baku mutu utama (lanjutan)

Parameter	Satuan	Baku Mutu Maksimum
Minyak dan Lemak	mg/L	10
Amonia (NH_3-N)	mg/L	10
Etanol	mg/L	1
Suhu	°C	Maks. 40 °C
Debit maksimum	m^3/hari	Sesuai izin pembuangan

Air hasil pengolahan limbah, apabila telah memenuhi baku mutu yang ditetapkan, memiliki beberapa potensi penggunaan kembali (*reuse*) di dalam pabrik. Pemanfaatan kembali air olahan ini tidak hanya mengurangi beban pencemaran lingkungan, tetapi juga meningkatkan efisiensi air dan mendukung konsep industri berkelanjutan.

Potensi *reuse* yang dapat diterapkan:

a. *Make-Up Water Cooling Tower*

Air hasil olahan yang telah melalui filtrasi akhir dan disinfeksi dapat digunakan sebagai make-up water pendingin menara pendingin. Hal ini mengurangi konsumsi air baku dari PDAM atau air tanah.

b. Air *Flushing* Toilet atau Kebersihan Non-Proses

Untuk keperluan non-kritis seperti flushing toilet, cuci lantai, dan penyiraman taman dalam area perkantoran atau fasilitas umum pabrik.

c. Proses Regenerasi Resin dalam *Water Treatment Plant*

Air dengan kandungan organik yang rendah dapat dimanfaatkan untuk backwash atau regenerasi resin kation/anion di unit demineralisasi, asalkan tidak mengganggu performa resin.

d. Recycled Feedwater (Etanol *Recovery*)

Etanol yang berhasil dipisahkan dari unit stripping column dapat dikumpulkan, ditingkatkan kemurniannya, lalu dikembalikan sebagai recycle feed ke proses utama pembuatan etilen.

Setelah upaya pengelolaan dampak lingkungan dirancang dan ditetapkan, langkah selanjutnya yang tak kalah penting adalah pelaksanaan pemantauan lingkungan secara berkala dan sistematis. Tujuan dari kegiatan pemantauan ini adalah untuk memastikan bahwa seluruh kegiatan operasional pabrik, khususnya yang berkaitan dengan pengelolaan limbah cair dan emisi, berjalan sesuai dengan standar dan tidak menimbulkan pencemaran atau gangguan terhadap lingkungan sekitar.

Setiap parameter dipantau dengan metode yang sesuai standar baku mutu lingkungan yang ditetapkan dalam Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia, serta mengikuti tata cara pengambilan sampel dan analisis laboratorium yang diakui (SNI/ISO). Hasil pemantauan ini akan dilaporkan secara berkala kepada instansi terkait dan menjadi bagian dari laporan lingkungan perusahaan.

Berikut ini disajikan tabel rencana pemantauan lingkungan untuk kegiatan operasional pabrik etilen dari etanol di Cilegon.

Tabel 5.25 Rencana pemantauan lingkungan

Komponen	Parameter	Frekuensi	Metode
Air limbah	pH, BOD, COD, TSS, Etanol	1× per bulan	Sampling dan uji laboratorium
Udara sekitar	Gas buang, bau	1× per kuartal	Detektor gas, sensus

Tabel 5.25 Rencana pemantauan lingkungan (lanjutan)

Komponen	Parameter	Frekuensi	Metode
Sludge IPAL	Kadar logam berat	Saat disposal	Uji karakterisasi limbah B3
Air *reuse*	Warna, bau, total coliform	1× per bulan	Uji mikrobiologi dan sensorik

5.7. Unit Pengolahan *Refrigerant*/*Coolant*

Dalam sistem pendinginan pabrik etilen dari etanol, diperlukan fluida pendingin dengan karakteristik termofisik yang mampu bekerja di rentang suhu ekstrem. Pabrik ini menggunakan dua jenis fluida pendingin utama:

a. R744 (karbon dioksida cair/superkritis) untuk pendinginan suhu rendah: digunakan pada rentang suhu −40°C (masuk) hingga −20°C (keluar).
b. DOWTHERM-A (nama dagang untuk senyawa bifenil) sebagai heat transfer fluid suhu tinggi: digunakan dalam dua jalur temperatur, yakni 40–90°C dan 75–90°C, dengan batas kerja hingga 400°C (750°F).

Setiap jenis fluida pendingin memiliki karakteristik dan perlakuan khusus dalam siklus kerjanya, termasuk proses sirkulasi, pemurnian (*purification*), regenerasi, hingga penanganan kebocoran atau kontaminasi.

5.7.1. Sistem Pengolahan dan Sirkulasi R744 (CO_2)

a. Pre-treatment

Sebelum digunakan, CO_2 dimurnikan dari kandungan air dan oli melalui filter dehidrasi molekular (*molecular sieve*) dan *oil separator* pasca kompresor untuk memisahkan sisa pelumas. Deteksi tekanan dan suhu dikontrol otomatis agar tidak melampaui titik kritis (73.8 bar dan 31.1°C).

b. Proses Pendinginan

R744 digunakan dalam sistem kompresi etilen tertutup (*closed loop*), dengan kompresor, cooler dan kondensor. Suhu masuk −40°C dan keluar dari sistem kondensor pada suhu −20°C. Fluida bersirkulasi tanpa kontak langsung dengan proses (indirect cooling), menjaga kemurniannya.

c. *Post-treatment & Reuse*

Setelah digunakan, R744 kembali ke kondensor. Namun karena proses *reuse* memerlukan waktu, maka diperlukan tambahan R744 sekitar 10% dari kebutuhan utama sebagai buffer agar aliran pendinginan tetap stabil selama siklus daur ulang berlangsung.

Bila terjadi kontaminasi (misalnya dari kebocoran oli atau pelarut), CO_2 diambil dari sistem dan didekompresi, lalu didinginkan dan disaring kembali atau didaur ulang melalui unit reclaiming dengan proses kondensasi dan filtrasi ulang. Kebocoran kecil ditangani dengan detektor kebocoran CO_2 dan *recharge refrigerant* bila perlu (5% loss/tahun).

d. Penanganan Limbah

R744 tidak dikategorikan sebagai limbah B3, namun jika dibuang, harus melalui ventilasi aman ke atmosfer dengan perhitungan difusi CO_2 dan sistem proteksi ruang terbuka.

5.7.2. Sistem Pengolahan DOWTHERM-A (Bifenil)

a. Pre-treatment

Fluida diperiksa kadar kemurniannya (GC-MS untuk deteksi senyawa aromatik lain). Kemudian dowtherm akan dilewatkan ke *carbon bed filter* untuk menyerap kontaminan organik. Setelah itu dipanaskan perlahan (ramping

temperature) agar tidak terjadi polimerisasi dini. *Pre-treatment* dilengkapi deaerator untuk menghindari oksidasi bifenil.

b. Proses Penggunaan

DOWTHERM-A digunakan sebagai *high-temperature liquid coolant* dalam reaktor atau penukar kalor. Dua aliran sirkulasi yaitu, jalur A dengan suhu masuk 40°C dan suhu keluar 90°C. Jalur B dengan suhu masuk 75°C dan suhu keluar 90°.

Sistem menggunakan pompa sirkulasi tertutup dan pemanas eksternal (heater) untuk menjaga suhu.

c. *Post-treatment & Reuse*

DOWTHERM-A didinginkan melalui *heat exchanger* dan disirkulasi kembali. Namun, karena proses *reuse* memerlukan waktu, maka diperlukan tambahan DOWTHERM-A sekitar 10% dari kebutuhan utama sebagai *buffer* agar aliran pendinginan tetap stabil selama siklus daur ulang berlangsung. Secara periodik dilewatkan ke filtrasi suhu tinggi dan sistem *reclaiming*:

1) Distilasi vakum untuk memisahkan senyawa degradasi termal (terutama d*iphenyl oxide*).
2) Carbon polishing → menyerap resin, tar, atau senyawa oksidatif.

Selanjutnya, kandungan bifenil tetap dipantau melalui *loop sampling* setiap minggu. Bila kandungan degradasi >5%, dilakukan *top-up* dengan bifenil baru.

d. Penanganan Limbah

Sisa bifenil atau DOWTHERM-A rusak dikategorikan limbah B3 cair organik aromatik. Disimpan di *drum* berlabel dan dikirim ke pengelola limbah B3 terdaftar (misal: PT Prasadha Pamunah Limbah Industri). Limbah harus disimpan pada suhu terkendali untuk mencegah volatilisasi atau reaksi eksoterm.

Tabel 5.26 Rangkuman unit operasi *refrigerant*/*coolant*

Jenis Fluida	Unit Pre-treatment	Unit Utama	Unit Post-treatment / Reuse	Penanganan Limbah
R744 (CO_2)	*Oil separator*, *dehumidifier filter*	Kompresor, evaporator, kondensor	*Receiver tank*, filter ulang, *reclaiming system*	Ventilasi aman ke atmosfer
DOWTHER M-A (Bifenil)	Filtrasi karbon, deaerator	*Heat exchanger*, pompa, *heater*	Distilasi vakum, *carbon polish*, *reconditioning*	\Pengelola limbah berizin

BAB VI. EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi merupakan bagian penting dalam studi kelayakan suatu proyek pendirian pabrik. Tujuan dari evaluasi ini adalah untuk mengetahui apakah proyek tersebut layak dijalankan dari sisi investasi dan operasional. Dalam konteks pendirian pabrik etilen dari etanol, evaluasi ekonomi diperlukan untuk memastikan bahwa biaya yang dikeluarkan selama masa konstruksi dan operasional akan menghasilkan keuntungan yang memadai bagi investor serta memiliki risiko yang dapat diterima.

Pabrik etilen dari etanol memiliki potensi untuk menghasilkan keuntungan yang tinggi, mengingat etilen adalah salah satu bahan baku utama dalam industri petrokimia, sedangkan etanol merupakan bahan baku terbarukan. Faktor-faktor yang akan ditinjau dalam evaluasi ini mengacu pada metode dari Aries dan Newton, yang meliputi:

a. *Capital Investment*, yang terdiri dari:
    1) *Fixed Capital Investment* (modal tetap)
    2) *Working Capital Investment* (modal kerja)
b. *Manufacturing Cost*, yang terdiri dari:
    1) *Direct Manufacturing Cost* (biaya produksi langsung)
    2) *Indirect Manufacturing Cost* (biaya produksi tidak langsung)
    3) *Fixed Manufacturing Cost* (biaya tetap)
c. *General Expense* (biaya umum)

Setelah meninjau komponen-komponen biaya tersebut, dilakukan analisis kelayakan finansial melalui indikator ekonomi seperti ROI (*Return on Investment*), POT (*Payout Time*), BEP (*Break Even Point*), DCFRR (*Discounted Cash Flow Rate*

of Return), serta analisis risiko pabrik (*risk assessment*) untuk menilai tingkat risiko dari proyek ini.

6.1. Penaksiran Harga Alat

Penaksiran harga alat dilakukan untuk memperkirakan biaya pengadaan peralatan utama dan pendukung proses produksi. Penilaian harga dilakukan dengan mempertimbangkan kondisi ekonomi tahun 2025, karena pabrik mulai dipersiapkan sejak tahun tersebut, walaupun operasionalnya direncanakan mulai tahun 2030. Oleh karena itu, semua harga alat diasumsikan mengikuti nilai pasar tahun 2025.

Sumber harga peralatan didapatkan dari situs Matche *Equipment Cost Index*, namun harga yang tersedia adalah harga tahun 2014. Untuk menyesuaikan dengan harga tahun 2025, dilakukan eskalasi harga menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1963 - 2000

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1963	102,4
2	1964	103,3
3	1965	104,2
4	1966	107,2
5	1967	109,7
6	1968	113,7
7	1969	119
8	1970	125,7
9	1971	132,3
10	1972	137,2
11	1973	144,1
12	1974	165,4
13	1975	182,4

Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1963 - 2000 (lanjutan)

No	(Xi)	Indeks (Yi)
14	1976	192,1
15	1977	204,1
16	1978	218,8
17	1979	238,7
18	1980	261,2
19	1981	297
20	1982	314
21	1983	317
22	1984	322,7
23	1985	325,3
24	1986	318,4
25	1987	323,8
26	1988	342,5
27	1989	355,4
28	1990	357,6
29	1991	361,3
30	1992	358,2
31	1993	359,2
32	1994	368,1
33	1995	381,1
34	1996	381,7
35	1997	386,5
36	1998	389,5
37	1999	390,6
38	2000	394,1

Berikut rumus penyesuaian harga menggunakan indeks CEPCI:

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

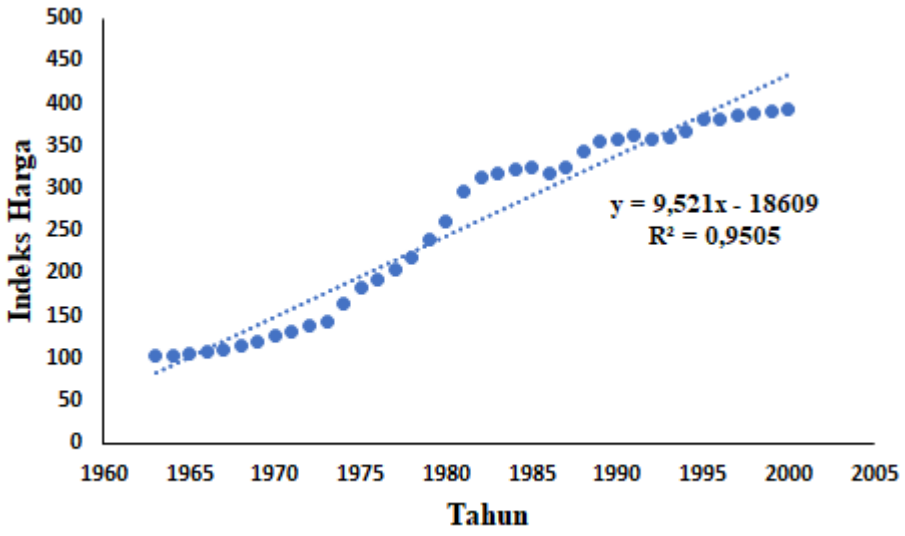
Dengan :

E_X : Harga alat pada tahun 2025

E_Y : Harga alat pada tahun referensi 2014

N_X : CEPCI tahun 2025

N_Y : CEPCI tahun 2014



Gambar 6.1 Regresi linier indeks harga

Persamaan regresi linear dari grafik CEPCI untuk memproyeksikan indeks adalah:

$$Y = 9,5215x \; - \; 18.609$$

Dari perhitungan tersebut, diperoleh bahwa nilai CEPCI pada tahun 2014 adalah sebesar 567,301, sedangkan nilai CEPCI pada tahun 2025 adalah sebesar 672,0375. Nilai-nilai ini digunakan sebagai dasar untuk menyesuaikan harga alat dari tahun referensi ke tahun evaluasi agar mencerminkan kondisi ekonomi aktual pada saat perencanaan pabrik.

Berdasarkan nilai indeks CEPCI tersebut, berikut hasil penyesuaian harga alat yang disajikan pada tabel 6.2 dan 6.3.

Tabel 6.2 Harga alat proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	EY (2014)	EX (2025)
Tangki Etanol	T-01	2	$1.936.700,00	$4.588.516,59
Tangki Etilen	T-02	9	$379.000,00	$4.040.747,17
Reaktor *Fixed-Bed*	R-01	1	$123.000,00	$145.708,56
Separator 01	S-01	1	$27.200,00	$32.221,73
Separator 02	S-02	1	$22.000,00	$26.061,69
Separator 03	S-03	1	$30.100,00	$35.657,14
Menara Distilasi	MD-01	1	$188.300,00	$223.064,41
Akumulator	AC-01	1	$5.000,00	$5.923,11
Pompa 1	P-01	1	$8.600,00	$10.187,75
Pompa 2	P-02	1	$9.700,00	$11.490,84
Pompa 3	P-03	1	$6.300,00	$7.463,12
Pompa 4	P-04	1	$6.300,00	$7.463,12
Pompa 5	P-05	1	$3.200,00	$3.790,79
Pompa 6	P-06	1	$3.200,00	$3.790,79
Pompa 7	P-07	1	$3.200,00	$3.790,79
Kompresor	CP-01	1	$77.300,00	$91.571,32
Blower 1	BL-01	1	$41.200,00	$48.806,44
Blower 2	BL-02	1	$112.100,00	$132.796,18
Blower 3	BL-03	1	$35.400,00	$41.935,63
Heater	HE-01	1	$70.700,00	$83.752,81
Vaporizer	VP-01	1	$32.300,00	$38.263,31
Reboiler	RB-01	1	$29.200,00	$34.590,98
Kondensor 01	CD-01	1	$62.600,00	$74.157,37

Tabel 6.2 Harga alat proses (lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	EY (2014)	EX (2025)
Kondensor 02	CD-02	1	$145.000,00	$171.770,26
Kondensor 03	CD-03	1	$71.500,00	$84.700,51
Kondensor 04	CD-04	1	$101.700,00	$120.476,10
Cooler 01	CL-02	1	$40.300,00	$47.740,28
Total			$3.573.114,00	$10.116.438,79

Tabel 6.3 Harga alat utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	EY (2014)	EX (2025)
Screener	SC-01	1	$115.000,00	$136.231,58
Kolom Ekualisasi	KE-01	1	$42.200,00	$49.991,07
Pre-mix Tank	PM-Tank	1	$37.800,00	$44.778,73
Clarifier	KL-01	1	$26.700,00	$31.629,42
Sand Filter	SF-01	1	$62.000,00	$73.446,59
Carbon Filter	CF-01	1	$68.600,00	$81.265,10
SWRO	SWRO	1	$405.082,00	$479.869,23
BWRO	BWRO	1	$248.608,00	$294.506,62
Tangki Air Desalinasi	TPU-01	1	$45.200,00	$53.544,93
Tangki Air Pemadam	TPU-02	1	$52.300,00	$61.955,75
Tangki Air Keperluan Umum	TPU-03	1	$19.700,00	$23.337,06
Hot Basin	HB-01	1	$16.800,00	$19.901,66
Cold Basin	CB-01	1	$21.500,00	$25.469,38
Cooling Tower	CT-01	1	$89.000,00	$105.431,40
Kation Exchanger	CE-01	1	$19.500,00	$23.100,14
Anion Exchanger	AE-01	1	$27.000,00	$31.984,81
Deaerator	DA-01	1	$13.750,00	$16.288,56

Tabel 6.3 Harga alat utilitas (lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	EY (2014)	EX (2025)

Tangki *Boiler Feed Water*	TPU-04	1	$43.300,00	$51.294,15
Pompa 01	PU-01	1	$6.300,00	$7.463,12
Pompa 02	PU-02	1	$6.300,00	$7.463,12
Pompa 03	PU-03	1	$6.300,00	$7.463,12
Pompa 04	PU-04	1	$6.300,00	$7.463,12
Pompa 05	PU-05	1	$6.300,00	$7.463,12
Pompa 06	PU-06	1	$4.900,00	$5.804,65
Pompa 07	PU-07	1	$3.200,00	$3.790,79
Pompa 08	PU-08	1	$3.200,00	$3.790,79
Pompa 09	PU-09	1	$3.200,00	$3.790,79
Pompa 10	PU-10	1	$11.500,00	$13.623,16
Pompa 11	PU-11	1	$11.500,00	$13.623,16
Pompa 12	PU-12	1	$11.500,00	$13.623,16
Pompa 13	PU-13	1	$6.300,00	$7.463,12
Pompa 14	PU-14	1	$11.500,00	$13.623,16
Pompa 15	PU-15	1	$11.500,00	$13.623,16
Pompa 16	PU-16	1	$6.300,00	$7.463,12
Pompa 17	PU-17	1	$6.300,00	$7.463,12
Boiler Utilitas	BU-01	1	$789.000,00	$934.667,11
Kompresor Udara Tekan	CPU-01	1	$2.000,00	$2.369,24
Tangki Silika	TPU-05	1	$3.600,00	$4.264,64
Tangki Udara Tekan	TPU-06	1	$6.200,00	$7.344,66
Tangki Bahan Bakar	TPU-07	1	$18.700,00	$22.152,44
Flash Tank	FT-01	3	$12.100,00	$43.001,79
Total			**$2.308.040,00**	**$2.762.823,86**

6.2. Dasar Perhitungan

Dasar-dasar perhitungan ekonomi dalam studi ini meliputi parameter-parameter sebagai berikut:

1) Kapasitas produksi : 3.300 ton/tahun
2) Hari operasi : 330 hari/tahun
3) Umur alat : 10 tahun
4) Nilai tukar : Rp16.580/USD
5) Tahun pendirian pabrik : 2030
6) UMR Kota Cilegon (2025) : ± Rp 4.600.000/bulan

6.3. Komponen Biaya

Dalam perancangan pabrik, analisis terhadap komponen biaya merupakan tahap penting untuk memperoleh estimasi kebutuhan dana secara menyeluruh. Dengan mengetahui rincian komponen biaya, maka kelayakan ekonomi dari pabrik dapat dianalisis secara objektif. Secara umum, komponen biaya dalam pendirian pabrik dibagi menjadi tiga kategori utama, yaitu capital investment, manufacturing cost, dan general expense.

a. Capital Investment (Modal)

Capital investment atau investasi modal merupakan seluruh biaya yang dikeluarkan sebelum pabrik mulai beroperasi secara penuh. Komponen ini dibagi menjadi dua bagian utama, yaitu *fixed capital investment* dan *working capital investment*.

Tabel 6.4 *Capital investment*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Fixed Capital Cost	$158.924.538,48	Rp2.634.968.847.952,27
Working Capital Cost	$28.045.506,79	Rp464.994.502.579,87
Total *Capital Investment*	**$186.970.045,2673**	**Rp3.099.963.350.532,14**

1) *Fixed capital investment (FCI)*

Meliputi pengeluaran untuk pembangunan fasilitas fisik seperti gedung, pembelian dan instalasi peralatan proses, tangki, pipa, serta konstruksi penunjang lainnya. Biaya ini bersifat jangka panjang dan umumnya hanya dilakukan sekali selama masa awal pembangunan pabrik.

Tabel 6.5 *Direct plant cost*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Purchased Equipment Cost	$14.901.306,89	Rp247.063.668.201
Equipment Instalation Cost	$5.960.522,76	Rp98.825.467.280
Piping Cost	$6.705.588,10	Rp111.178.650.690
Instrumentation and Control Cost	$2.682.235,24	Rp44.471.460.276
Electrial Installation Cost	$1.490.130,69	Rp24.706.366.820
Building Including Services Cost	$7.603.761,39	Rp126.070.363.772
Services Facilities Cost	$8.195.718,79	Rp135.885.017.510
Land Cost	$8.589.469,60	Rp142.413.406.032
Yard Improvement Cost	$10.430.914,82	Rp172.944.567.741
Start Up Expenses Cost	$37.086.789,87	Rp614.898.975.994
Total *Direct Plant Cost*	**$103.646.438,14**	**Rp1.718.457.944.317**

Tabel 6.6 *Indirect plant cost*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Engineering and Supervision Cost	$20.729.287,63	Rp343.691.588.863
Contruction Cost	$18.656.358,86	Rp309.322.429.977
Contingencies Cost	$15.892.453,85	Rp263.496.884.795
Total *Indirect Plant Cost*	**$55.278.100,34**	**$916.510.903.635,58**

Tabel 6.7 *Fixed capital investment* (FCI)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Direct Plant Cost	$103.646.438,14	Rp1.718.457.944.317
Indirect Plant Cost	$55.278.100,34	$916.510.903.635,58
Total *Fixed Capital Investment*	**$158.924.538,4772**	**Rp2.634.968.847.952**

2) *Working capital investment* (WCI)

Working capital investment adalah modal kerja yang dibutuhkan untuk menunjang aktivitas operasional pada tahap awal, termasuk pembelian bahan baku awal, gaji tenaga kerja sebelum pabrik menghasilkan pendapatan, dan biaya operasional awal lainnya. Perbandingan *working capital* terhadap total *capital investment* bervariasi tergantung pada jenis dan skala perusahaan, namun secara umum sebagian besar pabrik kimia menetapkan working capital awal sebesar 10–20% dari total *capital investment*.

Tabel 6.8 *Working capital investment* (WCI)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Working Capital Investment	$28.045.506,79	Rp464.994.502.580
Total *Working Capital Investment*	**$28.045.506,79**	**Rp464.994.502.580**

b. Manufacturing Cost (Biaya Manufaktur)

Manufacturing cost atau biaya produksi merupakan seluruh biaya yang dikeluarkan dalam menjalankan proses produksi selama pabrik beroperasi. Biaya ini terbagi menjadi tiga kategori utama, yaitu direct manufacturing cost, indirect manufacturing cost, dan fixed manufacturing cost.

Tabel 6.9 *Manufacturing cost* (MC)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Direct Manufacturing Cost	$352.949.081,28	Rp5.851.895.767.578,40
Indirect Manufacturing Cost	$9.565.709,97	Rp158.599.471.265,22
Fixed Manufacturing Cost	$22.249.435,39	Rp368.895.638.713,32
Total *Manufacturing Cost*	**$384.764.226,63**	**Rp6.379.390.877.556,94**

1) *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct manufacturing cost adalah biaya langsung yang terkait dengan proses produksi, seperti pembelian bahan baku utama, biaya utilitas (listrik, air, uap), serta upah tenaga kerja langsung yang terlibat dalam pengoperasian unit proses.

Tabel 6.10 *Direct manufacturing cost* (DMC)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Raw Material Cost	$298.959.296,58	Rp4.956.745.137.299
Labor Cost	$1.834.378,77	Rp30.414.000.000
Supervision Cost	$183.437,88	Rp3.041.400.000
Maintenance Cost	$4.767.736,15	Rp79.049.065.439
Total Plant Suplies Cost	$715.160,42	Rp11.857.359.816
Royalties and Patents Cost	$14.832.193,97	Rp245.917.776.006
Utility Cost	$31.656.877,50	Rp524.871.029.018
Total *Direct Manufacturing Cost*	**$352.949.081,28**	**Rp5.851.895.767.578**

2) *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Indirect manufacturing cost mencakup biaya-biaya tidak langsung dalam produksi, seperti biaya perawatan dan perbaikan alat, biaya kebersihan, serta *overhead* pabrik.

Tabel 6.11 *Indirect manufacturing cost* (IMC)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Payroll Overhead Cost	$275.156,82	Rp4.562.100.000
Laboratory Cost	$275.156,82	Rp4.562.100.000
Plant Overhead Cost	$4.071.331,68	Rp67.502.679.263
Packaging & Shipping Cost	$4.944.064,66	Rp81.972.592.002
Total *Indirect Manufacturing Cost*	**$9.565.709,97**	**Rp158.599.471.265**

3) *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

Fixed manufacturing cost merupakan biaya tetap yang tidak terpengaruh oleh fluktuasi produksi dalam jangka pendek, seperti biaya penyusutan peralatan, pajak properti pabrik, dan premi asuransi.

Tabel 6.12 *Fixed manufacturing cost* (FMC)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Depreciation Cost	$14.303.208,46	Rp237.147.196.316
Property Taxes Cost	$4.767.736,15	Rp79.049.065.439
Isurance Taxes Cost	$3.178.490,77	Rp52.699.376.959
Total *Fixed Manufacturing Cost*	**$22.249.435,39**	**Rp368.895.638.713**

c. General Expenses (Pengeluaran Umum)

General expenses atau biaya umum adalah biaya tambahan yang berkaitan dengan aspek non-produksi namun tetap penting untuk keberlangsungan operasional

pabrik secara menyeluruh. Biaya ini mencakup biaya administrasi, manajemen, pemasaran, serta penelitian dan pengembangan (*research and development*).

1) Biaya administrasi dan manajemen mencakup gaji staf kantor, pengeluaran untuk layanan administratif, serta fasilitas kantor.
2) Biaya pemasaran diperlukan untuk promosi produk, distribusi, dan membangun jaringan pasar.
3) Penelitian dan pengembangan menjadi aspek penting dalam menjaga daya saing produk serta mengembangkan proses yang lebih efisien dan ramah lingkungan di masa depan.

Tabel 6.13 *General expenses*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Administration Cost	$9.888.129,31	Rp163.945.184.004
Sales Cost	$14.832.193,97	Rp245.917.776.006
Research Cost	$9.888.129,31	Rp163.945.184.004
Finance Cost	$3.739.400,91	Rp61.999.267.011
Total *General Expenses Cost*	**$38.347.853,50**	**Rp635.807.411.025**

Tabel 6.14 *Total production cost*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Total *Manufacturing Cost*	$384.764.226,63	Rp6.379.390.877.556,94
Total *General Expenses Cost*	$38.347.853,50	Rp635.807.411.025
Total *Production Cost*	**$423.112.080,13**	**Rp7.015.198.288.582**

6.4. Analisa Resiko Pabrik

Analisa risiko merupakan bagian penting dalam evaluasi kelayakan dan keberlanjutan operasional suatu pabrik. Risiko tidak hanya berkaitan dengan aspek keselamatan kerja, tetapi juga mencakup potensi kerugian ekonomi, gangguan proses,

dan dampak terhadap lingkungan. Oleh karena itu, penilaian risiko dilakukan secara komprehensif untuk mengidentifikasi potensi bahaya serta menetapkan tingkat kewaspadaan dan pengendalian yang diperlukan.

Beberapa faktor utama yang dinilai dalam analisa risiko ini antara lain:

a. Kondisi Operasi

Faktor ini meliputi kompleksitas proses produksi, penggunaan sistem kontrol otomatis, serta stabilitas aliran proses secara umum. Proses yang melibatkan banyak unit operasi atau kondisi dinamis rentan terhadap gangguan jika tidak didukung oleh sistem kendali yang andal.

b. Jenis Bahan Baku dan Produk

Bahan baku dan produk yang mudah terbakar, beracun, atau reaktif secara kimia dapat meningkatkan tingkat risiko pabrik. Oleh karena itu, identifikasi karakteristik bahan sangat penting untuk menentukan kebutuhan proteksi dan penanganan khusus.

c. Tekanan dan Suhu Operasi

Proses yang berlangsung pada suhu dan tekanan tinggi memiliki risiko kebocoran, ledakan, atau kegagalan peralatan. Evaluasi dilakukan untuk menilai sejauh mana kondisi operasi ekstrem diterapkan dan bagaimana mitigasinya.

d. Regulasi Pemerintah

Tingkat risiko juga dipengaruhi oleh sejauh mana pabrik harus tunduk pada regulasi lingkungan dan keselamatan dari pemerintah. Semakin ketat regulasi yang berlaku, maka semakin besar konsekuensi apabila terjadi pelanggaran.

e. Keberadaan dan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik menentukan dampak risiko terhadap lingkungan sekitar. Pabrik yang dekat dengan pemukiman padat atau kawasan sensitif lingkungan memerlukan perhatian khusus terkait potensi dampak eksternal.

f. Asal Bahan Baku

Stabilitas pasokan bahan baku juga berpengaruh terhadap risiko operasi. Ketergantungan pada bahan baku impor atau sumber yang tidak konsisten dapat menimbulkan gangguan rantai pasok dan menambah risiko finansial.

Setiap faktor di atas diberikan penilaian berdasarkan tingkat bahaya dan potensi dampaknya, yang kemudian diklasifikasikan ke dalam kategori risiko rendah (*low risk*) atau tinggi (*high risk*). Hasil analisa disajikan dalam bentuk tabel berikut ini:

Tabel 6.15 Analisa resiko pabrik

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risiko	
			Low	***High***
1	**Kondisi Operasi**	Suhu maksimum unit operasi mencapai 280°C	✓	
		Tekanan maksimum hingga 20 atm (terutama di penyimpanan produk etilen)		✓
Bahan Baku yang Digunakan				
2	Etanol	Sangat mudah terbakar (flash point ~13°C), tekanan uap tinggi, bersifat iritatif ringan–sedang		✓
	Air	Digunakan sebagai pendingin (coolant), tidak berbahaya	✓	
	DOWTHERM-A (Bifenil)	Rentan terhadap degradasi termal, mudah terbakar pada suhu tinggi, bersifat toksik jika terpapar kronis		✓

Tabel 6.15 Analisa resiko pabrik (lanjutan)

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risiko	
			Low	***High***
		Bahan Baku yang Digunakan		
2	CO_2 (R744)	Umumnya aman, namun dapat menyebabkan sesak napas dalam konsentrasi tinggi, bertekanan tinggi	✓	
		Produk yang Dihasilkan		
3	Etilen	Gas mudah terbakar (flammable range: 2.7–36% di udara), tekanan tinggi, berpotensi menyebabkan ledakan jika bocor		✓
		Regulasi Pemerintah		
4	Lingkungan & K3	- PP No. 22 Tahun 2021 tentang Perlindungan & Pengelolaan Lingkungan Hidup Mengatur penilaian AMDAL, RKL-RPL, dan pengelolaan limbah B3 - Sudah dilakukan dalam desain unit pengolahan limbah dan sesuai	✓	
		- Permenakertrans No. 13/2011 tentang NAB etanol (maks. 1000 ppm) - < 300 ppm dengan sistem ventilasi & closed-loop	✓	
		- Permen LH No. 5/2014 tentang Baku Mutu Air Limbah Industri Minyak dan Gas (Etanol max 1 mg/L, pH 6–9, TSS max 30 mg/L) - Etanol dalam efluen < 0,2 mg/L setelah treatment	✓	
		- Kepmen LH No. 51/2004 tentang Baku Mutu Air Laut (Etanol tidak boleh berdampak signifikan terhadap biota laut, tidak boleh melebihi 1 mg/L) - Dibuang setelah netralisasi dan pelarutan bertahap	✓	

Tabel 6.15 Analisa resiko pabrik (lanjutan)

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risiko	
			Low	***High***
		Regulasi Pemerintah		
4	Lingkungan & K3	- Permenhub No. 20/2015 (penyimpanan dan pengangkutan LNG, relevan untuk handling gas mudah terbakar) - Tangki etilen 20 atm, dilengkapi relief valve & scrubber		✓
	Emisi & Limbah	Sistem pengolahan limbah dan refrigerant harus sesuai standar: emisi VOC, limbah B3 (bifenil), dan pengelolaan air limbah sebelum dibuang ke laut	✓	
5	**Keberadaan Pabrik**	Pabrik direncanakan di Cilegon, Banten, dekat laut untuk memudahkan akses bahan baku impor dan ekspor hasil produksi	✓	
6	**Asal Bahan Baku**	Etanol diperoleh dari domestik (molase, nira, singkong) serta impor dari Brazil, Pakistan, India, dll, dengan pelabuhan terdekat di Merak		✓

Berdasarkan hasil penilaian:

- Jumlah poin untuk kategori *low risk*: 9 poin
- Jumlah poin untuk kategori *high risk*: 6 poin

Dengan skor tersebut, maka secara keseluruhan pabrik ini dikategorikan sebagai *low risk*. Artinya, dengan menerapkan prosedur pengendalian dan sistem keselamatan yang tepat, operasional pabrik dapat berjalan dengan aman dan terkendali. Sejalan dengan hasil penilaian tersebut, pendekatan *low risk* juga diterapkan dalam analisis kelayakan ekonomi pabrik. Hal ini penting karena tingkat risiko teknis dan operasional suatu pabrik memengaruhi ekspektasi minimal terhadap parameter-parameter finansialnya.

6.5. Analisa Kelayakan

Evaluasi kelayakan bertujuan untuk menentukan apakah proyek pendirian pabrik etilen dari etanol ini layak direalisasikan dari sisi finansial. Penilaian dilakukan dengan menggunakan sejumlah parameter ekonomi utama yang mencerminkan tingkat keuntungan, efisiensi pengembalian modal, serta kemampuan pabrik untuk bertahan dalam kondisi pasar yang tidak menguntungkan. Adapun parameter-parameter yang digunakan dalam analisa ini adalah sebagai berikut:

a. ROI *(Return on Investment)*

ROI digunakan untuk mengukur besarnya keuntungan bersih terhadap total modal investasi. Nilai ROI yang tinggi menunjukkan efisiensi penggunaan modal.

$$ROI = \frac{Laba\ Bersih\ Tahunan}{Total\ Capital\ Investment} \times 100\%$$

Dari hasil perhitungan, diperoleh:

- ROI sebelum pajak: 44,86%
- ROI setelah pajak: 34,99%

Berdasarkan hasil analisa risiko operasional pabrik ini tergolong dalam kategori *low risk*, maka parameter evaluasi kelayakan ekonomi yang digunakan juga mengikuti standar yang sesuai untuk pabrik *low risk*. Mengacu pada literatur dari Aries & Newton, nilai minimum *Return on Investment* (ROI) yang dapat diterima untuk proyek pabrik kimia dengan tingkat risiko rendah (*low risk*) adalah sebesar 11%. Dalam proyek ini, nilai ROI yang diperoleh mencapai 44,86% sebelum pajak dan 34,99% setelah pajak. Nilai tersebut menunjukkan bahwa ROI proyek ini jauh melampaui batas minimum yang disyaratkan, sehingga secara finansial dinyatakan sangat layak.

b. POT (*Pay Out Time*)

POT adalah waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan total modal yang diinvestasikan dari keuntungan bersih tahunan. Semakin pendek POT, semakin cepat investor mendapatkan kembali modalnya.

$$POT = \frac{Total\ Capital\ Investment}{Laba\ Bersih\ Tahunan + Depresiasi}$$

Hasil evaluasi menunjukkan:

- POT sebelum pajak: 1,86 tahun
- POT setelah pajak: 2,27 tahun

Berdasarkan literatur Aries & Newton, proyek pabrik kimia dengan kategori *low risk* memiliki batas maksimum POT sebesar 5 tahun. Karena nilai POT proyek ini berada jauh di bawah batas tersebut, maka proyek ini dinyatakan layak secara ekonomis untuk kategori risiko rendah.

c. BEP (*Break Even Point*)

BEP menunjukkan seberapa besar kapasitas produksi minimum yang harus dicapai agar perusahaan tidak mengalami kerugian.

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

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Tabel 6.16 *Annual fixed manufacturing Cost* (Fa)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Depreciation Cost	$14.303.208,46	Rp237.147.196.316
Property Taxes Cost	$4.767.736,15	Rp79.049.065.439
Isurance Taxes Cost	$3.178.490,77	Rp52.699.376.959
Total *Fixed Cost*	**$22.249.435,3868**	**Rp368.895.638.713**

Tabel 6.17 *Annual regulated expenses* (Ra)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Labor Cost	$1.834.378,77	Rp30.414.000.000
Payroll Overhead Cost	$275.156,82	Rp4.562.100.000
Laboratory Cost	$275.156,82	Rp4.562.100.000
Plant Overhead Cost	$4.071.331,68	Rp67.502.679.263
Supervision Cost	$183.437,88	Rp3.041.400.000
General Expenses Cost	$38.347.853,50	Rp635.807.411.025
Maintenance Cost	$4.767.736,15	Rp79.049.065.439
Plant Suplies Cost	$715.160,42	Rp11.857.359.816
Total *Regulated Cost*	**$50.470.212,0351**	**Rp836.796.115.543**

Tabel 6.18 *Annual variable value* (Va)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Raw Material Cost	$298.959.296,58	Rp4.956.745.137.299
Start Up Expenses Cost	$37.086.789,87	Rp614.898.975.994
Utility Cost	$31.656.877,50	Rp524.871.029.018
Royalties and Patents Cost	$14.832.193,97	Rp245.917.776.006
Packaging & Shipping Cost	$4.944.064,66	Rp81.972.592.002
Total *Variable Cost*	**$387.479.222,5766**	**Rp6.424.405.510.320**

Tabel 6.19 *Annual sales value* (Sa)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Annual Sales	$494.406.465,6338	Rp8.197.259.200.208
Total *Sales Annual*	**$494.406.465,6338**	**Rp8.197.259.200.208**

Nilai BEP proyek ini sebesar 52,22%, yang masih dalam rentang ideal untuk pabrik kimia yaitu 40%–60%. Ini berarti pabrik masih dapat menutupi seluruh biaya operasionalnya bahkan jika hanya berproduksi sedikit lebih dari setengah kapasitas maksimum. Hal ini menandakan fleksibilitas dan daya tahan pabrik terhadap fluktuasi permintaan.

d. SDP (*Shut Down Point*)

SDP merupakan batas minimum kapasitas produksi di mana pabrik masih dapat menutup biaya operasional tanpa mengalami kerugian fatal.

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

Dari analisis diperoleh:

- SDP = 21,15%

Menurut Aries & Newton, nilai SDP ideal untuk pabrik kimia berada dalam kisaran 20%–30%. Nilai SDP sebesar 21,15% menunjukkan bahwa pabrik tetap dapat beroperasi meskipun hanya mencapai seperlima dari kapasitas maksimumnya, sehingga dikategorikan sangat layak dan tahan terhadap penurunan tajam permintaan pasar.

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

DCFRR memperhitungkan nilai waktu uang (*time value of money*) dan digunakan untuk mengevaluasi kelayakan proyek berdasarkan arus kas yang didiskon ke saat ini.

$$(FC + WC)(1 + i)^{N} - SV - WC = CF[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \ldots + (1 + i) + 1]$$

$$R = S$$

Dimana :

FCI : *Fixed capital investment*

WC : *Working capital investment*

SV : *Salvage value* = Depresiasi (10% FCI)

n : Umur pabrik = 10 Tahun

i : Nilai DCFRR

Berdasarkan perhitungan:

- DCFRR = 38,20%

Sebagai tolok ukur, digunakan 1,5 kali suku bunga acuan Bank Indonesia (BI-*Rate*). Berdasarkan hasil Rapat Dewan Gubernur BI pada 22–23 April 2025, suku bunga ditetapkan sebesar 5,75%. Maka:

$$DCFRR\ minimum = 1,5 \times 5,75\% = 8,63\%$$

$$DCFRR > DCFRR\ minimum$$

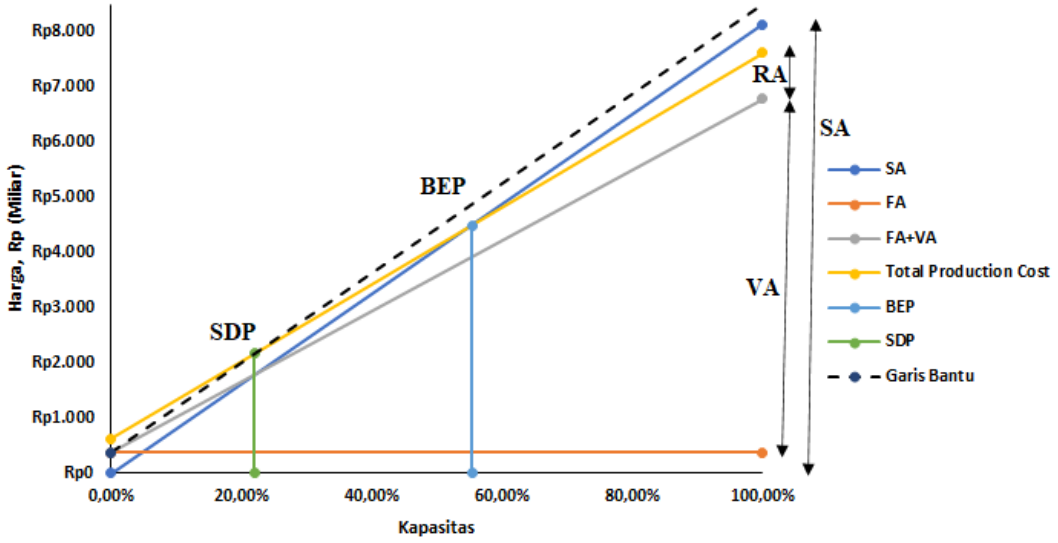
$$38,20\% > 8,63\%$$

Maka proyek layak secara finansial, dengan keuntungan yang sangat tinggi terhadap risiko yang dihadapi.

6.6. Hasil Evaluasi Ekonomi

Grafik evaluasi ekonomi di bawah menggambarkan hubungan antara kapasitas produksi (dalam persentase) terhadap harga atau biaya (dalam miliar rupiah). Beberapa kurva penting yang ditampilkan meliputi biaya tetap (FA), biaya variabel (VA), total biaya (RA), pendapatan dari penjualan (SA), serta dua indikator kelayakan ekonomi, yaitu *Break Even Point* (BEP) dan *Shut Down Point* (SDP).

Grafik ini membantu menggambarkan secara visual sejauh mana pabrik dapat beroperasi dengan aman secara finansial.



Gambar 6.2 Grafik evaluasi ekonomi

Garis penjualan (SA) menunjukkan peningkatan linier dari titik nol hingga mencapai Rp8.134 miliar pada kapasitas 100%, yang mengindikasikan harga jual produk konstan di semua tingkat kapasitas. Sementara itu, biaya tetap (FA) tetap horizontal di angka Rp371 miliar, mencerminkan pengeluaran yang tidak berubah terlepas dari ada atau tidaknya produksi. Biaya variabel (VA) meningkat seiring kapasitas, dari Rp371 miliar hingga Rp6.793 miliar, menandakan komponen biaya yang tergantung pada volume produksi. Total biaya (RA) merupakan gabungan dari FA dan VA, dimulai dari Rp621 miliar hingga Rp7.627 miliar.

Break Even Point (BEP) tercapai pada kapasitas 55,07%, di mana total pendapatan setara dengan total biaya, sehingga pabrik tidak mengalami rugi maupun untung. Posisi BEP dalam kisaran 40–60% tergolong baik untuk pabrik kimia, menunjukkan bahwa pabrik tidak perlu beroperasi pada kapasitas maksimum untuk

balik modal. Sementara itu, titik *Shut Down Point* (SDP) berada pada kapasitas 22%, yang berarti pabrik masih mampu menutup biaya variabel dan tetap layak untuk beroperasi saat penjualan turun tajam bila masih di atas titik SDP.

Secara keseluruhan, grafik ini menunjukkan bahwa pabrik memiliki kelayakan ekonomi yang kuat. Margin keuntungan yang cukup besar terlihat dari jarak antara garis pendapatan dan total biaya pada kapasitas tinggi. Selain itu, BEP yang moderat dan SDP yang rendah menandakan bahwa pabrik memiliki fleksibilitas terhadap fluktuasi pasar dan dapat tetap beroperasi dalam kondisi yang menantang.

Tabel 6.20 Hasil analisa ekonomi

Parameter Kelayakan	**Perhitungan**	**Standar Kelayakan (Aries and Newton, 1954)**
Profit		
Profit sebelum pajak	Rp1.182.060.911.626	Pajak 22% sesuai dengan ketentuan Pasal 17 ayat (1) huruf b Undang-Undang Harmonisasi Peraturan Perpajakan (UU HPP) No. 7 Tahun 2021.
Profit setelah pajak	Rp922.007.511.068	
***Return On Inestment* (ROI)**		
ROI sebelum pajak	44,86%	*Industrial Chemical* minimal 11% (*low risk*)
ROI setelah pajak	34,99%	
***Pay Out Time* (POT)**		
POT sebelum pajak	1,86	*Industrial Chemical* maksimal 5 tahun (*low risk*)
POT setelah pajak	2,27	
Break even point (BEP)	52,22%	40% - 60%
Shut down point (SDP)	21,15%	-
Discounted cash flow rate of return (DCFRR)	38,20%	1,5 x suku bunga BI-*Rate* (DCFRR > 8,63%)

Dari hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan, dapat disimpulkan bahwa pabrik etilen dengan kapasitas perancangan sebesar 330.000 ton/tahun ini tergolong layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut. Seluruh parameter evaluasi kelayakan ekonomi, seperti ROI, POT, BEP, SDP, dan DCFRR, menunjukkan nilai-nilai yang memenuhi bahkan melampaui standar minimum untuk proyek pabrik kimia dengan tingkat risiko rendah. Hal ini mencerminkan bahwa proyek ini tidak hanya dapat memberikan keuntungan finansial yang signifikan, tetapi juga berada dalam batas risiko operasional yang dapat dikendalikan. Oleh karena itu, pabrik ini memiliki prospek yang baik untuk direalisasikan.

BAB VII. KESIMPULAN DAN SARAN

7.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil perancangan pabrik etilen dari etanol dengan kapasitas 330.000 ton/tahun, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

a. Pendirian pabrik etilen dari etanol bertujuan untuk mendukung kemandirian industri petrokimia nasional, mengurangi ketergantungan terhadap bahan baku berbasis fosil, serta menciptakan lapangan kerja dan meningkatkan nilai tambah etanol domestik melalui konversi menjadi produk turunan yang bernilai tinggi.
b. Pabrik etilen ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dan direncanakan akan didirikan di daerah Cilegon, Banten, dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku, utilitas yang memadai (air, listrik, uap), akses terhadap pelabuhan dan jalan utama, serta kedekatan dengan kawasan industri kimia lainnya. Total luas lahan yang digunakan yaitu 7,12 hektar.
c. Proses utama dalam pabrik ini adalah reaksi dehidrasi etanol menjadi etilen menggunakan katalis HZSM-5 dalam *reaktor fixed bed multitube*, yang dioperasikan pada suhu 275°C dan tekanan 1 atm.
d. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini tergolong layak untuk didirikan, dengan hasil perhitungan sebagai berikut:
    1) *Return on Investment* (ROI)
        a) ROI sebelum pajak : 42,30%
        b) ROI setelah pajak : 32,99%

    Di atas batas minimum 11% untuk investasi pabrik *low risk*.

2) *Pay Out Time* (POT)

a) POT sebelum pajak : 1,95 tahun

b) POT setelah pajak : 2,38 tahun

Di bawah batas maksimum 5 tahun untuk investasi pabrik *low risk*.

3) *Break Even Point* (BEP) : 55,07%

Masih dalam batas wajar BEP industri kimia, yaitu 40%–60%.

4) *Shut Down Point* (SDP) : 22%

5) *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) : 36,38%

e. Berdasarkan parameter-parameter kelayakan di atas, maka dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik etilen dari etanol dengan kapasitas 330.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut, baik dari aspek teknis, ekonomi, maupun lingkungan.

7.2. Saran

Perancangan pabrik kimia merupakan proses yang kompleks dan memerlukan pemahaman menyeluruh terhadap konsep dasar teknik kimia, dengan beberapa saran sebagai berikut:

a. Penggunaan bioetanol sebagai bahan baku alternatif dapat dipertimbangkan di masa depan sebagai upaya untuk meningkatkan keberlanjutan proses dan mendukung pengembangan industri petrokimia yang ramah lingkungan. Meskipun perancangan ini menggunakan etanol teknis, penggunaan bioetanol dapat menjadi nilai tambah dari sisi lingkungan dan energi terbarukan.

b. Pemanfaatan perangkat lunak simulasi proses seperti Aspen Plus, Aspen HYSYS, atau sejenisnya sangat disarankan untuk agar hasil perhitungannya dapat dibandingkan dan diambil data dengan pendekatan terbaik.

c. Penambahan sistem pemulihan panas (*heat integration*) secara menyeluruh pada unit-unit proses dapat meningkatkan efisiensi energi, menurunkan konsumsi utilitas, serta berdampak positif pada biaya operasi dan jejak karbon pabrik secara keseluruhan.

DAFTAR PUSTAKA

Aali, N. A., & Hadi, G. J. (2023). Kinetic Study of Ethanol Dehydration to Ethylene and Diethyl Ether in Catalytic Packed Bed Reactor Over ZSM-5 Catalyst. *Diyala Journal of Engineering Sciences*, 16(2), 30–49. https://doi.org/10.24237/djes.2023.16203

Abu Hamdeh N. H., Karimipour A., Hatamleh R. I., dan Sajadi S. M. (2022). Improve the Rheological and Thermal Performances of The Antifreeze Liquids for Cooling the Batteries and Radiators in Automobiles via Provide a New Hybrid Material Composed from Carbon Nanotubes in Ethylene Glycol/Propylene Glycol. *Journal of Energy Storage*, 52, 104982. doi.org/10.1016/J.EST.2022.104982.

A.I.CHEM.E (2003) *Guidelines for Facility Siting and Layout* (American Institute of Chemical Engineers).

Alibaba.com. *SINOTRUK HOWO 4x2 Fuel Tanker Specification*. Diakses dari: https://indonesian.alibaba.com/product-detail/SINOTRUK-HOWO-4-2-Fuel-Tanker-60611731223.html

Amalia, F., & Ulfa, M. (2016). *Makalah Petrokimia Industri Etilena dan Polietilena*. Depok.

American Institute of Chemical Engineers (AIChE). (2022). *Guidelines for Risk-Based Process Safety*. AIChE.

Annual Report 2023. (2023). PT Chandra Asri Pacific Tbk.

Aries, D., & Newton, R. (1955.). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill.

Armstrong, M. (2021). *A Handbook of Human Resource Management Practice*. Kogan Page.

Arrhenius, S. (1889). Über die Reaktionsgeschwindigkeit bei der Inversion von Rohrzucker durch Säuren. *Zeitschrift für Physikalische Chemie*, 4U(1), 226-248. https://doi.org/10.1515/zpch-1889-0416

Asosiasi Industri Olefin, Aromatik, dan Plastik Indonesia (INAplas). (2023). *Laporan Statistik Industri Petrokimia 2023.*

Badan Pusat Statistik. (2023). Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia Ekspor dan Impor, 2019-2023. Jakarta: *Penerbit Sub Direktorat Publikasi dan Kompilasi Statistik*, Badan Pusat Statistik.

Badan Pusat Statistik Provinsi Sulawesi Utara. (2024, Oktober 23). *Kelembapan udara menurut stasiun BMKG (persen)*, 2022–2023. https://sulut.bps.go.id/id/statistics-table/2/OTI4IzI%3D/kelembapan-udara-menurut-stasiun-bmkg.html

Bank Indonesia. (2025). *BI-Rate Tetap 5,75%: Mempertahankan Stabilitas, Mendukung Pertumbuhan Ekonomi*. Diakses dari: https://www.bi.go.id/id/publikasi/ruang-media/news-release/Pages/sp_278425.aspx

Bhutto, A. W. (2024b, August 5). CORPORATE WINDOW: Looking towards ethanol. *DAWN.COM.* Retrieved from https://www.dawn.com

BPJS Ketenagakerjaan. (2024). *Panduan Manfaat dan Kepesertaan*.

Chemical Engineering. (2002). *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*. Diakses dari: https://www.chemengonline.com/Assets/File/CEPCI_2002.pdf

Chemstar Water. (2023). *Understanding Cycles of Concentration (COC)*. Diakses dari https://www.chemstarwater.com/educational-content/understanding-cycles-of-concentration-coc/.

Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (2020). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Butterworth-Heinemann.

Daftar Kapal dan Fasilitas LNG Indonesia. *Linsa.id*. Diakses dari: https://linsa.id/id/ourvessel?utm_source=

Data Produksi Ethanol di Indonesia. (2021). *Jurnal Bizteka*.

Depok Annual Report 2023. (2023). PT Chandra Asri Pacific Tbk.

Dessler, G. (2022). *Human Resource Management.* Pearson Education.

Doheim, M. M., Hanafy, S. A., dan El-Shobaky, G. A. (2002). *Mater. Lett*. 55(5), 304–311.

Efficiency in electricity generation. (2003, July). *EURELECTRIC & VGB PowerTech*. https://www.eurelectric.org

Fahmi, H., & Nurfalah, A. L. (2016). Analisa daya serap silika gel berbahan dasar abu sekam padi. *Jurnal IPTEKS Terapan (Research of Applied Science and Education)*, 10(3), 176–182. https://doi.org/10.22216/jit.2016.v10i3.425

Faktor Emisi Bahan Bakar Minyak (BBM) dan Batubara. (2023). *Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia*. https://www.esdm.go.id/assets/media/content/content-faktor-emisi-bahan-bakar-minyak-bbm-dan-batubara.pdf

Febriyanti, C., dan Rizky, M. (2018). *Pra Rancangan Pabrik Polietilen Tereftalat dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun*. [[Doctoral thesis]], Universitas Islam Indonesia.

Fukuda, H., Ogawa, T., Tanase, S.(1993). *Adv. Microb. Physiol*. 35, 275–306.

Gholami, Z., Gholami, F., Tišler, Z., & Vakili, M. (2021). A review on the production of light olefins using steam cracking of hydrocarbons. *Energies*, *14*(23), 8190. https://doi.org/10.3390/en14238190

Golchoobi, A., and Pahlavanzadeh, H. (2016). Molecular Simulation, Experiments and Modelling of Single Adsorption Capacity of 4A Molecular Sieve for CO2–CH4 Separation. *Sep. Sci. Technol.*, 51, 2318–2325. https://doi.org/10.1080/01496395.2016.1206571

Gujarati, D. N., & Porter, D. C. (2009). *Basic Econometrics* (5th ed.). New York: McGraw-Hill Education.

Haryadi, H., Astuti, W., Suryanaga, C. E., & Petrus, H. T. B. M. (2023). Kajian techno-economy produk etilen dari etanol berbasis pertumbuhan dan prakiraan pasar di Indonesia. *Jurnal Rekayasa Proses*, 17(2), 191–205. https://doi.org/10.22146/jrekpros.84499

Investor.id. (2023, 25 September). *Peresmian Pabrik Bioetanol Tebu Jatim: Upaya Strategis Wujudkan Ketahanan Energi Nasional*. Diakses dari https://investor.id/business/312060/peresmian-pabrik-bioetanol-tebu-jatim-upaya-strategis-wujudkan-ketahanan-energi-nasional#:~:text=Khofifah%20menerangkan%20wilayah%20Jawa%20Timur,110.000%20KL%20pada%20tahun%202020

Jiménez R. X., Young A. F., dan Fernandes H. L. (2020). Propylene Glycol from Glycerol: Process Evaluation and Breakeven Price Determination. *Renewable Energy*, 158, 181–191. doi.org/10.1016/J.RENENE.2020.05.126

Kajian Kapasitas Produksi Etanol di Indonesia: Analisis Perusahaan dan Potensinya. (2022). *Science and Technology Seminar Jakarta: INTERNATIONAL JOINT CONFERENCE ON SCIENCE AND TECHNOLOGY (IJCST).*

Kajian techno-economy produk etilen dari etanol berbasis pertumbuhan dan prakiraan pasar di Indonesia. (2023). *Jurnal Rekayasa Proses*, 17(2), 191–205.

Kannah, R. Y., Sivashanmugham, P., Kavitha, S., & Banu, J. R. (2020). Valorization of food waste for bioethanol and biobutanol production. *In Food Waste to Valuable Resources: Applications and Management* (pp. 39–73). Elsevier. https://doi.org/10.1016/B978-0-12-818353-3.00003-1

Kelembapan udara menurut stasiun BMKG (persen), 2022–2023. (2024, Oktober 23). *Badan Pusat Statistik Provinsi Sulawesi Utara*. https://sulut.bps.go.id/id/statistics-table/2/OTI4IzI%3D/kelembapan-udara-menurut-stasiun-bmkg.html

Keputusan Menteri Ketenagakerjaan RI. (2024). *Upah Minimum Regional (UMR) Jawa Tahun 2024.*

Keputusan Menteri Lingkungan Hidup No. 51 Tahun 2004 tentang Baku Mutu Air Laut. (2004). *Kementerian Lingkungan Hidup.* Jakarta.

Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) dalam Industri. *Peraturan Menteri Ketenagakerjaan Nomor 5 Tahun 2018.*

Kinetic Study of Ethanol Dehydration to Ethylene and Diethyl Ether in Catalytic Packed Bed Reactor Over ZSM-5 Catalyst. (2023). *Diyala Journal of Engineering Sciences*, 16(2), 30–49.

Laela DA, Hairunnisa. (2021). Pra-Rancangan Pabrik Etilen Glikol Dari Etilen Oksida Dengan Proses Hidrasi Non Katalitik-Kapasitas 200.0000 Ton/Tahun. *Jurnal Tugas Akhir Teknik Kimia*, 4(1), 19–24. http://jtam.ulm.ac.id/index.php/jtatk/article/view/695

Lamichhane, P., Pourali, N., Scott, L., Tran, N. N., Lin, L., Gelonch, M. E., Rebrov, E. V., & Hessel, V. (2024). Critical review: 'Green' ethylene production through emerging technologies, with a focus on plasma catalysis. *In Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 189). Elsevier Ltd. https://doi.org/10.1016/j.rser.2023.114044

Leading Ethylene Producers in the World. (2023, 28 June). *Procurement Resource*. Diakses 6 Oktober 2024, dari https://www.procurementresource.com/blog/ethylene-producers-in-the-world

Lembar data keselamatan: Gel silika 60 (35–70 µm) untuk kromatografi kolom (Versi 8.3). (2021, November 29). *Millipore, Sigma-Aldrich*. https://www.sigmaaldrich.com

Lembar Data Keselamatan Etanol. (2023, Jan 24). *Sigma Aldrich*. https://www.merckmillipore.com/Web-NL-Site/en_US/-/EUR/ShowDocument-File?ProductSKU=MDA_CHEM-100971&DocumentType=MSD&DocumentId=100971_SDS_ID_ID.PDF&DocumentUID=299603&Language=ID&Country=ID&Origin=PDP

Laporan Statistik Industri Petrokimia 2023. (2023). *Asosiasi Industri Olefin, Aromatik, dan Plastik Indonesia (INAplas).*

Luiz, P., Coutinho, A., Morita, A. T., Cassinelli, L. F., Morschbacker, A., Werneck, R., & Carmo, D. (2013). *Braskem's Ethanol to Polyethylene Process Development*. 149–165.

Makalah Petrokimia Industri Etilena dan Polietilena. (2016). Depok.

Markham, J. N., Tao, L., Davis, R., Voulis, N., Angenent, L. T., Ungerer, J., & Yu, J. (2016). Techno-economic analysis of a conceptual biofuel production process from bioethylene produced by photosynthetic recombinant cyanobacteria. *Green Chemistry*, 18(23), 6266-6281. https://doi.org/10.1039/c6gc01083k

Mater. Lett. (2002). 55(5), 304–311.

Matar, S. dan Hatch, L., F. (2001). *Chemistry of Petrochemical Processes*. Houston: Gulf Professional Publishing.

Matches' Separator cost - air-sweep, cyclone, gas-liquid vane, screw classifier. (Diakses tanggal 14 Februari 2025). https://www.matche.com/equipcost/Separator.html

Matche.com. *Cost Estimation Tools and Equipment Prices*. Diakses dari: https://www.matche.com

McManus, M., T. (2012). Annual Plant Reviews, Vol. 44, *The Plant Hormone Ethylene*. Hoboken: Wiley-Blackwell.

Molecular Simulation, Experiments and Modelling of Single Adsorption Capacity of 4A Molecular Sieve for CO2–CH4 Separation. (2016). *Sep. Sci. Technol.*, 51, 2318–2325.

Mondy, R. W. (2020). *Human Resource Management.* Pearson.

Monthly price of ethylene worldwide from January 2020 to April 2022. (2022). Statista. Diakses dari: https://www.statista.com/statistics/1318102/monthly-price-ethylene-worldwide/

Morschbacker, A. (2009). Bio-ethanol Based Ethylene. *Polymer Reviews*, 49(2), 79–84. https://doi.org/10.1080/15583720902834791

Morschbacker, A., and Thielen, M. (2010). Basics of Bio-Polyethylene. *Bioplastics Mag.*, 52–55.

National Fire Protection Association. (2010). *Standard for Fixed Aerosol Fire-Extinguishing Systems*. NFPA 2010 Standard. https://www.nfpa.org/codes-and-standards/nfpa-2010-standard-development/2010

Nizam A., dan Prasetya, A. (2019). *Prarancangan Pabrik Propilen dari Gas Alam Melalui Natural Gas Stand-Alone Autothermal Reformer, Methanol ICI Process, dan Proses Methanol to Propylene Kapasitas 300.000 ton/tahun*. [[Doctoral thesis]], Universitas Gadjah Mada.

Occupational Safety and Health Administration (OSHA). (2023). *Process Safety Management Guidelines.*

Panduan Manfaat dan Kepesertaan. (2024). *BPJS Ketenagakerjaan.*

Panchbhaiya, P. (2023, 28 June). *Leading Ethylene Producers in the World*. Procurement Resource. Diakses 6 Oktober 2024, dari https://www.procurementresource.com/blog/ethylene-producers-in-the-world

Peluang Potensi Investasi Kota Cilegon [Review Peluang Potensi Investasi Kota Cilegon]. (2023, 25 September). *Dinas Penanaman Modal Dan Pelayanan Terpadu Satu pintu*. https://dpmptsp.bantenprov.go.id/berita/peluang-potensi-investasi-kota-cilegon

Pemanfaatan Limbah Plastik Daur Ulang dari Polietilen Tereftalat (PET) Sebagai Bahan Tambahan dalam Pembuatan Nanokomposit, Semen Mortar, dan Aspal: Review. (2023). *Jurnal Teknologi Lingkungan Lahan Basah*, 11(1), 164–179.

Pengaruh Harga Minyak Bumi, Harga Bahan Baku Plastik Terhadap Return On Asset Pada Perusahaan Penghasil Bahan Baku Plastik. (2019). *Jurnal Manajemen*, 9(1), 30.

Peraturan Menteri Ketenagakerjaan Nomor 5 Tahun 2018. *Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3) dalam Industri.*

Peraturan Menteri Ketenagakerjaan RI No. 13 Tahun 2011 tentang Nilai Ambang Batas (NAB) Faktor Fisika dan Kimia di Tempat Kerja. (2011). *Kementerian Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia.* Jakarta.

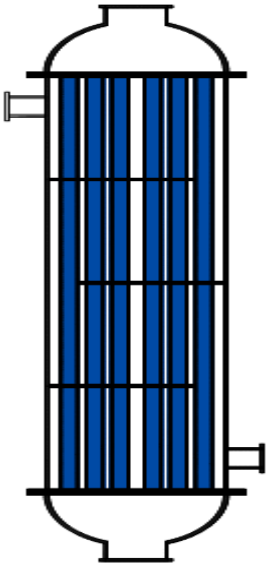
Peraturan Menteri Lingkungan Hidup No. 5 Tahun 2014 tentang Baku Mutu Air Limbah. (2014). *Kementerian Lingkungan Hidup.* Jakarta.

Peraturan Menteri Perhubungan No. 20 Tahun 2015 tentang Pengangkutan dan Penyimpanan LNG. (2015)

LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR

PERHITUNGAN REAKTOR

Jenis	:	Reaktor *Fixed Bed Multitube*
Fungsi	:	Melakukan reaksi dehidrasi etanol menjadi etilen dengan bantuan katalis HZSM-5
Kondisi Operasi	:	Suhu = 275°C Tekanan = 1 atm Konversi = 88,2% Reaksi Endotermis & *Isothermal* Adiabatis
Bahan Material	:	*Carbon steel* SA 283 *grade* C
Gambar Reaktor	:	



Gambar 1. Desain dua dimensi reaktor *fixed bed*

Neraca Massa Reaktor

Berikut merupakan neraca massa proses dehidrasi etanol di dalam reaktor.

Tabel 1. Neraca massa di reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 2	**Arus 4**
C_2H_5OH	76842,2604	9067,3867
H_2O	3027,9535	29548,5562
C_2H_4	173,8861	41428,1570
Total	**80044,1000**	**80044,1000**

Reaksi yang Terjadi di Dalam Reaktor

$$C_2H_5OH_{(g)} \xrightarrow{HZSM\text{-}5} C_2H_{4(g)} + H_2O_{(g)}$$

1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

1) Reaksi berlangsung pada fase gas dengan katalis padat.
2) Selisih suhu masuk reaktor (548K) dengan suhu keluar reaktor (81,94K) sangat besar.
3) Efisiensi penggunaan katalis karena posisi katalis tetap di dalam reaktor tanpa pergerakan, sehingga tidak ada kehilangan katalis akibat pengangkutan
4) Perawatan, perbaikan, dan operasional mudah.
5) *Multitube* membantu mengurangi risiko *hotspot* (zona dengan suhu sangat tinggi) di dalam reaktor yang dapat merusak katalis atau menyebabkan pembentukan produk samping.

6) Lebih sederhana dalam operasi dibandingkan dengan reaktor jenis lain seperti *fluidized bed* dan biaya produksi lebih murah.

2. Data-Data Fisis Umpan Reaktor

a. Menentukan Densitas Umpan Gas (ρ_{gas})

$$Volume = \frac{m \,.\, R \,.\, T}{BM \,.\, P}$$

keterangan,

m : Massa (kg)

R : Konstanta gas (0,000082057 m^3 . atm / (mol . K))

T : Suhu operasi reaktor (548,15 K)

BM : Berat molekul (kg/kmol)

P : Tekanan operasi reaktor (1 atm)

Tabel 2.a Volume tiap komponen gas umpan

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	Volume (m^3)
H_2O	18	3.027,9535	7.566,4427
C_2H_5OH	46	76.842,2604	75.137,6060
C_2H_4	28	173,8861	279,3327
Total		80.044,1000	82.983,3815

$$\rho\ campuran = \frac{m1 + m2 + m3}{V1 + V2 + V3}$$

keterangan,

m_n : Massa komponen n (kg)

V_n : Volume komponen n (m^3)

$$\rho\ campuran = \frac{80.044{,}1000\ kg}{82.983{,}3815\ m3} = 0,9646\ kg/m3$$

b. Menentukan Viskositas Umpan Gas (μ_{gas})

Untuk menghitung viskositas campuran gas, persamaan Chapman-Enskog dapat digunakan. Persamaannya sebagai berikut.

$$\mu\, mix \;=\; \sum_{\alpha=1}^{N} \frac{x\alpha \,.\, \mu\alpha}{\Sigma\beta\, x\beta \,.\, \Phi\alpha\beta}$$

dengan $\Phi_{\alpha\beta}$ adalah :

$$\Phi\alpha\beta \;=\; \frac{1}{\sqrt{8}} \left(1 \;+\; \frac{M\alpha}{M\beta}\right)^{-1/2} \left[1 \;+\; \left(\frac{\mu\alpha}{\mu\beta}\right)^{1/2} \left(\frac{M\beta}{M\alpha}\right)^{1/4} \right]^2$$

keterangan,

μ : Viskositas gas (g/(cm.s))

x : Fraksi Mol

Tabel 2.b.1 Data viskositas komponen gas umpan pada 548,15 K

Komponen	Fraksi Mol	Berat Molekul (g/mol)	Viskositas (g/cm.s)
C_2H_5OH	0,9055	46	0,0001612
C_2H_4	0,0034	18	0,0001509
H_2O	0,0912	28	0,000954

Untuk mendapatkan nilai viskositas gas campuran, terlebih dahulu menghitung nilai $\Phi_{\alpha\beta}$ sebagai berikut.

Tabel 2.b.2 Mencari nilai $\Sigma_\beta x_\beta \Phi_{\alpha\beta}$

α	β	M_α/M_β	M_β/M_α	μ_α/μ_β	$\Phi_{\alpha\beta}$	$\Sigma_\beta x_\beta \Phi_{\alpha\beta}$
	C_2H_5OH	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	
C_2H_5OH	C_2H_4	1,6429	0,6087	1,0683	0,7958	0,9382
	H_2O	2,5556	0,3913	0,1690	0,3292	

	C_2H_5OH	0,6087	1,6429	0,9361	1,2239	
C_2H_4	C_2H_4	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,1486
	H_2O	1,5556	0,6429	0,1582	0,4067	
	C_2H_5OH	0,3913	2,5556	5,9181	4,9794	
H_2O	C_2H_4	0,6429	1,5556	6,3221	4,000	4,6133
	H_2O	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	

Dari persamaan Chapman-Enskog dan data yang sudah diperoleh, maka nilai μ_{mix} sebesar 0,0001749 g/cm.s.

c. Menentukan Kapasitas Panas Umpan Gas (Cp_{gas})

Berdasarkan buku Chemical Properties Handbook (Yaws, 1999) nilai Kapasitas Panas dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut.

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

keterangan,

C_p : Kapasitas panas gas ideal (J/(mol.K))

A, B, C, D, dan E : Koefisien regresi dari komponen kimia / data Antoine

T : Suhu (K)

Tabel 2.c.1 Data antoine komponen gas umpan

Komponen	A	B	C	D	E
C_2H_5OH	27,09	1,11E-01	1,10E-04	-1,50E-07	4,66E-11
C_2H_4	32,08	-1,48E-02	2,48E-04	-2,38E-07	6,83E-11
H_2O	33,93	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

Dari nilai Antoine tersebut maka kapasitas panas gas campuran dapat dihitung sebagai berikut.

Tabel 2.c.2 Perhitungan nilai C_p

Komponen	m_i (kg)	BM (kg/kmol)	C_{pi} (kJ/kmol/K)	C_{pi} (kJ/(kmol.K))	$C_p = (\Sigma m_i/m_{mixture}) . C_p$ (kJ/(kg.K))
C_2H_5OH	76.842,26	46	100,04	2,17	2,09
C_2H_4	173,88	28	65,36	2,33	0,01
H_2O	3027,95	18	35,71	1,98	0,08
Total	80.044,10				2,17

Jadi, kapasitas panas gas umpan sebesar 2,17 kJ/(kg.K)

d. Menentukan Konduktivitas Panas Umpan Gas (k_{gas})

Berdasarkan buku Chemical Properties Handbook (Yaws, 1999) nilai Kapasitas Panas dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut.

$$k_{gas} = A + B + C\ T^2$$

keterangan,

k : Konduktivitas panas (W/(m.K))

A, B, dan C : Koefisien regresi dari komponen kimia / data Antoine

T : Suhu (K)

Untuk mendapatkan nilai konduktivitas panas campuran dari umpan gas, digunakan persamaan (Bird, 2002):

$$k\,mix = \sum_{\alpha=1}^{N} \frac{x\alpha\,.\,k\alpha}{\Sigma\beta\, x\beta\,.\,\Phi\alpha\beta}$$

keterangan,

x : Fraksi Mol

Koefisien $\Phi_{\alpha\beta}$ identik dengan koefisien yang muncul dalam persamaan viskositas.

Tabel 2.d.1 Data antoine komponen gas umpan

Komponen	A	B	C
C_2H_5OH	-0,00123	3,6219E-05	1,2459E-07
C_2H_4	-0,00556	4,3620E-05	8,5033E-08
H_2O	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08

Tabel 2.d.2 Perhitungan konduktivitas panas umpan pada 548,15K

Komponen	Fraksi Mol	BM (g/mol)	k_{gas} (W/(m.K)	k_{gas} (cal/cm.s.K)
C_2H_5OH	0,9055	46	0,056059	4,9051E-07
C_2H_4	0,0034	28	0,043900	3,8411E-07
H_2O	0,0912	18	0,041233	3,6079E-07

Tabel 2.d.3 Mencari nilai $\Sigma_\beta x_\beta \Phi_{\alpha\beta}$

α	β	M_α/M_β	M_β/M_α	k_α/k_β	$\Phi_{\alpha\beta}$	$\Sigma_\beta x_\beta \Phi_{\alpha\beta}$
	C_2H_5OH	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	
C_2H_5OH	C_2H_4	1,6429	0,6087	1,2770	0,7958	0,97155
	H_2O	2,5556	0,3913	1,3596	0,3292	
	C_2H_5OH	0,6087	1,6429	0,7831	1,2239	
C_2H_4	C_2H_4	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,08946
	H_2O	1,5556	0,6429	1,0646	0,4067	
	C_2H_5OH	0,3913	2,5556	0,7355	4,9794	
H_2O	C_2H_4	0,6429	1,5556	0,9393	4,000	1,27431
	H_2O	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	

Dari persamaan Chapman-Enskog dan data yang sudah diperoleh, maka nilai k_{mix} sebesar 4,8415E-07 cal/(cm.s.K).

3. *Mechanical Design* Reaktor

a. Menentukan Jenis Ukuran dan Jumlah Tube

1) Menentukan Ukuran Tube

Diameter pipa reaktor ditentukan dengan mempertimbangkan efektivitas perpindahan panas. Mengingat reaksi yang berlangsung bersifat endotermis dan terdapat perbedaan suhu masuk dan keluar yang cukup besar, maka dipilih nilai **hw/h** yang paling tinggi, karena rasio perpindahan panas yang lebih besar memungkinkan distribusi panas yang lebih merata di sepanjang reaktor, sehingga dapat mengurangi gradien suhu yang ekstrem dan meningkatkan efisiensi reaksi. Pengaruh rasio **Dp/Dt** terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butiran katalis dibandingkan dengan pipa kosong telah diteliti oleh Colburn (Smith, halaman 571), yaitu:

Tabel 3.a.1 Perhitungan ratio Dp/Dt dan hw/h

Dp/Dt	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
hw/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Dimana :

hw : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Dp : diameter katalisator

Dt : diameter tube

Dipilih :

Dp/Dt = 0,15

Sehingga :

Dp = 1,5 in

Dt = 10 in

Berdasarkan hasil perhitungan, dipilih ukuran pipa standar yang dapat memberikan koefisien perpindahan panas yang optimal. Mengacu pada **Tabel 11 Kern (*Dimensions of Steel Pipe*, halaman 844)**, spesifikasi pipa yang digunakan adalah sebagai berikut :

Nominal pipe size	:	10 in
Outside diameter (OD)	:	10,75 in
Schedule number	:	40
Inside diameter (ID)	:	10,02 in
Flow area per pipe	:	78,8 in^2
Surface per lin ft	:	*Outside* = 2,814 ft^2/ft
	:	*Inside* = 2,62 ft^2/ft
Weight per lin ft	:	40,5 lb steel

2) Menentukan Berat Katalis

Persamaan Laju Reaksi

Berdasarkan reaksi yang berlangsung, laju reaksi dalam proses pembuatan etilen dikendalikan oleh tahapan reaksi permukaan. Persamaan reaksi dan persamaan kinetika yang digunakan dalam perhitungan ini mengacu pada penelitian yang dilakukan oleh **Aali (2023)**, sebagaimana tercantum di bawah ini :

$$-rA = \frac{k'PA}{1+kA'PA}$$

Dengan :

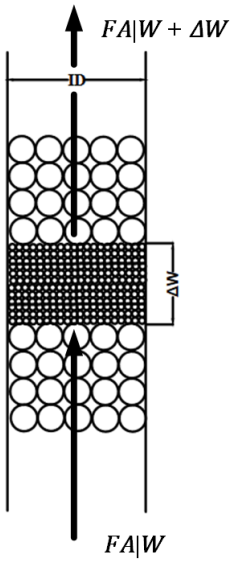
K’ : Konstanta laju kinetik (0.1533384 mol/g_{cat}.hr)

K_A’ : Konstanta kesetimbangan adsorpsi etanol (9.013511 atm^{-1})

P_A : Tekanan parsial etanol (atm)

Neraca Massa Pada 1 Tube

Persamaan neraca massa dengan tinjauan pada 1 tube adalah sebagai berikut :



Gambar 3.a.2 Ilustrasi neraca massa pada 1 tube

Neraca Massa pada Elemen Volume :

(*rate of mass input*) - (*rate of mass output)* - (*rate of mass reactio*n)

= (*rate of mass accumulation*)

$$F_{A\,|\,W} - F_{A\,|\,W+\Delta w} - (-r_A)_{\Delta w} = 0$$

$$\lim_{\Delta w \to 0} \frac{FA\,|\,W+\Delta w - FA\,|\,W}{\Delta w} = r_A$$

$$\frac{dFA}{dW} = r_A$$

$$F_A = F_{A0}\,(1 - X_A)$$

$$dF_A = - F_{A0} . dX_A$$

Sehingga :

$$- F_{A0} \frac{dXA}{dW} = r_A$$

$$\frac{dXA}{dW} = \frac{-rA}{FA0}$$

Integrasi Numeris

Substitusikan persamaan laju reaksi ke dalam bentuk akhir persamaan neraca massa untuk satu tube, sehingga diperoleh :

$$\frac{dXA}{dW} = \frac{k'PA}{FA0(1+kA'PA)}$$

$$PA = \frac{1-x}{M+x} Pt$$

$$M = \frac{FT0}{FA0}$$

$$\frac{dXA}{dW} = \frac{k'\frac{1-x}{\frac{FT0}{FA0}+x} Pt}{FA0(1+kA'\frac{1-x}{\frac{FT0}{FA0}+x} Pt)}$$

Dengan :

F_{A0} : Laju molar umpan awal (etanol) = 1.670,4839 kmol

F_{T0} : Laju molar total umpan = 1.844,9137 kmol

Pt : Tekanan total sistem = 1 atm

K' : Konstanta laju reaksi kinetik = 0,1533384 mol/g katalis·jam

K_A' : Konstanta kesetimbangan adsorpsi etanol = 9,013511 atm^{-1}

Perhitungan berat katalis dilakukan menggunakan metode integrasi numerik Simpson 3/8, dengan inkremen 0,0882, yang diterapkan sebanyak 10 kali. Hasil perhitungan berat katalis dapat dilihat dalam tabel integrasi numerik di bawah ini :

Tabel 3.a.2 Integrasi numeris perhitungan berat katalis

i	x	y = f(x)	K	K.f(x)
1	0	110226,0299	1	110226,0299
2	0,0882	112443,6833	3	337331,05
3	0,1764	115136,3173	3	345408,952
4	0,2646	118474,832	2	236949,6641
5	0,3528	122723,288	3	368169,864
6	0,441	128312,4016	3	384937,2048
7	0,5292	135995,6521	2	271991,3042
8	0,6174	147221,3108	3	441663,9325
9	0,7056	165173,2134	3	495519,6403
10	0,7938	198482,6118	2	396965,2236
11	0,882	281586,7378	1	281586,7378
TOTAL				3.670.749,603
Hasil Integral (Simpson Method)				121.410,0431

3) Menghitung Volume Katalis

$V\ katalis = \frac{W\ katalis}{\rho\ katalis}$

$V\ katalis = \frac{121.410{,}0431\ kg}{2{,}355\ kg/l}$ = 51.554,1584 dm^3 = 51,5541 m^3

4) Menghitung Panjang Katalis

$Z\ katalis = \frac{V\ katalis}{AC}$

$Z\ katalis = \frac{51{,}5541\ m3}{0{,}0508\ m2}$ = 1.014,0121 m

5) Menghitung Banyak Tube

Dipilih panjang tube standar :

$Z\ tube$ = 20 ft = 6,096 m

Dengan asumsi bahwa tinggi katalis adalah **80% dari tinggi tube**, karena distribusi katalis dalam reaktor tidak mencapai seluruh volume tube

secara penuh akibat adanya ruang kosong (*void fraction*) serta pertimbangan aliran fluida yang optimal untuk perpindahan massa dan panas, maka:

$Z\ katalis\ pada\ 1\ tube$ = 4,8768 m

Sehingga diperoleh :

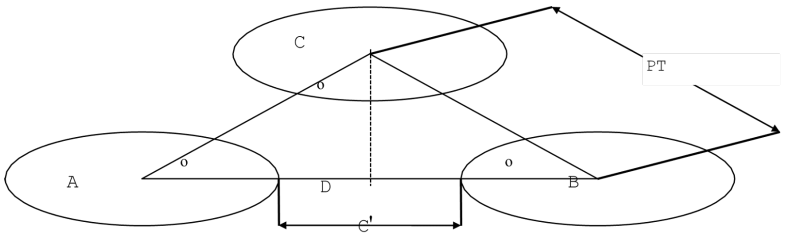
$$Nt = \frac{tinggi\ katalis\ keseluruhan}{tinggi\ katalis\ per\ tube}$$

$$Nt = \frac{1.014{,}0121\ m}{4{,}8768\ m} = 207{,}9257 \text{ tube} \approx 208 \text{ tube}$$

b. Menentukan Diameter Dalam Reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola *triangular pitch* dengan pertimbangan sebagai berikut :

1) Struktur lebih kuat, karena jarak antar tube lebih rapat, sehingga meningkatkan stabilitas mekanis.
2) Lebih mudah dibersihkan, terutama dalam sistem yang rentan terhadap *fouling*, karena memungkinkan akses yang lebih baik untuk pembersihan mekanis atau kimia.
3) Meningkatkan turbulensi aliran fluida dalam *shell*, yang berkontribusi pada peningkatan koefisien perpindahan panas konveksi (h_o), sehingga efisiensi perpindahan panas menjadi lebih optimal.



Gambar 3.b Susunan pipa model *triangular pitch* (Brownell & Young, 1959)

Jarak antar pusat pipa (PT)

$PT = 1,25 \times ODt$

$PT = 1,25 \times 10,75\ in = 13,4375\ in$

Jarak antar pipa (*clearance*)

$C' = PT - ODt$

$C' = 13,4375\ in - 10,75\ in = 2,6875\ in$

Diameter dalam reaktor (*IDs*)

$IDs = \sqrt{\frac{4 \times Nt \times PT^2 \times 0,866}{\pi}}$

$IDs = \sqrt{\frac{4 \times 208 \times 13,4375^2 \times 0,866}{\pi}} =$ 218,1911 in = 5,1693 m

c. Menentukan Tebal Shell

1) Menentukan Tekanan *Design*

Berdasarkan buku referensi "*Rules of Thumb for Chemical Engineers*" oleh Carl Branan (halaman 48), ditemukan rumus sebagai berikut:

$$DP = MOP + 10\%$$

Dengan:

DP : *Design Pressure*

MOP : *Maximum Operating Pressure* = 1 atm

Sehingga diperoleh:

Dp = 1,1 atm = 16,1655 psi

2) Menentukan Bahan Konstruksi *Shell*

Dipilih material bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA 283 *Grade* C

Alasan pemilihan :

- Ekonomis dan mudah difabrikasi, *Carbon Steel* SA 283 *Grade* C lebih murah dibanding material lain serta mudah dibentuk dan dilas, sehingga mengurangi biaya produksi dan perawatan.
- Kompatibel dengan lingkungan proses, material ini mampu menahan suhu dan tekanan sedang serta tidak mudah terkorosi dalam kondisi reaksi katalitik dehidrasi etanol.
- Ketersediaan luas, mudah diperoleh di pasaran dan telah memenuhi standar internasional, sehingga cocok untuk aplikasi industri kimia dan konstruksi peralatan proses.

3) Menentukan Tebal Dinding *Shell*

Berdasarkan buku referensi "*Rules of Thumb for Chemical Engineers*" oleh Carl Branan (halaman 136), tebal dinding shell dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$ts = \frac{P \times IDs}{SE - 0{,}6P} + C$$

Dengan data yang diperoleh dari buku Brownell & Young serta Carl Branan, diperoleh:

P : Tekanan *design* = 253,7982 psig

S : *Allowable stress* = 12.650 psi

E : Efisiensi pengelasan = 0,85

C : Faktor korosi = 0,0625 in

IDs : Diameter dalam shell = 218,1911 in

ts : Tebal shell yang dihitung = 2,675 in

Tebal dinding standar yang dipilih = 2,75 in

d. Menentukan Diameter Luar Reaktor

Perhitungan diameter luar shell :

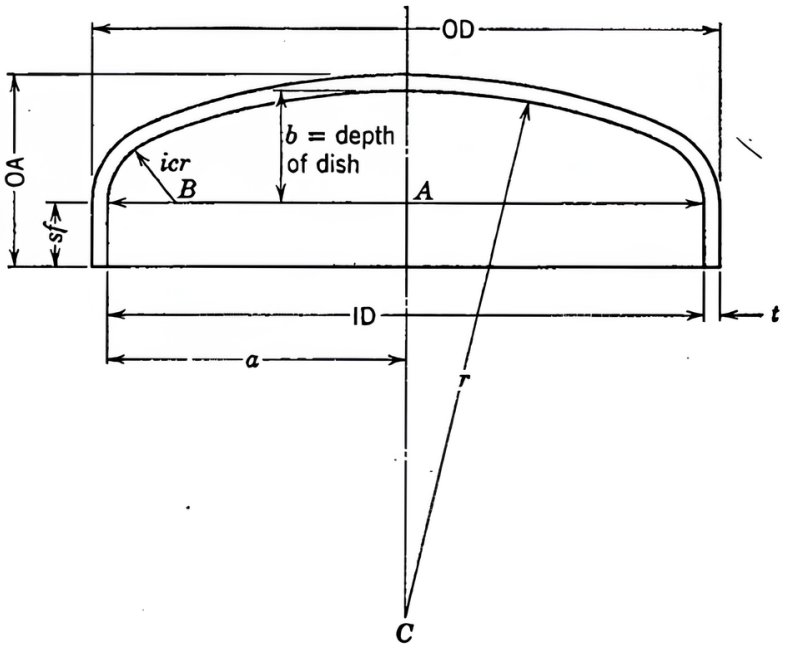
$ODs = IDs + 2ts$

$ODs = 218,1911\ in + 2 \times 2,75\ in = 223,6911\ in$

Dipilih diameter luar standar = 228 in (Brownell, 1959, tabel 5.7, halaman 90)

e. Menentukan Dimensi Head Reaktor

1) Menentukan Bentuk *Head*



Gambar 3.e.1 *Torispherical dished head* (Brownell & Young, 1959)

Pada perancangan reaktor ini, dipilih bentuk *Torispherical Dished Head* sebagai kepala reaktor. Pemilihan bentuk ini didasarkan pada pertimbangan teknis dan ekonomis, dengan alasan sebagai berikut :

- Ketahanan terhadap Tekanan – Torispherical head dapat digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dengan biaya yang relatif ekonomis (Coulson, hal. 818).
- Kesesuaian dengan Rentang Tekanan – Berdasarkan referensi dari Brownell dan Young (1959), bentuk ini cocok digunakan untuk bejana dengan tekanan operasi dalam rentang 15 – 200 psig, sehingga sesuai dengan spesifikasi proses dalam perancangan ini.

2) Menentukan Bahan Konstruksi *Head*

Dipilih material bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA 283 *Grade* C

Alasan pemilihan :

- Ekonomis dan mudah difabrikasi, *Carbon Steel* SA 283 *Grade* C lebih murah dibanding material lain serta mudah dibentuk dan dilas, sehingga mengurangi biaya produksi dan perawatan.
- Kompatibel dengan lingkungan proses, material ini mampu menahan suhu dan tekanan sedang serta tidak mudah terkorosi dalam kondisi reaksi katalitik dehidrasi etanol.
- Ketersediaan luas, mudah diperoleh di pasaran dan telah memenuhi standar internasional, sehingga cocok untuk aplikasi industri kimia dan konstruksi peralatan proses.

3) Menentukan Tebal Head

Berdasarkan buku referensi oleh Brownell & Young, tebal head reaktor dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$th = \frac{P \times IDs}{2SE - 0{,}2P} + C$$

Dengan data yang diperoleh dari buku Brownell & Young serta Carl Branan, diperoleh:

P : Tekanan *design* = 253,7982 psig

S : *Allowable stress* = 12.650 psi

E : Efisiensi pengelasan = 0,85

C : Faktor korosi = 0,0625 in

IDs : Diameter dalam shell = 218,1911 in

th : Tebal *head* yang dihitung = 2,6436 in

Tebal *head* standar yang dipilih = 2,75 in

4) Menentukan Tinggi *Head*

Berdasarkan buku referensi oleh Brownell & Young, tinggi head reaktor dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$a = \frac{IDs}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$$

$$AB = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = th + (r - \sqrt{((r - icr)^2 - (\frac{IDs}{2} - icr)^2)}) + sf$$

Diketahui parameter sebagai berikut :

IDs = 218,1911 in

th = 2,75 in

icr = 13,75 in

r = 180 in

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell (halaman 88), untuk th = 2,75 in, diperoleh sf dalam rentang 1,5 – 4,5 in. Dalam perancangan ini, dipilih nilai sf = 2 in untuk perhitungan lebih lanjut.

Hasil perhitungan tinggi head :

Tinggi *head* = 48,5579 in = 4,03 ft = 1,21 m

f. Menentukan Tinggi Total Reaktor

$Tinggi\ total\ reaktor = Z\ +\ 2 \times tinggi\ head\ reaktor$

$Tinggi\ total\ reaktor = 240\ in\ +\ 2 \times 48,5579\ in$

$Tinggi\ total\ reaktor = 337,1158\ in\ =\ 27,9806\ ft\ =\ 8,3942\ m$

g. Menentukan Volume Reaktor

1) Volume *Head* (VH)

Berdasarkan buku referensi Brownell & Young (halaman 88), volume head reaktor dihitung menggunakan Persamaan 5.11 sebagai berikut :

$VH = 0,000049 \times IDs^2$

$VH = 0,000049 \times (218,1911\ in)^2\ =\ 508,9877\ in^3$

2) Volume *Shell* (VS)

$VS = \frac{\pi}{4} \times IDs^2 \times Z$

$VS = \frac{\pi}{4} \times (218,1911\ in)^2 \times 240\ in\ =\ 8.969.227,008\ in^3$

3) Volume Reaktor (VR)

$VR = Volume\ Head\ +\ Volume\ Shell$

$VR = 508,9877\ +\ 8.969.227,008\ =\ 8.970.244,98\ in^3$ = 146,9837 m^3

h. Menentukan Kebutuhan Pemanas Reaktor

1) Menentukan Q Pemanas

Berikut merupakan neraca panas proses dehidrasi etanol di dalam reaktor :

Tabel 3.h.1.1 Panas input (arus 2) dan output (arus 4)

Q2 (kkal)					
Komponen	**Massa (kg)**	**Cp pada 275 C (kkal/kg/C)**	**T1 (C)**	**Tref**	**Q1 (kkal)**
C2H5OH	76842,2604	0,51932	275	25	9.976.526,56
C2H4	173,8861	0,55742	275	25	24.231,70784
H2O	3027,9535	0,47369	275	25	358.581,0689
Total					**10.359.339,34**
Q4 (kkal)					
Komponen	**Massa (kg)**	**Cp pada 275 C (kkal/kg/C)**	**T1 (C)**	**Tref**	**Q2 (kkal)**
C2H5OH	9067,3867	0,51932	275	25	1.177.230,134
C2H4	41428,1570	0,55742	275	25	5.773.176,304
H2O	29548,5562	0,47369	275	25	3.499.245,57
Total					**10.449.652,01**

Tabel 3.h.1.2 Neraca panas di reaktor

Neraca Panas			
Panas Masuk		**Panas Keluar**	
Q2 (kkal)	10.359.339,34	Q4 (kkal)	10.449.652,01
Total Panas (kkal)	**10.359.339,34**	**Total Panas (kkal)**	**10.449.652,01**

Dalam perhitungan neraca panas, prinsip utama yang digunakan adalah keseimbangan energi, yaitu:

$$Q\ input = Q\ output$$

Namun, dalam proses ini terdapat kebutuhan pemanasan tambahan karena energi yang diperlukan oleh sistem untuk mencapai kondisi operasi yang diinginkan lebih kecil dibandingkan energi yang dilepaskan. Oleh karena itu, perbedaan antara kalor masuk dan kalor keluar menghasilkan kebutuhan kalor pemanas yang harus disuplai ke sistem.

Dari hasil perhitungan, diperoleh:

$Q\ pemanas = Q\ output\ -\ Q\ input$

$Q\ pemanas$ = 90.312,6713 kkal

Artinya, sebanyak 90.312,6713 kkal harus diberikan ke sistem untuk menyeimbangkan energi dan memastikan proses berlangsung sesuai dengan kebutuhan reaksi atau perubahan fase yang terjadi.

2) Menentukan Massa Pemanas Yang Dibutuhkan

Untuk menentukan jumlah uap jenuh (*saturated steam*) yang diperlukan dalam proses pemanasan, dilakukan perhitungan berdasarkan data dari *Steam Table Calculator* pada situs TLV *Toolbox*.

Data Input :

- Jenis Steam : Saturated Steam
- Temperatur (T) : 300°C
- Tekanan (P) : 84,8638 bar
- Massa Molekul (BM) : 18 g/mol

Berdasarkan perhitungan dari steam table, diperoleh nilai entalpi sebagai berikut:

Enthalpi Steam (H_{steam}) : 2.749,57 kJ/kg

Enthalpi Air (H_{water}) : 1.344,77 kJ/kg

Panas Laten (ΔH) : $H_{steam} - H_{water} = 2.749{,}57 - 1.344{,}77 = 1.404{,}8$ kJ/kg

Kapasitas Kalor Steam (Cp) : $\frac{\Delta H}{\Delta T} = 5{,}1084\ kJ/kg.K$

Diketahui kebutuhan energi pemanasan total untuk proses ini adalah:

$Q_{pemanas}$ = 377.506,97 kJ/jam

Jumlah uap jenuh yang dibutuhkan dapat dihitung menggunakan rumus:

$m\ steam = \frac{Q\ pemanas}{\Delta H}$

$m\ steam = \frac{377.506{,}97}{1.404{,}8} = 268{,}73\ kg/jam$

i. Menentukan Pressure Drop Reaktor

Adanya tumpukan katalis akan menyebabkan berkurangnya tekanan gas. Persamaan yang paling banyak digunakan untuk menghitung *pressure drop* dalam *fixed bed reactor* adalah Persamaan Ergun.

$$\frac{\Delta P}{\Delta z} = \frac{G}{\rho \times gc \times dp}\left(\frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3}\right)\left(\frac{150\,(1-\varepsilon)\,\mu}{dp} + 1{,}75G\right)$$

keterangan,

P : Pressure/tekanan (Pa)

z : Panjang total bed (m)

μ : Viskositas gas (mPa. s)

G : Kecepatan superfisial gas dalam *tube* = ρv (kg/m^2.s)

v : Kecepatan superficial = $\frac{kecepatan\ volumetris}{luas\ penampang\ pipa}$ (m/s)

dp : Diameter partikel katalis (mm) = 10^{-3} (m)

ε : Fraksi volume rongga

(1 - ε) : Fraksi volume padatan = $\frac{volume\ padatan}{volume\ bed\ total}$

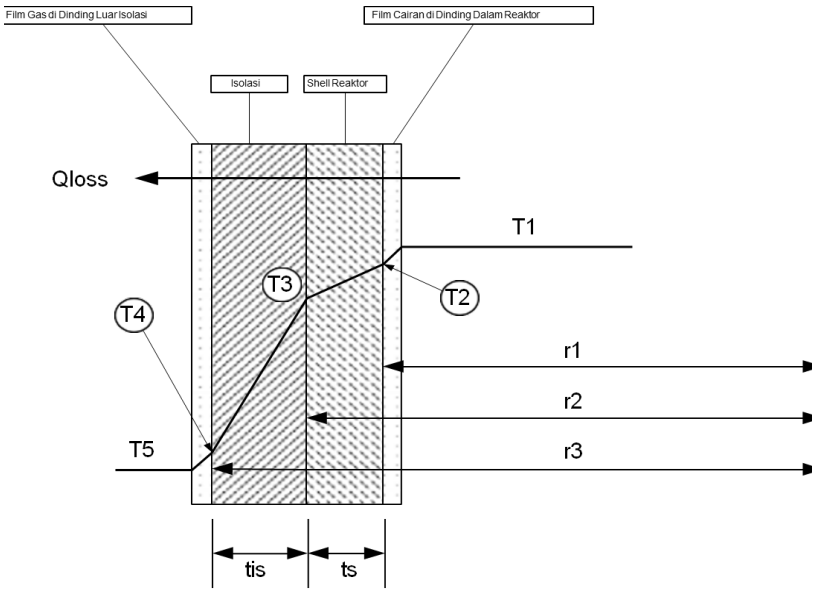
ρ : Densitas gas (kg/m3)

Berdasarkan persamaan di atas, data fisis komponen yang telah dihitung, dan data katalis, maka nilai *pressure drop* reaktor sebesar 0,0152 Pa atau 1,5022 x 10^{-7} atm/meter.

j. Menentukan Tebal Isolasi

Dalam sistem reaktor, penggunaan isolasi memiliki peran penting untuk menjaga efisiensi operasi serta meningkatkan aspek keselamatan. Berikut adalah beberapa fungsi utama isolasi pada reaktor :

1. Menjaga suhu dinding reaktor – Mencegah kehilangan panas berlebih dan menjaga efisiensi proses
2. Keamanan operator – Mengurangi risiko luka bakar dan menciptakan lingkungan kerja yang nyaman
3. Perlindungan material – Mencegah korosi akibat kondensasi dan memperpanjang umur peralatan



Gambar 5. Ilustrasi Perpindahan Panas Pada Dinding Reaktor (Brownell & Young, 1959)

Keterangan :

T_1 = Suhu cairan dalam reaktor

T_2 = Suhu dinding dalam reaktor

T_3 = Suhu dinding luar reaktor

T_4 = Suhu dinding luar isolasi

T_5 = Suhu lingkungan (T_u)

t_{is} = Tebal isolasi

t_s = Tebal dinding reaktor

r_1 = Jari-jari dalam reaktor

r_2 = Jari-jari luar reaktor = $r_1 + t_s$

r_3 = Jari-jari luar isolasi = r2 + tis

Dirancang :

T_4 (T_w)	= 50 ˚C	= 122 ˚F	= 581,67 R

Diketahui :

T_1	= 275 ˚C	= 527 ˚F	= 986,67 R
T_5 (T_u)	= 30 ˚C	= 86 ˚F	= 546 R
IDs	= 5,1693 m	= 16,9553 ft	
Z	= 6 m	= 20 ft	

r_1 = 0,0368 m = 0,1208 ft

ts = 0,0687 m = 0,2255 ft

r_2 = 5,7 m = 18,696 ft

1) Spesifikasi Isolasi

Bahan : Asbestos

Konduktivitas termal (k_{is}) : 0,1234 Btu/jam.ft².°F/ft

Emisivitas (ε) : 0,945

Isolasi asbestos dipilih karena memiliki konduktivitas termal yang rendah, sehingga efektif dalam mengurangi kehilangan panas dari reaktor ke lingkungan. Selain itu, nilai emisivitas yang tinggi membantu dalam meminimalkan perpindahan panas melalui radiasi.

2) Sifat Fisis Dinding Reaktor

Material : *Carbon Steel*

Konduktivitas termal (k_s) : 25,25 Btu/jam.ft.°F

Carbon steel dipilih sebagai material reaktor karena memiliki konduktivitas termal yang tinggi, memungkinkan perpindahan panas yang baik dari fluida proses ke dinding reaktor sebelum akhirnya dikontrol oleh sistem isolasi.

3) Algoritma Perancangan

1. *Trial* tebal isolasi, t_{is} = 16,8145 in = 1,3956 ft
2. Jari-jari luar isolasi, $r_3 = r_2 + t_{is}$ = 20,0916 ft
3. Perhitungan luas permukaan luar isolasi

$A_{0is} = \pi \times (IDs + 2ts + st_{is}) \times Z$

$A_{ois} = 1248{,}1056\ ft^2$

4. Trial suhu permukan luar isolasi

   $T_4 = T_w = 50\ ^\circ C = 122\ ^\circ F = 581{,}67\ R$

5. Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi bebas dan radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar

   a. Koefisien perpindahan panas konveksi bebas :

      $hc = 0{,}3\Delta T^{0,25}$

      $\Delta T = T_w - T_u = 36\ R$

      $hc = 0{,}7348\ Btu/jam.ft^2.R$

   b. Koefisien perpindahan panas radiasi :

      $hr = \sigma\varepsilon(T_w^4 - T_u^4)/(T_w - T_u)$

      $hr = 1{,}1608\ Btu/jam.ft^2.R$

6. Perhitungan panas hilang setelah diisolasi

   $Qloss = (hr+hc).A.\Delta T = 85.175{,}9318\ Btu/jam$

   $= 21.464{,}3348\ kkal/jam$

7. Perhitungan suhu dinding luar reaktor

   $T_3 = T_2 - \left(\frac{Q2\ ln(\frac{r2}{r1})}{2\pi Zks}\right)$

   Dengan menganggap $Q_2 = Qloss$ dan $T_2 = T_1$ maka diperoleh :

   $T3 = 524{,}3325\ R$

8. Perhitungan suhu dinding luar isolasi

$T_4 = T_3 - \left(\frac{Q3\ ln(\frac{r3}{r2})}{2\pi Zkis}\right)$

Kemudian dengan menganggap Q_3 = Qloss maka diperoleh:

T4 hitung = 581,8502 R = 122,1802 ˚F = 50,1001 ˚C

Toleransi :

Abs (T_4 *Trial*-T_4 hitung) = 0,1001 ˚C

Karena T_4 hitung ~ T_4 trial dan $T_4 \approx 50$˚C maka perhitungan sudah benar

k. Menentukan Harga Reaktor

Kami menggunakan fitur estimasi biaya pada Matche untuk memperoleh perkiraan harga awal reaktor berdasarkan spesifikasi yang telah ditentukan. Dalam proses ini, kami memasukkan beberapa parameter utama, yaitu jenis reaktor yang dipilih adalah jacketed, non-agitated, dengan volume sebesar 38.829 gal, material konstruksi carbon steel, serta tekanan operasi atmosferik.

Setelah memasukkan spesifikasi tersebut, website Matche memberikan hasil estimasi harga reaktor pada tahun 2014 sebesar $123.000 untuk spesifikasi yang serupa. Estimasi ini kemudian menjadi dasar dalam perhitungan eskalasi harga reaktor hingga tahun 2030 dengan mempertimbangkan indeks biaya industri kimia dan faktor inflasi lainnya.

Untuk memperkirakan harga reaktor fixed-bed multitube pada tahun 2030, kami menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) sebagai acuan inflasi harga peralatan industri.

Harga di 2014 = $123.000

CEPCI 2014 ≈ 567,301

Perhitungan CEPCI 2030 (dengan menggunakan persamaan regresi linier) ≈ 672,038

Rumus eskalasi biaya peralatan:

$Harga_{2030} = Harga_{2014} \times (CEPCI_{2030}/CEPCI_{2014})$

$Harga_{2030} = 123.000 \times (672,038/567,301)$

$Harga_{2030} \approx 145.708,67$ USD

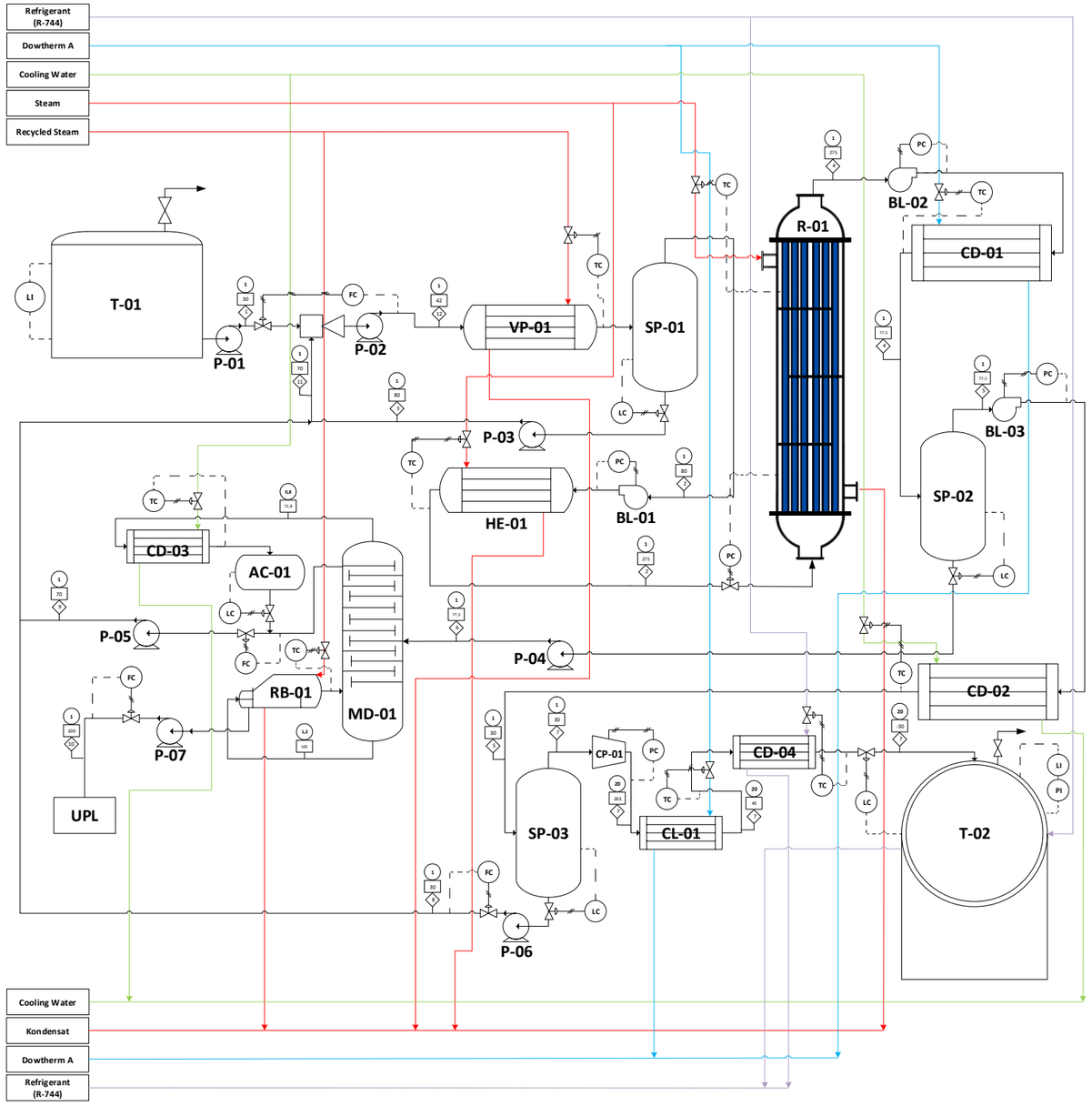
Berdasarkan analisis historis, terdapat kecenderungan depresiasi Rupiah terhadap Dolar AS. Berdasarkan data per 3 Maret 2025, kurs dolar AS terhadap rupiah adalah sekitar Rp16.580 - Rp16.670 per dolar AS.

Sehingga, estimasi harga reaktor dalam Rupiah adalah :

$145.708,67 \times 16.580 = Rp2.415.849.742,76$

LAMPIRAN B. *PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM*

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI ETANOL
DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 330.000 TON/TAHUN



Komponen	No. Arus											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
C_2H_5OH	68.185,46	77.262,73	19.315,68	9.117,00	5.143,57	3.973,43	0,00	5.143,57	3.933,69	39,73	28.392,95	96.578,41
C_2H_4	0,00	177,19	44,30	41.076,47	40.961,39	115,08	40.899,29	62,11	115,08	0,00	710,27	3.551,33
H_2O	2.841,06	2.841,06	710,27	29.320,12	0,00	29.320,12	0,00	0,00	0,00	29.320,12	221,49	221,49
$(C_2H_5)_2O$	0,00	229,29	57,32	996,67	885,02	111,65	767,38	117,64	111,65	0,00	286,61	286,61
TOTAL	71.026,52	80.510,26	20.127,57	80.510,26	46.989,99	33.520,28	41.666,67	5.323,32	3.933,69	29.359,85	29.611,31	100.637,83

KETERANGAN SIMBOL

: Tekanan, atm
: Suhu, °C
: Nomor Arus
: *Control Valve*
: Arus Sinyal *Pneumatic*
: Arus Sinyal Listrik
: Arus Proses
: Arus *Steam*
: Arus DOWTHERM-A
: Arus *Cooling Water*
: Arus *Refrigerant*

KETERANGAN ALAT

AC	: *Accumulator*
BL	: *Blower*
CD	: *Condensor*
CL	: *Cooler*
HE	: *Heater*
MD	: Menara Distilasi
P	: Pompa
R	: Reaktor
RB	: *Reboiler*
SP	: *Separator*
T	: Tangki Penyimpanan
UPL	: Unit Pengolahan Limbah
VP	: *Vaporizer*

KETERANGAN INSTRUMEN

FC	: *Flow Control*
PC	: *Pressure Control*
TC	: *Temperature Control*
LI	: *Level Indicator*
PI	: *Pressure Indicator*
LC	: *Level Controll*

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ETILEN DARI ETANOL
DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 330.000 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh:
1. Rifqi Permanto Pribadi (21521108)
2. Lukman Aprianto (21521109)

Dosen Pembimbing:
Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU PEMBIMBINGAN TUGAS AKHIR

Nama Mahasiswa : Rifqi Permanto

NIM : 21521108

Nama Mahasiswa : Lukman Aprianto

NIM : 21521109

Semester/Tahun Akademik : 8 / 2024/2025

Nama Dosen Pembimbing : Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

No.	Tanggal	Konsultasi	Paraf Dosen
1	10 Oktober 2024	Diskusi awal mengenai penentuan kapasitas produksi pabrik berdasarkan kebutuhan pasar dan ketersediaan bahan baku.	
2	8 November 2024	Konsultasi pemilihan rute proses produksi etilen dari etanol; perbandingan beberapa alternatif proses.	
3	15 November 2024	Penentuan spesifikasi bahan baku dan produk, serta identifikasi komponen utama yang terlibat.	
4	23 November 2024	Pembuatan dan revisi diagram alir kualitatif proses produksi, termasuk urutan unit operasi utama.	
5	29 November 2024	Pembahasan dan penyelesaian neraca massa keseluruhan proses; identifikasi aliran limbah dan recycle.	
6	24 Desember 2024	Perancangan reaktor utama: jenis, kondisi operasi, ukuran, dan perhitungan kinetika awal.	

7	31 Desember 2024	Desain alat pemisah (distilasi, separator) serta unit operasi pendukung lainnya.	
8	23 Januari 2025	Pembuatan Process Engineering Flow Diagram (PEFD); penyesuaian jalur aliran dan unit-unit operasi.	
9	10 Februari 2025	Perancangan alat penyimpanan bahan baku dan produk, termasuk perhitungan kapasitas dan safety margin.	
10	26 Februari 2025	Konsultasi perancangan sistem transportasi bahan (pompa dan blower).	
11	13 Maret 2025	Desain alat penukar panas (heat exchanger), pemilihan jenis dan luas perpindahan panas.	
12	21 Maret 2025	Perhitungan neraca panas untuk seluruh sistem.	
13	17 April 2025	Penentuan lokasi pabrik berdasarkan faktor teknis dan ekonomi, desain layout, serta struktur organisasi.	
14	25 April 2025	Perancangan unit utilitas seperti penyedia air, boiler, listrik dan pengolahan limbah.	
15	30 April 2025	Perhitungan evaluasi ekonomi dan pembahasan awal penyusunan naskah laporan TA.	

Disetujui draft penulisan :
Yogyakarta, 5 Mei 2025

Pembimbing



Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.
NIK. 165210101