

PRARANCANGAN PABRIK ETILBENZENE DARI BENZENA DAN ETILEN DENGAN KAPASITAS 220.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat Untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Nadila Afitri Nur A. Nama : Kevin Yoga Adib M

No. Mahasiswa : 21521067

No. Mahasiswa : 21521068

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2025

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK ETILBENZENE DARI BENZENA DAN
ETILEN DENGAN KAPASITAS 220.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Nadila Afitri Nur A.

Nama : Kevin Yoga Adib M

No. Mahasiswa : 21521067

No. Mahasiswa : 21521068

Yogyakarta, 24 September 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik Ini adalah karya sendiri.
Apabila dikemudian hari 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



Nadila Afitri Nur Anggraeni

Mahasiswa 2



Kevin Yoga Adib Maulana

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK ETILBENZENA DARI
BENZENE DAN ETILENE DENGAN KAPASITAS
220.000 TON/TAHUN

Oleh :

Nama : Nadila Afitri Nur A

Nama : Kevin Yoga Adib M

NIM : 21521067

NIM : 21521068

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, 24 November 2025

Tim Penguji,

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D

Ketua

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M. Sc.

Anggota I

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

Eng.,Dr.

Anggota II

Mengetahui ,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

NIK. 995200445

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK ETILBENZENE DARI
BENZENA DAN ETILEN DENGAN KAPASITAS
220.000 TON/TAHUN

Oleh :

Nama : Nadila Afitri Nur

Nama : Kevin Yoga Adib

No. Mahasiswa : 21521067

No. Mahasiswa : 21521068

Yogyakarta, 14 Oktober 2025

Pembimbing



Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph. D

NIK. 175210102

PRAKATA

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kehadiran 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 Etilbenzene dari Etilen dan benzena Kapasitas 220.000 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. Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph. D. 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 academic 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, 14 Oktober 2025

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillah rabbil'alamin,

Segala puji dan syukur saya panjatkan hanya kepada Allah SWT, Tuhan Yang Maha Pengasih dan Penyayang, yang dengan limpahan rahmat, kekuatan, kesehatan, kesempatan, dan kemudahan-Nya saya mampu melewati setiap tantangan, ujian, dan kesulitan dalam perjalanan menuntut ilmu ini, sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik ini dengan baik, serta tetap diberikan kesabaran, keteguhan hati, dan semangat yang tidak pernah padam hingga sampai pada titik ini, dan saya menyadari sepenuhnya bahwa segala pencapaian yang saya raih bukanlah semata hasil usaha saya sendiri, melainkan berkat karunia dan keberkahan dari-Nya yang selalu menyertai setiap doa dan langkah saya.

Perjalanan menempuh pendidikan ini bukan semata-mata tentang penguasaan ilmu pengetahuan, teori, dan pencapaian gelar akademik, melainkan juga merupakan proses pembelajaran yang lebih dalam untuk mengenal diri sendiri, menghadapi kesulitan, bangkit dari kegagalan, serta menjalani kehidupan pembelajaran yang sesungguhnya. Sepanjang perjalanan ini, Allah SWT senantiasa memberikan dukungan melalui kehadiran keluarga tercinta dan orang-orang baik di sekitar saya yang selalu memberikan semangat serta motivasi tanpa henti. Berkat dukungan mereka pula, saya dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik ini dengan rasa syukur dan penuh tanggung jawab. Tugas akhir ini menjadi penanda berakhirnya perjalanan studi S1 saya sekaligus membuka lembaran baru menuju masa depan yang penuh harapan dan tantangan baru.

Halaman persembahan ini saya susun sebagai ungkapan terima kasih yang tulus kepada seluruh pihak yang telah memberikan dukungan, bimbingan, dan pendampingan selama proses studi maupun penyusunan tugas akhir ini.

1. Diriku sendiri, terima kasih telah bertahan sejauh, untuk setiap hari yang dilalui dengan tekad dan doa, dan untuk keberanian dalam menghadapi segala keterbatasan. Terima kasih telah memilih untuk tidak menyerah meski jalan terasa berat, untuk terus berdiri meski sempat terjatuh, dan untuk tetap percaya bahwa setiap usaha akan berbuah hasil. Karya ini adalah bukti bahwa ketekunan, keyakinan, dan doa tak akan pernah mengkhianati hasil. Semoga diri ini terus belajar untuk menjadi pribadi yang lebih kuat, lebih sabar, dan lebih bersyukur atas setiap proses yang dijalani.
2. Kedua orang tuaku tercinta, terutama kepada Mama tercinta, sosok yang menjadi sumber kekuatan, kasih sayang, dan ketulusan tanpa batas. Terima kasih atas setiap doa yang tidak pernah putus, atas setiap peluh dan air mata yang tak terlihat, atas setiap nasihat lembut yang menjadi penuntun langkah di kala ragu, dan atas segala bentuk cinta yang tak terukur oleh waktu. Kalian berdua adalah alasan terbesar di balik setiap perjuangan dan keberhasilanku. Semoga karya kecil ini menjadi bukti rasa hormat, cinta, dan terima kasih yang takkan pernah terbalaskan.
3. Untuk adik-adikku tersayang, Ibnu habil Mutholib dan Kaila Nur Fadilah, terima kasih karena selalu menghadirkan keceriaan dan semangat baru setiap harinya. Kalian adalah pengingat bahwa di balik segala kesibukan dan tekanan, selalu ada cinta yang tulus dan tawa yang mampu menghapus

lelah. Kehadiran kalian memberi warna tersendiri dalam perjalanan ini menjadi semangat untuk terus berjuang dan menjadi contoh terbaik bagi kalian berdua.

4. Untuk Kakek dan Nenek tercinta, Terima kasih atas doa yang tak pernah henti dipanjatkan dan kasih sayang yang tulus. Meski terkadang jarak memisahkan, aku tahu doa kalian selalu menjadi pelindung dalam setiap langkahku. Semoga karya ini menjadi persembahan kecil yang membawa senyum dan kebanggaan di hati kalian.
5. Untuk keluarga besar tercinta yaitu Bibi Tri Widi Astuti, Apriyatiningsih, Bibi Watisem serta almarhumah Bibi Liana Febriyanti, Terima kasih atas kasih sayang, perhatian, serta dukungan yang tulus di setiap langkahku. Kehadiran kalian selalu memberi kehangatan dan rasa memiliki yang luar biasa. Terima kasih telah menjadi bagian dari perjalanan ini tempat berbagi cerita, tawa, dan semangat di kala lelah. Dan untuk keponakan-keponakanku tersayang Naura, Satria, Gwenda, Abhiseka, Abyan, Tias, dan Nailah terima kasih karena selalu membawa keceriaan, tawa, dan semangat baru ke dalam keluarga ini. Senyum dan kepolosan kalian menjadi pengingat bahwa kebahagiaan sejati sering hadir dalam hal-hal kecil yang tulus. Semoga kalian tumbuh menjadi pribadi yang baik, berani, dan penuh kasih.
6. Untuk Ibu Indah Mulyani dan Bapak Purwanto sekeluarga, Terima kasih atas kebaikan, perhatian, dan ketulusan yang begitu dalam. Kalian bukan hanya sosok panutan, tetapi juga telah menjadi bagian dari keluarga sendiri.

Setiap nasihat, semangat, dan dukungan yang kalian berikan selalu menjadi penguat dalam masa-masa penuh perjuangan. Terima kasih atas waktu, kehangatan, dan kepedulian yang tidak ternilai. Semoga Allah SWT membalas setiap kebaikan dengan limpahan rahmat dan keberkahan yang berlimpah.

7. Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph. D. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir, Dengan penuh rasa hormat, saya ucapkan terimakasih yang sebesar-besarnya atas bimbingan, kesabaran, dan dedikasi yang Bapak berikan selama proses penyusunan tugas akhir ini. Terima kasih atas setiap arahan, koreksi, dan motivasi yang membantu saya berkembang tidak hanya secara akademik, tetapi juga dalam cara berpikir dan bersikap. Bapak telah menjadi teladan dalam profesionalitas, ketekunan, dan keikhlasan. Semoga segala ilmu dan bimbingan yang Bapak berikan menjadi amal jariyah yang terus mengalir.
8. Untuk partner terbaik, Kevin Yoga Adib Maulana, Terima kasih yang sebesar-besarnya atas kerja sama, kesabaran, dan ketulusan luar biasa yang telah terjalin sejak masa Kerja Praktik hingga penyusunan Tugas Akhir ini. Terima kasih karena telah menjadi partner yang tidak hanya andal secara akademik, tetapi juga bijak dalam bersikap, tulus dalam memberi dukungan, dan konsisten dalam menjaga semangat. Semoga segala kerja keras, perjuangan, dan kebersamaan yang telah kita lalui menjadi pijakan menuju masa depan yang lebih gemilang. Dan semoga setiap usaha yang kita tanamkan dalam tugas ini menjadi jejak baik yang akan selalu

mengingatkan bahwa keberhasilan tidak hanya diukur dari hasil, tetapi juga dari proses panjang yang dijalani dengan niat tulus, ketekunan, dan kebersamaan yang tak ternilai.

9. Untuk semua pihak yang telah membantu secara langsung maupun tidak langsung, Terima kasih kepada setiap orang yang telah memberikan doa, dukungan, maupun bantuan sekecil apa pun selama proses panjang ini. Setiap bentuk perhatian dan kebaikan, meski mungkin sederhana, memiliki arti yang besar bagi saya. Semoga Allah SWT membalas segala kebaikan dengan keberkahan yang berlipat ganda.

Nadila Afitri Nur Anggraeni

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillah rabbil'alam,

Segala puji dan syukur saya panjatkan hanya kepada Allah SWT, Tuhan Yang Maha Pengasih dan Penyayang, yang dengan limpahan rahmat, kekuatan, kesehatan, kesempatan, dan kemudahan-Nya saya mampu melewati setiap tantangan, ujian, dan kesulitan dalam perjalanan menuntut ilmu ini, sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik ini dengan baik, serta tetap diberikan kesabaran, keteguhan hati, dan semangat yang tidak pernah padam hingga sampai pada titik ini, dan saya menyadari sepenuhnya bahwa segala pencapaian yang saya raih bukanlah semata hasil usaha saya sendiri, melainkan berkat karunia dan keberkahan dari-Nya yang selalu menyertai setiap doa dan langkah saya.

Perjalanan menempuh pendidikan ini bukan semata-mata tentang penguasaan ilmu pengetahuan, teori, dan pencapaian gelar akademik, melainkan juga merupakan proses pembelajaran yang lebih dalam untuk mengenal diri sendiri, menghadapi kesulitan, bangkit dari kegagalan, serta menjalani kehidupan pembelajaran yang sesungguhnya. Sepanjang perjalanan ini, Allah SWT senantiasa memberikan dukungan melalui kehadiran keluarga tercinta dan orang-orang baik di sekitar saya yang selalu memberikan semangat serta motivasi tanpa henti. Berkat dukungan mereka pula, saya dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik ini dengan rasa syukur dan penuh tanggung jawab. Tugas akhir ini menjadi penanda berakhirnya perjalanan studi S1 saya sekaligus membuka lembaran baru menuju masa depan yang penuh harapan dan tantangan baru.

Halaman persembahan ini saya susun sebagai ungkapan terima kasih yang tulus kepada seluruh pihak yang telah memberikan dukungan, bimbingan, dan pendampingan selama proses studi maupun penyusunan tugas akhir ini.

1. Untuk diriku sendiri, hari ini aku ingin memeluk diri yang telah berjuang tanpa henti. Terima kasih telah memilih untuk tetap berdiri ketika dunia seakan memintamu untuk berlutut. Terima kasih untuk setiap doa di tengah malam yang kau panjatkan dengan penuh harap, untuk setiap air mata yang kau sembunyikan agar tidak meresahkan orang-orang tersayang, dan untuk setiap senyuman yang tetap kau tampilkan meski hati sedang rapuh. Perjalanan ini tidak mudah, dan kau tahu itu. Namun kau membuktikan bahwa keberanian bukan tentang tidak merasa takut—tetapi tentang terus melangkah meski ketakutan menggenggam erat. Karya ini adalah bukti bahwa kau lebih kuat dari yang kau kira. Semoga ke depan, diri ini terus belajar mencintai prosesnya, bukan hanya hasilnya.
2. Kedua orang tuaku tercinta, Bapak Purwanto dan Ibu Indah Mulyani, kedua malaikatku di dunia, tidak ada kata yang cukup untuk menggambarkan betapa berharganya kalian dalam hidupku. Kalian adalah alasan pertama mengapa aku tidak pernah berani menyerah. Setiap tetes keringat yang kalian curahkan, setiap malam yang kalian habiskan dengan doa, setiap kali kalian menahan lelah demi melihatku tersenyum—semua itu tertanam dalam di hatiku. Ayah, Ibu, maafkan jika selama ini aku belum mampu membalas semua yang kalian berikan. Tapi ketahuilah, setiap langkahku adalah untuk membuat kalian bangga, setiap perjuanganku adalah untuk

membahagiakan kalian. Karya ini mungkin kecil, tapi ini adalah wujud janji bahwa aku tidak akan mengecewakan doa-doa kalian. Semoga Allah memberikan umur panjang, kesehatan, dan kebahagiaan yang tak terbatas untuk kalian berdua..

3. Kakakku, Khozaa Inatul Muna, adalah pelindung yang tidak pernah meminta untuk dikenang, tetapi selalu ada ketika aku membutuhkan. Terima kasih telah menjadi tempat pulang ketika dunia terasa asing, terima kasih telah menjadi pendengar terbaik ketika kata-kata sulit terucap kepada orang lain. Dalam setiap kebingunganku, kamu selalu tahu cara mengembalikan kewarasanku. Dalam setiap kerapuhanku, kamu selalu menjadi penguat tanpa perlu banyak bicara. Kehadiranmu mengajarkan bahwa kita tidak perlu sempurna untuk saling menyayangi kita hanya perlu hadir, dengan tulus. Semoga ikatan kita tidak pernah luntur oleh jarak atau waktu, dan semoga kita selalu bisa saling menjaga seperti ini.
4. Kakek dan Nenek tersayang, kalian adalah saksi bisu dari setiap perjuangan keluarga ini. Di setiap kunjungan singkat, aku selalu melihat harapan di mata kalian—harapan agar kami semua baik-baik saja, harapan agar kami terus tumbuh menjadi pribadi yang berbakti. Terima kasih atas setiap doa yang kalian bisikkan setiap usai salat, atas setiap nasihat bijak yang kalian sampaikan dengan lembut, dan atas cinta yang kalian berikan tanpa pernah menuntut apa pun. Aku tahu waktu terus berjalan, dan aku tidak ingin menyesal karena belum cukup membuat kalian bangga. Karya ini kupersembahkan dengan harapan bisa menjadi secerah kebahagiaan di hari

tua kalian. Semoga Allah selalu menjaga kalian dalam kesehatan dan kebahagiaan.

5. Ibu Karsiwen dan Bapak Yadiman sekeluarga, kalian datang dalam hidupku bukan sebagai orang asing, tetapi sebagai keluarga yang dikirim Tuhan untuk melengkapi kehangatan yang kubutuhkan. Terima kasih telah membuka pintu rumah dan hati kalian dengan begitu tulus. Terima kasih telah memperlakukanku seperti anak sendiri, membimbingku seperti orang tua sendiri, dan mendoakanku seperti keluarga sendiri. Setiap kali aku merasa jauh dari rumah, kehangatan kalian mengingatkanku bahwa rumah bukan hanya tentang tempat tetapi tentang orang-orang yang membuat kita merasa diterima apa adanya. Semoga Allah membalas setiap kebaikan kalian dengan surga-Nya yang paling indah, dan semoga keberkahan selalu melimpah dalam keluarga kalian..
6. Bapak Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D., Bapak adalah guru dalam makna yang paling mulia. Bukan hanya mengajarkan teori dan rumus, tetapi juga mengajarkan tentang ketekunan, tanggung jawab, dan integritas. Terima kasih telah sabar menghadapi segala kekuranganku, terima kasih telah tidak pernah berhenti percaya bahwa aku mampu menyelesaikan ini meski aku sendiri sering ragu. Setiap koreksi yang Bapak berikan bukan hanya memperbaiki karya ini, tetapi juga membentuk karakterku sebagai manusia. Bapak telah menunjukkan bahwa menjadi seorang pendidik bukan hanya profesi, tetapi panggilan jiwa. Semoga ilmu yang Bapak wariskan

menjadi amal jariyah yang tak terputus, dan semoga Allah menempatkan Bapak di antara hamba-hamba-Nya yang paling dicintai.

7. Nadila Afitri Nur Anggraeni, partner sekaligus sahabat seperjuanganku, terima kasih telah menjadi bagian dari cerita ini. Kita memulai perjalanan ini dengan penuh tanda tanya, namun kita akhiri dengan senyuman penuh rasa syukur. Terima kasih telah menjadi rekan yang tidak hanya kompeten, tetapi juga penuh pengertian. Terima kasih telah saling menguatkan di saat salah satu dari kita hampir menyerah, terima kasih telah berbagi beban saat tugas terasa terlalu berat untuk dipikul sendiri. Kamu mengajarkan bahwa kebersamaan bukan tentang tidak pernah bertengkar, tetapi tentang tetap memilih untuk saling mendukung setelahnya. Semoga perjalanan kita tidak berhenti di sini, semoga kita terus tumbuh menjadi pribadi yang lebih baik, dan semoga persahabatan ini menjadi salah satu hal terindah yang kita bawa dari masa-masa perjuangan ini
8. Untuk setiap pihak meski mungkin namamu tidak tertulis di sini, ketahuilah bahwa kehadiranmu tidak pernah sia-sia. Terima kasih untuk setiap senyuman yang kalian berikan di saat aku hampa, untuk setiap kata semangat yang kalian ucapkan di kala aku lelah, dan untuk setiap doa yang kalian panjatkan meski kalian sendiri sedang berjuang. Semoga Allah membalas setiap kebaikan kalian dengan kebaikan yang jauh lebih besar

Kevin Yoga Adib Maulana

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
PRAKATA	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI.....	xvi
DAFTAR TABEL	xix
DAFTAR GAMBAR.....	xxi
DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN	xxii
ABSTRAK	xxv
ABSTRACT	xxvi
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	3
1.2.1 Analisis Supply dan Demand	4
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku	8
1.2.3 Kapasitas Pabrik Komersial	9
1.3 Tinjauan Pustaka	10
1.3.1 Etilen	10
1.3.2 Benzena	12
1.3.3 Etilbenzene	14
1.3.4 Pemilihan Proses	16
1.4 Tinjauan Termodinamika	25
1.5 Tinjauan Kinetika	30
BAB II PERANCANGAN PABRIK.....	32
2.1 Spesifikasi Produk	32
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	33
2.3 Spesifikasi Katalis	34
2.4 Pengendalian Kualitas	35
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	36
2.4.2 Pengendalian Proses Produksi.	38
2.4.3 Pengujian Produk Akhir	41
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	43

3.1	Diagram Alir Proses dan Material.....	43
3.1.1	Diagram Alir Kualitatif.....	43
3.1.2	Diagram Alir Kuantitatif.....	44
3.2	Uraian Proses.....	45
3.3.1	Penyimpanan dan Persiapan Bahan Baku	45
3.3.2	Tahap Reaksi.....	46
3.3.3	Tahap Pemurnian	48
3.3	Spesifikasi Alat.....	50
3.3.1	Reaktor (R-01)	50
3.3.2	Reaktor (R-02)	52
3.3.3	Menara Distilasi (MD-01).....	54
3.3.4	Menara Distilasi (MD-02).....	56
3.3.5	Alat Penyimpanan Baku dan Produk	58
3.3.6	Alat Transportasi Bahan.....	59
3.3.7	Alat Penukar Panas	61
3.4	Neraca Massa	68
3.5	Neraca Panas	71
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		76
4.1	Lokasi Pabrik.....	76
4.2	Tata Letak Pabrik	81
4.3	Tata letak Mesin/Alat Proses (Machines Layout)	85
4.4	Organisasi Perusahaan.....	89
4.4.1	Bentuk Perusahaan	89
4.4.2	Struktur Organisasi	90
4.4.3	Tugas dan Wewenang	92
4.4.4	Jam Kerja Karyawan	100
4.4.5	Perincian Tugas dan Keahlian.....	103
4.4.6	Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	104
4.4.7	Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	106
4.4.8	Managemen Produksi.....	107
BAB V UTILITAS		109
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)	109
5.1.1	Kebutuhan Air	110
5.1.2	Sumber Air	113
5.1.3	Pengolahan Air	115
5.1.4	Spesifikasi Alat Utilitas	123

5.1.5	Diagram Unit Pengolahan Air.....	142
5.2	Unit Penyedia Steam	143
5.3	Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)	144
5.4	Unit Penyediaan Udara Tekan (Instrument Air System).....	145
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar	146
5.6	Unit Pengolahan Limbah.....	146
BAB VI EVALUASI EKONOMI		152
6.1	Penaksiran Harga Alat.....	153
6.2	Dasar Perhitungan	159
6.3	Perhitungan Biaya	160
6.4	Analisis Kelayakan.....	165
6.5	Analisis Resiko.....	170
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN		176
7.1	Kesimpulan.....	176
7.2	Saran.....	177
DAFTAR PUSTAKA		179
LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR		183
LAMPIRAN B. PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM.....		230
LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN		232

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data impor etilbenzen (ton/tahun)	4
Tabel 1. 2 Pabrik Etilbenzene di Indonesia.....	5
Tabel 1. 3 Data ekspor etilbenzena (ton/tahun)	6
Tabel 1. 4 Data kapasitas pabrik stirene di Indonesia.....	7
Tabel 1. 5 Pabrik penghasil bahan baku etilenbenzene	8
Tabel 1. 6 Pabrik etilbenzene didunia	9
Tabel 1. 7 Perbandingan macam-macam proses pembuatan etilbenzena	24
Tabel 1. 8 Entalpi pembentukan masing komponen	26
Tabel 1. 9 Energi bebas <i>gibbs</i> komponen	28
Tabel 1. 10 Data kinetika reaksi produksi etilbenzena	31
Tabel 2. 1 Spesifikasi <i>Ethylbenzene</i>	32
Tabel 2. 2 Spesifikasi benzena	33
Tabel 2. 3 Spesifikasi etilen	34
Tabel 2. 4 Spesifikasi katalis.....	34
Tabel 3. 1 Spesifikasi alat penyimpanan.....	58
Tabel 3. 2 Spesifikasi <i>compressor</i>	59
Tabel 3. 3 Spesifikasi <i>pump</i>	61
Tabel 3. 4 Spesifikasi <i>condensor</i> (CD-01).....	64
Tabel 3. 5 Spesifikasi <i>condensor</i> (CD-02).....	Error! Bookmark not defined.
Tabel 3. 6 Spesifikasi <i>cooler</i> (CL-01).....	65
Tabel 3. 7 Spesifikasi <i>cooler</i> (CL-02).....	66
Tabel 3. 8 Neraca massa total	68
Tabel 3. 9 Neraca massa <i>mixer</i> (M-01).....	68
Tabel 3. 10 Neraca massa <i>mixer</i> (M-02).....	69
Tabel 3. 11 Neraca massa <i>mixer</i> (M-03).....	69
Tabel 3. 12 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	69
Tabel 3. 13 Neraca Massa Reaktor (R-02).....	70
Tabel 3. 14 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)	70
Tabel 3. 15 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)	71
Tabel 3. 16 Neraca Panas Total.....	71
Tabel 3. 17 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	72
Tabel 3. 18 Neraca Panas Reaktor (R-02).....	72
Tabel 3. 19 Neraca Panas <i>Furnace</i> (F-01)	73
Tabel 3. 20 Neraca Panas <i>Furnace</i> (F-02)	73
Tabel 3. 21 Neraca Panas <i>Furnace</i> (F-03)	74
Tabel 3. 22 Neraca Panas <i>Condensor</i> (CD-01).....	74
Tabel 3. 23 Neraca Panas <i>Condensor</i> (CD-02).....	74
Tabel 3. 24 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01).....	75
Tabel 3. 25 Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-02).....	75

Tabel 4. 1 Perincian luas tanah dan bangunan	83
Tabel 4. 2 Waktu Kerja <i>Non Shift</i>	101
Tabel 4. 3 Waktu Kerja Karyawan <i>Shift</i>	102
Tabel 4. 4 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu	102
Tabel 4. 5 Perincian tugas dan keahlian	103
Tabel 4. 6 Gaji Karyawan	105
Tabel 5. 1 Kebutuhan air untuk keperluan umum	110
Tabel 5. 2 Kebutuhan air pendingin	112
Tabel 5. 3 Kebutuhan air umpan boiler	113
Tabel 5. 4 Kebutuhan air keseluruhan	114
Tabel 5. 5 Diagram unit pengolahan air	142
Tabel 6. 1 <i>Indeks</i> harga peralatan untuk tahun 1987-2025	153
Tabel 6. 2 Daftar Harga Alat Proses	157
Tabel 6. 3 Daftar Harga Alat Utilitas	158
Tabel 6. 4 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC)	160
Tabel 6. 5 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC)	161
Tabel 6. 6 <i>Fixed Capital Invesment</i> (FCI)	161
Tabel 6. 7 <i>Working Capital Invesment</i> (WCI)	162
Tabel 6. 8 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	162
Tabel 6. 9 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	163
Tabel 6. 10 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	163
Tabel 6. 11 <i>Total Manufacturing Cost</i>	164
Tabel 6. 12 <i>General Expanse</i>	164
Tabel 6. 13 <i>Annual Fixed Manufacturing Cost</i> (Fa)	167
Tabel 6. 14 <i>Annual Regulated Expenses</i> (Ra)	167
Tabel 6. 15 <i>Annual Variable Value</i> (Va)	167
Tabel 6. 16 <i>Annual Sales Value</i> (Sa)	168

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik impor berdasarkan Data BPS	4
Gambar 1. 2 Grafik ekspor berdasarkan data BPS.....	6
Gambar 1. 3 Struktur kimia etilbenzena (kiri) dan stirena (kanan).....	15
Gambar 1. 4 Proses metode AlCl_3	17
Gambar 1. 5 Proses metode monsanto	19
Gambar 1. 6 Proses metode alkar.....	21
Gambar 1. 7 Proses metode mobile-badger	22
Gambar 3. 1 Diagram alir kualitatif	43
Gambar 3. 2 Diagram alir kuantitatif	44
Gambar 4. 1 Peta Lokasi Rencana Pabrik Etilbenzene di Kota Cilegon	80
Gambar 4. 2 <i>Layout</i> Pabrik Etilbenzene	84
Gambar 4. 3 Tata letak mesin proses	88
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan	91
Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat	155
Gambar 6. 2 Grafik evaluasi ekonomi.....	170

DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN

A	: Luas area permukaan perpindahan panas, ft ²
A	: Luas penampang, m ²
BEP	: <i>Break Event Point</i>
BM	: Berat molekul, g/mol
BWG	: <i>Birmingham Wire Gauge</i>
C	: <i>Corrosion allowance</i>
C ₂ H ₄	: Etilen
C ₆ H ₆	: Benzena
C ₈ H ₁₀	: Etilbenzena
C ₁₀ H ₁₄	: Dietilbenzena
C _p	: Kapasitas panas, J/(mol.K)
D	: Diameter, m
DCFRR	: <i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i>
E	: Efisiensi Pengelasan
f	: <i>Allowable Stress</i> , psia
F _a	: <i>Annual Fixed Cost</i>
G _t	: Kecepatan Massa Fluida, kg/m ² ·jam

V_g	: Laju Alir Volumetrik, m^3/s
h_c	: Koefisien perpindahan panas konveksi, $W/m^2 \cdot K$
h_r	: Koefisien perpindahan panas radiasi, $W/m^2 \cdot K$
i_{cr}	: Jari-jari sudut dalam, in
ID	: <i>Inside diameter</i> , in
k	: Konduktivitas panas, $(W/(m.K))$
m	: Massa, Kg
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
P	: Tekanan, atm
POT	: <i>Pay Out Time</i>
Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/jam
r	: Jari-jari, in
Ra	: <i>Annual Regulated Expense</i>
Re	: Bilangan Reynold
ROI	: <i>Return On Investment</i>
SDP	: Shut Down Point
T	: Temperature, $^{\circ}C$
t	: Waktu, jam

t_h	: Tebal <i>head</i> , in
t_{is}	: Tebal isolasi, in
t_s	: Tebal <i>shell</i> , in
V	: Volume, m ³
V_a	: <i>Annual Variable Cost</i>
WHSV	: <i>Weight Hourly Space Velocity</i> , jam ⁻¹
ΔG°	: Energi <i>Gibbs</i>
ΔH	: Entalpi, kJ/jam
ΔH_f	: Entalpi, kJ/jam
ΔP	: Pressure Drop, psia
ε	: Emisivitas
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³

ABSTRAK

Etilbenzena merupakan senyawa aromatik penting dalam industri petrokimia yang digunakan sebagai bahan baku utama dalam produksi stirena monomer, yang selanjutnya diolah menjadi polistirena, resin ABS, dan karet sintetis. Prarancangan pabrik etilbenzena ini menggunakan bahan baku utama benzena dan etilena dengan kapasitas produksi sebesar 220.000 ton per tahun. Pabrik direncanakan didirikan di Kawasan Industri Cilegon, Banten, di atas lahan seluas ± 7 hektar dan mempekerjakan sekitar 167 karyawan. Proses utama yang digunakan adalah reaksi alkilasi dan transalkilasi benzena dengan etilena menggunakan katalis ZSM-5 pada suhu operasi 300–350°C dan tekanan 10–20 atm. Bahan baku benzena yang dibutuhkan sebesar 25.040,19 kg/jam dan etilena sebesar 5.699,81 kg/jam, menghasilkan produk etilbenzena sebesar 27.777,78 kg/jam dengan kemurnian $\geq 99,99\%$, serta produk samping berupa dietilbenzena. Pabrik beroperasi secara kontinyu selama 330 hari per tahun dan 24 jam per hari. Kebutuhan utilitas pabrik meliputi air sebesar 2.008.303,66 kg/jam, steam sebesar 22.336,26 kg/jam, listrik sebesar 702,37 kW, udara tekan sebesar 84,10 m³/jam, serta solar sebesar 1.000 kJ/jam untuk keperluan bahan bakar furnace, boiler, dan generator. Sumber limbah berasal dari unit proses, laboratorium, domestik, dan utilitas, dengan karakteristik utama berupa gas buang, air limbah yang mengandung benzena dan senyawa aromatik ringan, serta limbah padat dari regenerasi katalis. Berdasarkan analisis risiko, pabrik ini dikategorikan low risk karena menggunakan bahan dan kondisi operasi yang terkontrol dengan sistem keselamatan berlapis. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan biaya investasi tetap (Fixed Capital Investment) sebesar Rp 2,69 triliun, biaya modal kerja (Working Capital Investment) sebesar Rp 615,29 miliar, biaya produksi total (Total Manufacturing Cost) sebesar Rp 2,62 triliun per tahun, dan penjualan tahunan (Total Sales Value) sebesar Rp 5,45 triliun per tahun. Berdasarkan hasil analisis ekonomi diperoleh ROI setelah pajak 33,48%, POT setelah pajak 2,30 tahun, BEP 41%, SDP 25%, dan DCFRR 54%. Berdasarkan parameter teknis dan ekonomi tersebut, pabrik etilbenzena dari benzena dan etilena kapasitas 220.000 ton per tahun dinyatakan layak untuk didirikan.

Kata kunci: Etilbenzena, Benzena, Etilena, Alkilasi, ZSM-5, Evaluasi Ekonomi, Prarancangan Pabrik.

ABSTRACT

Ethylbenzene is an important aromatic compound in the petrochemical industry, primarily used as the main raw material for the production of styrene monomer, which is further processed into polystyrene, ABS resin, and synthetic rubber. The preliminary design of this ethylbenzene plant utilizes benzene and ethylene as raw materials with a production capacity of 220,000 tons per year. The plant is planned to be established in the Cilegon Industrial Area, Banten, occupying an area of approximately 7 hectares and employing around 167 workers. The main process involves alkylation and transalkylation of benzene with ethylene using ZSM-5 zeolite catalyst in a fixed-bed multitube reactor at a temperature of 300–350°C and a pressure of 10–20 atm. The required feedstock consists of 25,040.19 kg/hour of benzene and 5,699.81 kg/hour of ethylene, producing 27,777.78 kg/hour of ethylbenzene with a purity of $\geq 99.99\%$, and a by-product of diethylbenzene. The plant operates continuously for 330 days per year and 24 hours per day. The utility requirements include water at 2,008,303.66 kg/hour, steam at 22,336.26 kg/hour, electricity at 702.37 kW, compressed air at 84.10 m³/hour, and diesel fuel at 1,000 kJ/hour for furnaces, boilers, and generators. Waste sources originate from process units, laboratories, domestic activities, and utility operations, mainly consisting of exhaust gases, wastewater containing benzene and light aromatic compounds, and solid waste from catalyst regeneration. Based on the risk analysis, the plant is categorized as low risk due to controlled operating conditions and comprehensive safety systems. The economic evaluation indicates a Fixed Capital Investment (FCI) of Rp 2.69 trillion, a Working Capital Investment (WCI) of Rp 615.29 billion, and a Total Manufacturing Cost (TMC) of Rp 2.62 trillion per year, with an annual sales revenue of Rp 5.45 trillion. The financial performance parameters show a Return on Investment (ROI) after tax of 33.48%, a Pay Out Time (POT) after tax of 2.30 years, a Break Even Point (BEP) of 41%, a Shut Down Point (SDP) of 25%, and a Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) of 54%. Based on these technical and economic parameters, the ethylbenzene plant from benzene and ethylene with a capacity of 220,000 tons per year is technically and economically feasible to be established.

Keywords: Ethylbenzene, Benzene, Ethylene, Alkylation, ZSM-5, Economic Evaluation, Plant Design.

BAB 1 PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri petrokimia memiliki peran strategis dalam perekonomian modern karena menyediakan berbagai produk turunan minyak dan gas bumi yang digunakan sebagai bahan baku plastik, serat sintetis, karet, pelarut, serta bahan kimia dasar lainnya. Salah satu produk penting dalam rantai industri ini adalah *ethylbenzene* ($C_6H_5C_2H_5$), yang sebagian besar digunakan untuk memproduksi *Styrene* monomer. *Styrene* kemudian dipolimerisasi menjadi *polystyrene*, yang pemakaiannya sangat luas, mulai dari kemasan makanan, peralatan elektronik, otomotif, hingga bahan bangunan. Oleh karena itu, perkembangan industri *polystyrene* secara langsung mendorong permintaan *ethylbenzene* di pasar global maupun domestic (Al-Kinany et al., 2020).

Ethylbenzene secara komersial diproduksi melalui proses alkilasi benzena dengan etilena menggunakan katalis. Proses ini termasuk dalam reaksi substitusi elektrofilik aromatik, di mana etilena bertindak sebagai donor gugus etil yang bereaksi dengan cincin aromatik benzena. Pada awalnya, katalis cair seperti aluminium klorida ($AlCl_3$) atau asam fosfat digunakan dalam proses ini. Namun, perkembangan teknologi telah mengarah pada penggunaan katalis padat berbasis zeolit, yang lebih selektif, tahan lama, serta ramah lingkungan karena menghasilkan lebih sedikit limbah (Shavaleev et al., 2020).

Dari sisi bahan baku, baik benzena maupun etilena tersedia dalam jumlah besar pada industri petrokimia. Benzena merupakan produk samping dari proses

reforming katalitik minyak bumi dan pirolisis nafta, sedangkan etilena diperoleh terutama melalui steam *cracking* nafta maupun etana (Zhang et al., 2020). Etilena sendiri merupakan salah satu produk kimia paling penting di dunia, dengan kontribusi sekitar 75% terhadap berbagai produk turunan petrokimia, termasuk *polyethylene*, *ethylene dichloride*, *vinyl chloride*, dan *ethylbenzene* (Von, 2024). Hal ini menegaskan bahwa ketersediaan etilena merupakan faktor krusial dalam perancangan pabrik *ethylbenzene*.

Kebutuhan *ethylbenzene* di kawasan Asia, termasuk Indonesia, terus meningkat sejalan dengan pertumbuhan industri hilir berbasis plastik dan karet sintetis. Meskipun Indonesia memiliki produsen etilena domestik, kapasitas produksinya masih belum mampu memenuhi permintaan industri dalam negeri, sehingga impor tetap dilakukan dalam jumlah besar (BPS, 2024). Pendirian pabrik *ethylbenzene* di dalam negeri dapat menjadi langkah strategis untuk mengurangi ketergantungan impor, meningkatkan nilai tambah sumber daya domestik, sekaligus mendorong hilirisasi sektor petrokimia sebagaimana dicanangkan dalam kebijakan industri nasional.

Selain faktor teknis dan ekonomi, perancangan pabrik *ethylbenzene* juga memiliki relevansi dalam aspek keberlanjutan. Dengan menggunakan teknologi katalis padat modern, proses produksi dapat dirancang lebih efisien dan ramah lingkungan, baik dari segi konsumsi energi maupun pengelolaan limbah. Integrasi proses alkilasi dan transalkilasi juga memungkinkan konversi produk samping seperti *diethylbenzene* kembali menjadi *ethylbenzene*, sehingga meningkatkan *yield* dan mengurangi limbah (Pai et al., 2021). Pabrik ini diharapkan dapat beroperasi

dengan kapasitas yang optimal, memberikan kontribusi signifikan terhadap pemenuhan kebutuhan *ethylbenzene* di pasar domestik dan mengurangi ketergantungan pada impor.

Berdasarkan uraian tersebut, perancangan pabrik *ethylbenzene* dari benzena dan etilena tidak hanya penting dari sisi pemenuhan kebutuhan industri nasional, tetapi juga sebagai wujud penguatan daya saing industri petrokimia Indonesia, peningkatan kemandirian bahan baku, serta upaya mendukung pembangunan industri yang lebih efisien, ekonomis, dan berkelanjutan.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi suatu pabrik merupakan hal yang mendasar dan sangat penting karena hal tersebut merupakan faktor yang sangat berpengaruh dalam perhitungan teknis dan analisis ekonomi suatu pabrik. Untuk memproduksi stirena, dibutuhkan bahan baku berupa etilbenzena. Lebih dari 99% etilbenzena digunakan sebagai bahan pembuatan stirena. Sehingga dapat diasumsikan bahwa semua etilbenzena digunakan dalam pembuatan stirena. Oleh karena itu, penentuan kapasitas pabrik etilbenzena ini didasarkan pada kebutuhan stirena di Indonesia. Dalam menentukan kapasitas pabrik ditentukan berdasarkan analisis *supply* (penyediaan) dan *demand* (permintaan), melihat ketersediaan Bahan Baku, dan pertimbangan dari Kapasitas Pabrik Komersial yang sudah berdiri.

1.2.1 Analisis *Supply* dan *Demand*

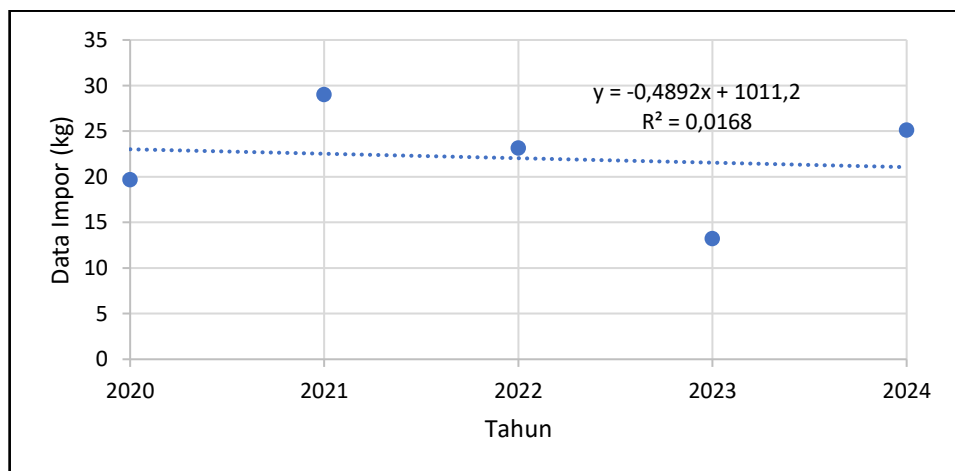
1.2.1.1 *Supply*

a) *Import*

Data Impor Etilbenzena di Indonesia diambil dari data BPS, kemudian data tersebut diolah menggunakan persentase pertumbuhan untuk dihitung sampai pada tahun 2030. Data disajikan pada tabel 1.1 berikut:

Tabel 1. 1 Data impor etilbenzen (ton/tahun)

Tahun	Import (Ton/Tahun)
2020	19,686
2021	29,007
2022	23,143
2023	13,233
2024	25,127
Total	110,196



Gambar 1. 1 Grafik impor berdasarkan Data BPS

Perkiraan kebutuhan Etilbenzene di Indonesia dengan menggunakan persamaan $y = -0,4892x + 1011,2$ dengan $R^2 = 0,0168$. Sehingga proyeksi impor pada tahun 2030 diperoleh sebesar 18,124 ton/tahun.

b) Produksi Etilbenzene

Untuk produksi etilbenzene dalam negeri, di Indonesia terdapat 2 pabrik yang memproduksi etilbenzene yang dirangkum dalam tabel berikut:

Tabel 1. 2 Pabrik Etilbenzene di Indonesia

Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT.Styrindo Mono Indonesia	220.000
PT. Chandra Asri Petrochemical	420.000
Total	640.000

Berdasarkan *Compound Annual Growth Rate (CAGR)* pertumbuhan produksi etilbenzene sebesar 5% per tahun. Maka produksi Etilbenzene pada tahun 2030 sebesar :

$$\begin{aligned}
 \text{Produksi tahun 2030} &= (1,05)^n \times \text{Produk Stirene pada Tahun 2024} \\
 &= (1,05)^6 \times 640.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 857.661 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Jadi nilai *supply* etilbenzene di tahun 2030 dapat dihitung dengan melakukan penjumlahan dari nilai proyeksi import sebesar 18,124 ton/tahun

dan produksi etilbenzene dalam negeri sebesar 857.661 ton/tahun, sehingga diperoleh nilai *supply* sebesar 857.679 ton/tahun

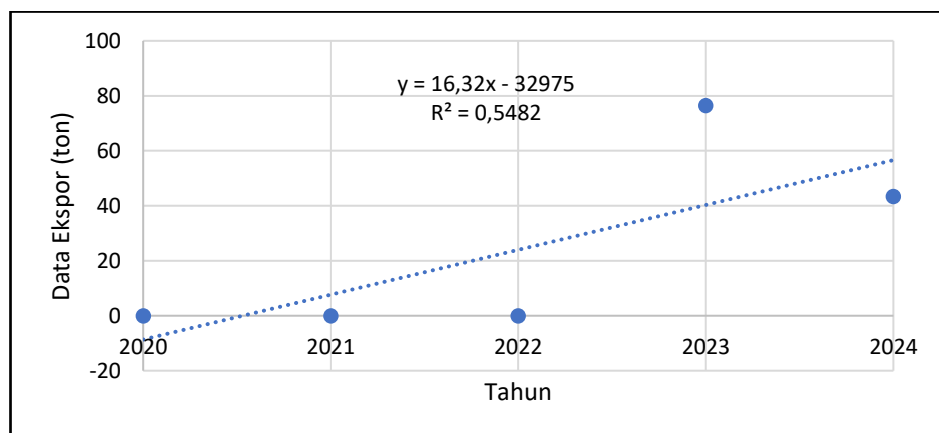
1.2.1.2 Demand

a) Ekspor

Data Ekspor Etilbenzena di Indonesia diambil dari data BPS, kemudian data tersebut diolah menggunakan persentase pertumbuhan untuk dihitung sampai pada tahun 2030. Data disajikan pada tabel 1.3 berikut:

Tabel 1. 3 Data ekspor etilbenzena (ton/tahun)

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)
2020	0
2021	0
2022	0
2023	76,5
2024	43,35
Total	119,85



Gambar 1. 2 Grafik ekspor berdasarkan data BPS

Perkiraan kebutuhan etilbenzene di Indonesia dengan menggunakan persamaan $y = 16,32x - 32975$ dengan $R^2 = 0,5482$. Sehingga proyeksi ekspor pada tahun 2030 diperoleh sebesar 154,600 ton/tahun.

b) Konsumsi Etilbenzene

Kebutuhan Etilbenzene di Indonesia dihitung berdasarkan kapasitas pabrik Stirena dikarenakan sebagian besar Etilbenzene digunakan sebagai bahan baku Stirena. Berikut adalah data kapasitas pabrik stirena yang ada di Indonesia.

Tabel 1. 4 Data kapasitas pabrik stirine di Indonesia

Pabrik	Kapasitas (ton/thn)
PT.Styrindo Mono Indonesia	340.000
PT. Chandra Asri Petrochemical	385.000
Total	725.000

Berdasarkan *Compound Annual Growth Rate* (CAGR) pertumbuhan produksi stirine sebesar 5% per tahun. Maka konsumsi Etilbenzene pada tahun 2030 sebesar :

$$\begin{aligned}
 \text{Konsumsi tahun 2030} &= (1,05)^n \times \text{Produk Stirene pada Tahun 2024} \\
 &= (1,05)^6 \times 725.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 971.569 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Jadi nilai *demand* etilbenzene di tahun 2030 dapat dihitung dengan melakukan penjumlahan dari nilai proyeksi ekspor dan konsumsi etilbenzene dalam negeri diperoleh sebesar 971.723,6 ton/tahun, sehingga diperoleh nilai *supply* sebesar 971.723,6 ton/tahun.

Sehingga, penentuan kapasitas yang diperoleh dari kebutuhan pasar sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan pasar EB pada tahun 2030} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= (971.723,6 - 857.679) \text{ ton/tahun} \\ &= 96.044,600 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku untuk memproduksi etilbenzena adalah benzena dan etilen. Berikut data perusahaan yang menyediakan bahan baku pembuatan etilbenzene.

Tabel 1. 5 Pabrik penghasil bahan baku etilenbenzene

Pabrik	Bahan Baku	Kapasitas (ton/tahun)
Pertamina UP IV Cilacap	benzene	110.000
PT <i>Trans-Pasific Petrochemical</i> Indotama Tuban	benzene	300.000
PT. Chandra Asri	etilene	600.000
Total		1.010.000

Dari kapasitas produksi tersebut, kebutuhan bahan baku pabrik etilbenzena berupa benzena dan etilen dapat terpenuhi.

1.2.3 Kapasitas Pabrik Komersial

Untuk menentukan kapasitas perancangan juga diperlukan data berupa kapasitas pabrik yang telah didirikan. Dalam menghitung kapasitas pabrik yang baru perlu mempertimbangkan kapasitas pabrik komersial yang ada untuk menjamin bahwa kapasitas yang akan dipilih dapat beroperasi dan mendatangkan keuntungan. Kapasitas pabrik hidrogen komersial yang sudah berdiri di Dunia dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 1. 6 Pabrik etilbenzene didunia

Pabrik dan Lokasi	kapasitas
Pars Petrochemical (iran)	645.000
Chevron Phillips (Saudi arabia)	850.000
Petrochina Daqing Petrochemical Co (China)	105.000
Chevron Phillips Chemical (USA)	131.000
Idemitsu SM (Malaysia)	228.000
PT.Styrindo Mono Indonesia (Indonesia)	220.000
PT. Chandra Asri Petrochemical (Indonesia)	420.000

Dari tabel, maka diperoleh kapasitas pabrik Etilbenzene terkecil yang pernah dibangun adalah *Petrochina Daqing Petrochemical Co* yang berlokasi di China dengan kapasitas 105.000 ton/tahun, sedangkan kapasitas pabrik terbesar

yang pernah dibangun adalah Chevron Phillips yang berlokasi di Saudi Arabia dengan kapasitas 850.000 ton/tahun.

Berdasarkan dari analisis *supply* (penyediaan) dan *demand* (permintaan), melihat ketersediaan Bahan Baku, dan pertimbangan dari Kapasitas Pabrik Komersial yang sudah berdiri, maka pabrik Etilbenzen yang akan didirikan pada tahun 2030 dengan kapasitas sebesar 220.000 ton/tahun. Penentuan kapasitas ini juga mempertimbangkan kapasitas ekonomis pabrik yang telah ada. Data ini digunakan dengan asumsi bahwa kapasitas terpasang merupakan kapasitas yang memiliki nilai ekonomis dan tidak rugi. Artinya adalah kapasitas *existing* yang sudah berjalan telah melalui kajian kelayakan dan jika sudah beroperasi, maka kapasitas tersebut dianggap menguntungkan.

Maka dengan pendirian pabrik Etilbenzene dengan kapasitas 220.000 ton/tahun. Kapasitas tersebut diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sekaligus mengurangi ketergantungan impor.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Etilen

Etilen atau etena (C_2H_4) merupakan alkena paling sederhana yang memiliki satu ikatan rangkap karbon–karbon, berbentuk gas tak berwarna, mudah terbakar, dan sangat reaktif. Senyawa ini pertama kali diisolasi pada abad ke-18 dan hingga kini menjadi salah satu komoditas petrokimia terpenting di dunia. Titik didihnya rendah ($-103,7\text{ }^{\circ}C$), kelarutannya dalam air terbatas, namun cukup mudah larut dalam pelarut organik. Reaktivitas kimia etilen terutama berasal dari keberadaan

ikatan rangkap yang memungkinkan berbagai reaksi adisi, seperti hidrasi menjadi etanol, oksidasi menjadi etilen oksida, maupun alkilasi dengan aromatik untuk menghasilkan etilbenzena (Von, 2024).

Dalam konteks industri, etilen berperan sebagai bahan baku utama lebih dari separuh produk petrokimia dunia. Senyawa ini menjadi monomer kunci dalam produksi polietilen (PE), polivinil klorida (PVC), polistirena, serta poliester, yang keseluruhannya mendominasi rantai pasok plastik global (Von, 2024). Proses utama untuk menghasilkan etilen secara industri adalah melalui perengkahan uap (*steam cracking*) hidrokarbon ringan, seperti etana, nafta, dan gas alam cair. Hingga saat ini, perengkahan uap masih menjadi teknologi dominan karena efisiensi konversinya yang tinggi, meskipun konsumsi energi dan emisi karbon yang dihasilkan cukup besar (Sitnik & Kolycheva, 2023).

Secara global, produksi etilen terus mengalami peningkatan seiring dengan melonjaknya kebutuhan plastik, serat sintetis, dan bahan kimia turunan. Data *International Energy Agency* (IEA) menunjukkan bahwa kapasitas produksi etilen dunia mencapai lebih dari 200 juta ton per tahun pada 2020, dengan proyeksi pertumbuhan rata-rata 4–5% per tahun dalam dekade berikutnya. Amerika Serikat dan Tiongkok menjadi produsen utama, terutama karena tersedianya pasokan gas serpih (*shale gas*) dan batubara sebagai bahan baku. Namun, tren ini menimbulkan tantangan lingkungan terkait intensitas energi dan emisi karbon dari industri kimia (Shen et al., 2023).

Dalam konteks Indonesia, etilen diproduksi terutama oleh PT Chandra Asri Petrochemical melalui perengkahan nafta. Produk etilen tersebut dipasok untuk kebutuhan dalam negeri, seperti bahan baku polietilen, etilen oksida, vinil klorida, dan etilbenzena yang kemudian diproses lebih lanjut menjadi stirena monomer. Namun, kapasitas produksi etilen domestik masih terbatas dibandingkan permintaan industri hilir, sehingga Indonesia masih mengimpor sebagian besar kebutuhan etilen maupun produk turunannya (Haryadi et al., 2023). Kondisi ini menunjukkan adanya peluang besar untuk meningkatkan kapasitas produksi berbasis etilen, termasuk dengan membangun pabrik *ethylbenzene* yang strategis untuk mendukung industri plastik dan karet sintetis nasional.

1.3.2 Benzena

Benzena (C_6H_6) merupakan senyawa aromatik paling sederhana yang memiliki struktur cincin heksagonal dengan ikatan rangkap terkonjugasi yang bersifat resonansi. Senyawa ini berbentuk cairan tak berwarna, mudah menguap, dan sangat mudah terbakar, dengan titik didih $80,1\text{ }^{\circ}C$ serta densitas $0,876\text{ g/cm}^3$ pada $20\text{ }^{\circ}C$. Karena struktur aromatiknya yang stabil, benzena menunjukkan reaktivitas rendah terhadap adisi tetapi mudah mengalami reaksi substitusi elektrofilik aromatik, seperti nitrasi, sulfonasi, halogenasi, dan alkilasi. Reaktivitas inilah yang menjadikan benzena sebagai salah satu bahan baku utama dalam industri petrokimia. Secara industri, benzena diproduksi melalui beberapa jalur utama, yaitu perengkahan katalitik (*catalytic reforming*) minyak bumi, perengkahan uap (*steam cracking*) nafta, dan proses toluena hidro-dealkilasi (*hydrodealkylation of toluene*). Sumber benzena terbesar berasal dari proses

katalitik *reforming* fraksi nafta dalam kilang minyak, yang menghasilkan benzena bersama toluena dan xilena (BTX). Selain itu, perengkahan uap hidrokarbon ringan yang berfokus pada produksi etilen juga menghasilkan benzena sebagai produk samping (Chen et al., 2021).

Dari perspektif penggunaan, benzena merupakan bahan dasar penting untuk berbagai turunan kimia bernilai tinggi. Sekitar 50% benzena dunia digunakan untuk memproduksi stirena melalui jalur etilbenzena, 20% digunakan untuk cumene (prekursor fenol dan aseton), 15% untuk sikloheksana (bahan baku nilon), sisanya untuk anilin dan turunannya. Khusus pada proses alkilasi, benzena bereaksi dengan etilena dalam kondisi katalitik untuk menghasilkan etilbenzena ($C_6H_5-CH_2CH_3$). Reaksi ini biasanya menggunakan katalis berbasis zeolit modern yang lebih ramah lingkungan dibandingkan dengan katalis tradisional berbasis asam Lewis seperti $AlCl_3$ atau HF.

Secara global, produksi benzena pada tahun 2021 mencapai lebih dari 60 juta ton per tahun, dengan Asia Timur (khususnya Tiongkok dan Korea Selatan) sebagai produsen utama karena berkembangnya industri petrokimia di kawasan tersebut. Permintaan benzena global sangat erat kaitannya dengan konsumsi etilbenzena–stirena, sejalan dengan pertumbuhan industri plastik, resin, dan karet sintetis (Wu, 2024).

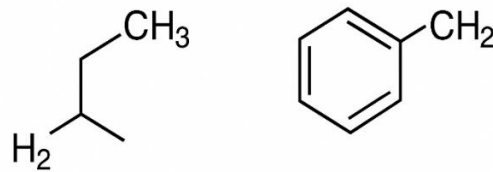
Dalam konteks Indonesia, kebutuhan benzena sebagian besar dipenuhi dari kilang minyak domestik yang menghasilkan fraksi aromatik (BTX) (Chen et al., 2021). Namun, kapasitas produksi nasional masih belum mampu memenuhi

kebutuhan industri hilir, terutama untuk pabrik etilbenzena dan stirena monomer. Akibatnya, impor benzena dan turunannya masih dilakukan untuk menjaga kesinambungan pasokan. Dengan demikian, ketersediaan benzena domestik menjadi faktor kunci dalam perancangan pabrik etilbenzena, baik dari sisi teknis maupun ekonomis, karena menentukan kontinuitas operasi dan daya saing biaya produksi.

1.3.3 Etilbenzene

Etilbenzena ($\text{C}_6\text{H}_5\text{--CH}_2\text{CH}_3$) merupakan senyawa aromatik cair tidak berwarna, mudah terbakar, dengan titik didih 136°C dan densitas $0,867\text{ g/cm}^3$ pada 20°C (Kirk-Othmer, 2007). Senyawa ini memiliki kelarutan rendah dalam air, tetapi larut dalam pelarut organik seperti etanol, eter, dan hidrokarbon aromatik. Dalam industri kimia, etilbenzena diproduksi hampir secara eksklusif melalui proses alkilasi benzena dengan etilena, menggunakan katalis berbasis zeolit yang menggantikan katalis asam Lewis (AlCl_3 atau HF) karena alasan efisiensi dan keberlanjutan (Shavaleev et al., 2020).

Produk utama dari etilbenzena adalah stirena ($\text{C}_6\text{H}_5\text{--CH=CH}_2$) yang dihasilkan melalui proses dehidrogenasi katalitik. Lebih dari 99% etilbenzena yang diproduksi global digunakan sebagai bahan baku stirena (Parkash, 2010). *Styrene* kemudian dipolimerisasi menjadi polistirena serta digunakan dalam pembuatan berbagai kopolimer seperti *acrylonitrile-butadiene-styrene* (ABS), *styrene-acrylonitrile* (SAN), dan *styrene-butadiene rubber* (SBR) yang sangat penting dalam industri plastik, karet sintetis, serta resin Teknik (Gupta et al., 2022).



Gambar 1. 3 Struktur kimia etilbenzena (kiri) dan stirena (kanan)

Secara global, kapasitas produksi etilbenzena terus meningkat sejalan dengan pertumbuhan industri stirena. Pada tahun 2020, kapasitas produksi dunia mencapai lebih dari 34 juta metrik ton per tahun, dengan kawasan Asia-Pasifik sebagai produsen utama karena perkembangan pesat industri petrokimia di Tiongkok, Korea Selatan, dan India (Tullo, 2024). Data terbaru menunjukkan bahwa permintaan stirena global yang tinggi mendorong konsumsi etilbenzena, menjadikannya salah satu komoditas penting dalam rantai industri petrokimia. Kenaikan permintaan ini juga mencerminkan kebutuhan akan inovasi dalam teknologi produksi etilbenzena untuk meningkatkan efisiensi dan keberlanjutan dalam industri petrokimia (Dauylbek et al., 2023).

Di Indonesia, etilbenzena menjadi bahan baku vital dalam industri petrokimia hilir, terutama untuk pembuatan stirena monomer. Produk turunan stirena digunakan secara luas pada industri plastik, resin, serat poliester, peralatan elektronik, otomotif, kemasan makanan dan minuman, hingga material konstruksi (Bhagya et al., 2024). Ketersediaan domestik etilbenzena sangat berpengaruh terhadap keberlanjutan rantai pasok industri plastik dan karet sintetis, sehingga pembangunan pabrik etilbenzena di dalam negeri dipandang sebagai langkah strategis dalam mengurangi ketergantungan impor bahan baku.

Dari sisi teknologi, pengembangan proses produksi etilbenzena berfokus pada efisiensi energi, peningkatan selektivitas katalis, dan pengurangan emisi. Penggunaan katalis berbasis zeolit, misalnya ZSM-5, memungkinkan proses alkilasi berlangsung pada kondisi yang lebih bersih dengan minim limbah dibandingkan proses konvensional berbasis asam Lewis (Zhai et al., 2021). Selain itu, inovasi pada proses integrasi alkilasi–transalkilasi juga meningkatkan konversi etilena sekaligus memanfaatkan produk samping aromatik untuk meningkatkan efisiensi keseluruhan proses (Yang et al., 2019).

Dengan demikian, etilbenzena memiliki peran yang sangat penting sebagai penghubung antara bahan baku petrokimia dasar (etilena dan benzena) dengan produk hilir bernilai tinggi (stirena dan turunannya). Mengingat pertumbuhan konsumsi plastik dan karet sintetis yang terus meningkat, baik secara global maupun di Indonesia, kebutuhan etilbenzena diproyeksikan akan terus mengalami peningkatan signifikan pada masa mendatang.

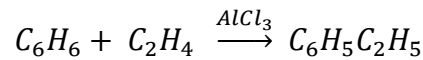
1.3.4 Pemilihan Proses

Produksi etilbenzena dari benzena dan etilena dapat dilakukan menggunakan berbagai macam proses. Berikut uraian dari masing-masing proses, yaitu :

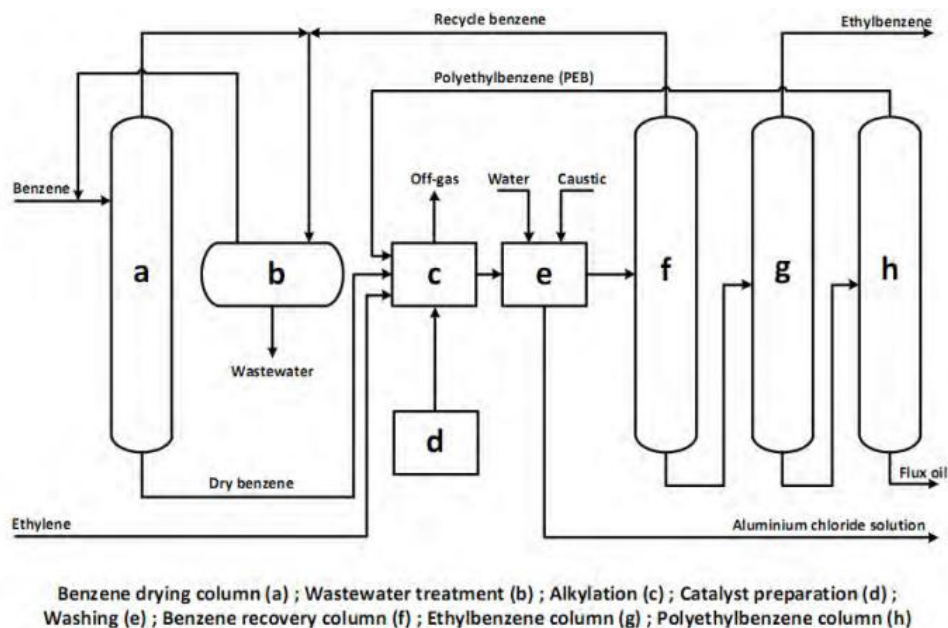
1) Proses AlCl_3

Proses ini merupakan proses alkilasi pertama yang dikembangkan untuk memproduksi etilbenzena berdasarkan proses *Fiedel-Crafts*. Proses ini terjadi pada fase cair-cair dengan katalis AlCl_3 . Pada proses alkilasi terbentuk hasil samping

berupa dietilbenzena yang nantinya akan direaksikan kembali menjadi etilbenzena melalui reaksi transalkilasi. Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Benzena yang digunakan dalam reaksi adalah benzena kering untuk menghindari reaksi antara air dengan katalis yang menyebabkan penurunan aktivitas katalis. Campuran katalis kompleks, benzena kering, dan polialkilbenzena *recycle* diumpankan ke dalam reaktor secara terus menerus, sedangkan etilena diumpankan melalui *sparger*. Dalam hal ini, etilena yang terkonversi sebesar 100%. Pada proses $AlCl_3$ konvensional ini reaksi alkilasi benzena dan transalkilasi polialkilbenzena terjadi pada satu reaktor yang sama.



Gambar 1. 4 Proses metode $AlCl_3$

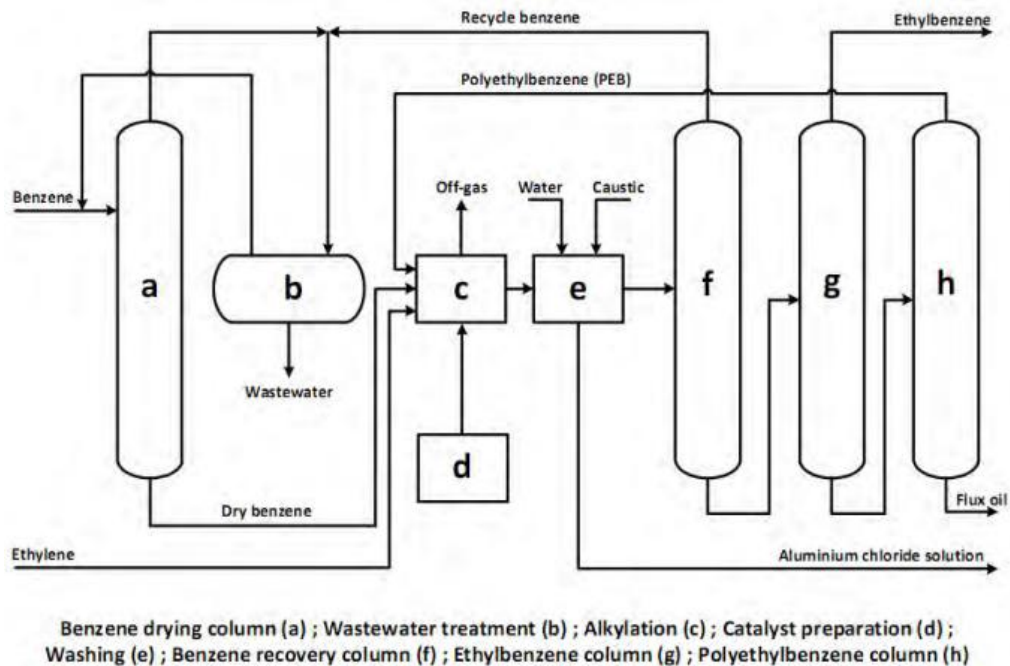
Kondisi operasi reaksi terjadi pada temperatur rendah, yaitu 1300 °C, karena pada temperatur yang tinggi katalis akan terdeaktivasi. Tekanan reaksi dijaga untuk

mengondisikan reaktan dalam fasa cair. Karena reaksi campuran ini sangat korosif maka diperlukan material konstruksi yang tahan terhadap korosi dan juga sistem pengendalian korosi. Selain korosif, pada proses ini juga diperlukan unit pengolahan katalis. Pemurnian etilbenzena dilakukan dalam tiga kolom distilasi. Kolom distilasi pertama digunakan untuk *me-recovery* benzena yang tidak terkonversi. Kolom kedua digunakan untuk memisahkan etilbenzena, sedangkan kolom terakhir digunakan untuk memisahkan polialkilbenzena untuk dikembalikan ke dalam reaktor dan residu yang dapat digunakan sebagai bahan bakar.

2) Proses Monsanto

Salah satu pengembangan dari proses AlCl_3 konvensional ialah proses Monsanto. Proses ini memiliki beberapa keunggulan dibandingkan dengan proses sebelumnya terutama pada reduksi jumlah AlCl_3 yang digunakan. Hal ini secara tidak langsung mengurangi masalah dan biaya untuk limbah katalis. Monsanto menemukan bahwa dengan menaikkan temperatur dan mengontrol penambahan etilena, kebutuhan katalis AlCl_3 dapat dikurangi.

Proses Monsanto dapat digunakan untuk umpan etilena dengan konsentrasi rendah (*encer*). Reaksi alkilasi dan transalkilasi terjadi dalam reaktor yang berbeda. Hal ini dikarenakan laju reaksi alkilasi lebih cepat daripada transalkilasi sehingga untuk mendapatkan hasil yang optimum, diperlukan kondisi operasi yang berbeda di antara keduanya. Temperatur reaksi alkilasi berkisar antara $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ – $180\text{ }^{\circ}\text{C}$. Pada proses ini, panas reaksi dapat di-*recovery* sebagai *low pressure steam*. Reaksi transalkilasi berlangsung di bawah temperatur reaksi alkilasi.



Gambar 1. 5 Proses metode monsanto

Dalam reaktor alkilasi, benzena kering, etilena dan katalis diumpankan secara terus menerus, sedangkan polietilbenzena *recycle* diumpankan ke dalam reaktor transalkilasi bersama dengan produk reaktor alkilasi. Produk hasil reaksi menuju ke unit pengolahan katalis seperti pada proses AlCl_3 konvensional. Selanjutnya, pada unit pemurnian terjadi pemisahan yang menghasilkan etilbenzena, benzena *recycle*, polietilbenzena, dan residu. Residu yang dihasilkan dapat dimanfaatkan sebagai bahan bakar. Pada proses Monsanto dibutuhkan material konstruksi reaktor yang tahan terhadap korosi. Konversi etilena sebesar 100% dan *yield* yang diperoleh sebesar 98% – 99%.

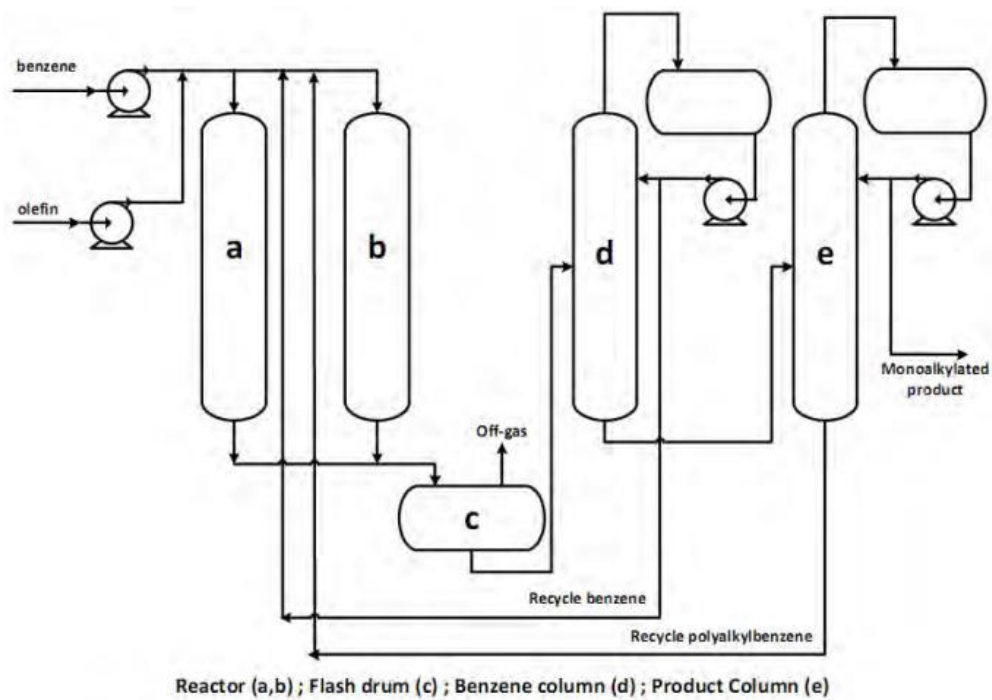
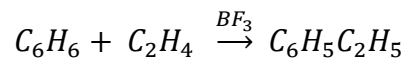
3) Proses Alkar

Proses Alkar dikembangkan oleh *Universal Oil Products* (UOP) pada tahun 1958. Proses ini berlangsung pada tekanan tinggi menggunakan katalis BF_3 yang bersifat sensitif. Beberapa keunggulan dari proses ini ialah dapat menggunakan etilena dengan konsentrasi rendah (8 – 10 % berat etilena), berkurangnya korosi, dan menghasilkan produk etilbenzena dengan kemurnian tinggi (>99%), serta menghasilkan *yield* sebesar 99+% dengan konversi etilena 100%. Selain itu, pada proses Alkar tidak dibutuhkan sistem *recovery* katalis sehingga rangkaian proses lebih sederhana.

Reaksi alkilasi dan transalkilasi berlangsung pada reaktor yang berbeda. Reaktor alkilasi dioperasikan pada tekanan tinggi (2,5 – 3,5 MPa) dan temperatur rendah (100 °C – 150 °C), sedangkan reaktor transalkilasi dioperasikan pada temperatur yang lebih tinggi (180 °C – 230 °C). Benzena kering, etilena dan katalis BF_3 diumpankan ke dalam reaktor alkilasi. Umpan dalam kondisi kering ketika masuk ke dalam reaktor untuk menghindari reaksi antara air dengan katalis. Katalis BF_3 sangat sensitif terhadap sejumlah air, sulfur, dan CO sehingga diperlukan pemurnian aliran agar tidak meracuni katalis. Hasil dari reaktor alkilasi masuk ke dalam sistem *recovery* untuk memisahkan antara cairan dan gas.

Produk *liquid* dari reaktor alkilasi masuk ke dalam kolom pemisahan benzena. Benzena hasil pemisahan masuk ke dalam kolom penyerapan BF_3 sebelum dikembalikan ke dalam kolom dehidrasi benzena. Pemisahan dalam kolom distilasi kedua dan terakhir menghasilkan etilbenzena dan polietilbenzena.

Umpan yang masuk ke dalam reaktor transalkilasi terdiri dari benzena, polietilbenzena, dan campuran benzena-polietilbenzena dari gas *scrubber*. Berikut ini merupakan reaksi yang terjadi pada proses Alkar :

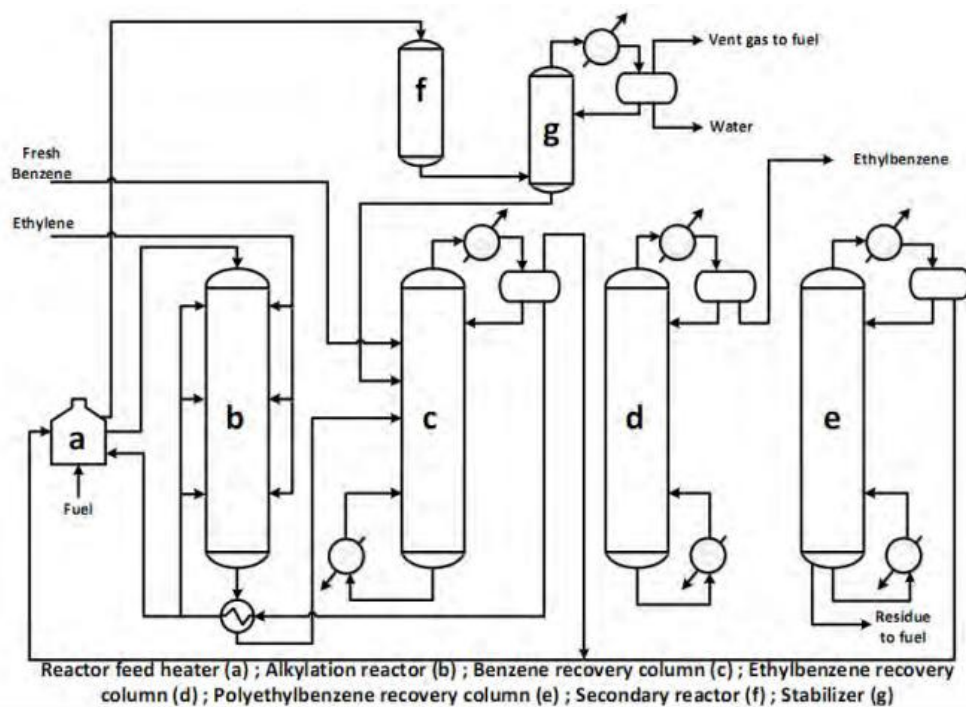


Gambar 1. 6 Proses metode alkar

4) Proses *Mobil-Badger*

Proses *Mobil-Badger* merupakan teknologi yang dikembangkan pada tahun 1970 oleh *Mobil Oil Corporation*. Proses ini terjadi dalam fasa uap dengan tekanan tinggi menggunakan katalis zeolit sintetis, ZSM-5. Terdapat beberapa desain berbeda teknologi *Mobil-Badger*. Desain generasi pertama, dikomersialkan oleh American Hoechst pada tahun 1980. Reaksi alkilasi dan transalkilasi terjadi pada fasa uap dalam satu reaktor yang sama dengan me-*recycle* polietilbenzena ke

dalam reaktor. Desain ini tidak jauh berbeda dengan teknologi konvensional menggunakan katalis AlCl_3 . Keunggulan proses *Mobil-Badger* dibandingkan proses sebelumnya adalah aliran proses yang tidak menyebabkan polusi dan prosesnya sederhana karena tidak membutuhkan unit *recovery* katalis. Selain itu, panas reaksi dapat di-*recovery* menjadi medium/*low pressure steam*. Katalis yang digunakan tidak korosif dan tidak sensitif terhadap berbagai komponen sehingga dalam proses ini dapat digunakan etilena murni maupun etilena dengan konsentrasi rendah. Desain generasi terbaru disebut sebagai teknologi generasi ketiga. Pada proses *Mobil-Badger* generasi ketiga ini, reaksi alkilasi dan transalkilasi berlangsung dalam reaktor yang berbeda dengan tekanan pada reaksi transalkilasi yang lebih rendah. Teknologi generasi ketiga ini memiliki keunggulan dalam hal besarnya *yield* yang diperoleh, kemurnian, dan biaya investasi.



Gambar 1. 7 Proses metode mobile-badger

Pembuatan etilbenzena dengan proses *Mobil-Badger* generasi ketiga terbagi menjadi dua bagian, yaitu bagian reaksi dan bagian pemurnian. Pada bagian reaksi, benzena dari tangki penyimpanan, *recycle* benzena, dan etilena diumpankan ke dalam reaktor alkilasi dalam fasa uap. Reaktor ini dioperasikan pada temperatur 350 °C – 450oC dan tekanan 1 – 3 MPa dengan benzena berlebih relatif terhadap etilena. Reaksi bersifat eksotermis sehingga panas reaksi dapat di-*recovery* sebagai *steam*. Katalis yang digunakan dalam reaksi ini dapat terdeaktivasi akibat pembentukan *coke* sehingga perlu diregenerasi secara berkala.

Keluaran reaktor alkilasi melewati bagian pemurnian dalam fasa uap. Bagian pemurnian ini terdiri dari tiga kolom distilasi. Kolom distilasi pertama berfungsi untuk me-*recovery* benzena yang terdapat dalam aliran keluaran reaktor. Distilat benzena yang didapatkan diumpankan kembali ke dalam reaktor alkilasi sebagai *recycle* benzena. Pada kolom distilasi kedua, etilbenzena terdapat dalam *overhead product*, sedangkan *bottom product* diumpankan menuju kolom distilasi ketiga untuk dipisahkan antara *higher alkylbenzenae* dan polialkilbenzena serta residu. Residu yang dihasilkan dari pemurnian ini dapat digunakan sebagai bahan bakar. *Recycle higher alkylbenzenae* dan polialkilbenzena dari kolom distilasi ketiga, diumpankan menuju transalkilator dalam fasa uap kemudian dikonversi dengan benzena yang berlebih dan menggunakan katalis zeolit. Transalkilator ini beroperasi pada tekanan yang lebih rendah dan temperatur yang lebih tinggi dibandingkan dengan reaktor alkilasi. Hal ini menyebabkan *higher alkylbenzenae* terdealkilasi, sedangkan dietilbenzena ditransalkilasi menjadi etilbenzena.

Tabel 1. 7 Perbandingan macam-macam proses pembuatan etilbenzena

Tinjauan	Macam proses			
	AlCl ₃	Monsanto	Alkar	<i>Mobile-Badger</i>
Temperatur Operasi	130 °C	160°C - 180 °C (alkilasi) <160 °C (transkilasi)	160°C - 180°C (alkilasi) 180°C - 230°C (transkilasi)	350 °C - 450°C
Tekanan Operasi	< 5 bar	5 – 10 bar	1 – 65 bar	10 – 30 bar
Katalis	AlCl ₃	AlCl ₃	BF ₃	Zeolit ZSM-5
Jumlah Reaktor	1	2	2	2
Pengolahan Limbah	Butuh	Butuh	Butuh	Tidak butuh
Korosi	Korosif	Korosif	Korosif	Tidak korosif
Kemurnian	90+%	90+%	>99,9%	>99,9%

Pada pendirian pabrik etilbenzena ini dipilih proses *Mobil-Badger* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Katalis yang digunakan tidak beracun dan tidak korosif.
- Kemurnian etilbenzena yang dihasilkan tinggi.
- Rangkaian proses sangat sederhana dan tidak membutuhkan unit *recovery* katalis.
- Tidak menghasilkan limbah yang berbahaya bagi lingkungan.
- Dietilbenzena yang terbentuk sedikit.

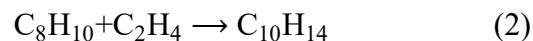
1.4 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk mengetahui sifat termal dan kecenderungan arah reaksi pada sistem alkilasi benzena oleh etilena menuju etilbenzena beserta reaksi samping dan transalkilasinya. Besaran termodinamika utama yang dianalisis adalah perubahan entalpi reaksi (ΔH_r) yang menunjukkan apakah reaksi eksotermis atau endotermis, serta perubahan energi bebas (ΔG°) yang menentukan kecenderungan spontanitas reaksi pada kondisi operasi tertentu. Informasi ini memiliki implikasi langsung terhadap desain reaktor—khususnya ukuran/kapasitas sistem pendinginan, pengaturan suhu operasi, dan strategi pemisahan untuk menggeser kesetimbangan reaksi.

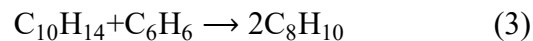
- Reaksi utama alkilasi:



- Reaksi samping alkilasi:



- Reaksi transalkilasi:



Keseluruhan reaksi ini terjadi pada suhu tinggi, yakni 300 °C untuk reaksi alkilasi dan poli-alkilasi, serta 350 °C untuk reaksi transalkilasi. Kondisi operasi ini sangat menentukan arah reaksi dan distribusi produk, khususnya untuk meningkatkan selektivitas terhadap etilbenzena.

1) Entalpi pembentukan (ΔH_r)

Entalpi reaksi standar (ΔH_r) merupakan besaran energi yang dilepaskan atau diserap selama reaksi kimia berlangsung pada tekanan konstan. Besarnya ΔH_r dihitung berdasarkan data entalpi pembentukan standar (ΔH_f) dari setiap pereaksi dan produk, yang kemudian disesuaikan dengan jumlah mol reaksi. Entalpi pembentukan standar (ΔH_f) digunakan untuk menghitung perubahan entalpi reaksi menurut persamaan:

$$\Delta H_r = \sum \Delta H_f (\text{produk}) - \sum \Delta H_f (\text{reaktan})$$

Tabel 1. 8Entalpi pembentukan masing komponen

Komponen	ΔH_f pada 573,15 K (kJ/mol)	ΔH_f pada 623,15 K (kJ/mol)
Benzena (C_6H_6)	70,858	69,22
Etilena (C_2H_4)	46,203	45,45
Etilbenzena (C_8H_{10})	11,784	9,40
Dietilbenzena ($C_{10}H_{14}$)	-41,637	-44,61

- Reaksi 1:

$$\Delta H_{r1,\text{mol}} = \Delta H_f(C_8H_{10}) - [\Delta H_f(C_6H_6) + \Delta H_f(C_2H_4)]$$

$$\Delta H_{r1,\text{mol}} = 11,784 - (70,858 + 46,203)$$

$$\Delta H_{r1,\text{mol}} = -105,277 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{r1,\text{total}} = \Delta H_{r1,\text{mol}} \times n_1$$

$$\Delta H_{r1,\text{total}} = (-105,277)(252,9) = -26\,624,55 \text{ kJ/jam}$$

- Reaksi 2:

$$\Delta H_{r2,\text{mol}} = \Delta H_f(C_{10}H_{14}) - [\Delta H_f(C_8H_{10}) + \Delta H_f(C_2H_4)]$$

$$\Delta H_{r2,\text{mol}} = -41,637 - (11,784 + 46,203)$$

$$\Delta H_{r2,\text{mol}} = -99,624 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{r2,\text{total}} = \Delta H_{r2,\text{mol}} \times n_2$$

$$\Delta H_{r2,\text{total}} = (-99,624)(50,3) = -5\,011,09 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{r,\text{subtotal}} = -26\,624,55 + (-5\,011,09) = -31\,635,64 \text{ kJ/jam}$$

- Reaksi 3:

$$\Delta H_{r3,\text{mol}} = 2\Delta H_f(C_8H_{10}) - [\Delta H_f(C_{10}H_{14}) + \Delta H_f(C_6H_6)]$$

$$\Delta H_{r3,\text{mol}} = 2(9,40) - (-44,61 + 69,22)$$

$$\Delta H_{r3,\text{mol}} = -5,81 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{r3,\text{total}} = \Delta H_{r3,\text{mol}} \times n_3$$

$$\Delta H_{r3,\text{total}} = (-5,81)(47,76) = -277,49 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{r,\text{total}} = -31\,635,64 + (-277,49) = -31\,913,13 \text{ kJ/jam}$$

Hasil perhitungan menunjukkan bahwa seluruh reaksi memiliki nilai ΔH_r negatif, menandakan bahwa proses bersifat eksotermis. Reaksi utama alkilasi benzena dengan etilena melepaskan energi cukup besar, yaitu sekitar $-105,28$ kJ/mol, yang jika diakumulasikan terhadap laju alir molar menjadi $-26.624,55$ kJ/jam. Reaksi samping poli-alkilasi menghasilkan pelepasan panas tambahan sebesar $-5.011,09$ kJ/jam, sedangkan reaksi transalkilasi relatif lebih kecil dengan pelepasan $-277,49$ kJ/jam. Total pelepasan energi dari ketiga reaksi mencapai

–31.913,13 kJ/jam. Besarnya panas yang dilepaskan menegaskan bahwa desain reaktor harus dilengkapi dengan sistem pendinginan yang efektif untuk menjaga suhu operasi tetap stabil pada 300–350 °C, karena kenaikan suhu dapat menggeser kesetimbangan ke arah reaktan dan menurunkan selektivitas etilbenzena.

2) Energi bebas *Gibbs* (ΔG°)

Selain entalpi, sifat reaksi juga ditinjau melalui energi bebas *Gibbs* standar (ΔG°) yang menunjukkan kecenderungan spontanitas. Perhitungan ΔG° dilakukan dengan persamaan:

$$\Delta G_r = \sum \Delta G^\circ (\text{produk}) - \sum \Delta G^\circ (\text{reaktan})$$

Kriteria penilaian yang digunakan adalah apabila $\Delta G^\circ < 0$, maka reaksi berlangsung spontan, sedangkan apabila $\Delta G^\circ > 0$, maka reaksi tidak berlangsung spontan. Perhitungan dilakukan pada kondisi operasi yang sama dengan perhitungan entalpi, yaitu 573,15 K untuk reaksi alkilasi dan samping, serta 623,15 K untuk reaksi transalkilasi.

Tabel 1. 9 Energi bebas *gibbs* komponen

Komponen	ΔG° (300 °C) [kJ/mol]	ΔG° (350 °C) [kJ/mol]
Benzena (C ₆ H ₆)	177,8133	187,0401
Etilena (C ₂ H ₄)	82,3034	85,5069
Etilbenzena (C ₈ H ₁₀)	231,0958	250,0634
Diethylbenzena (C ₁₀ H ₁₄)	298,1655	327,5916

- Reaksi 1:

$$\Delta G_{r1} = \Delta G^\circ(C_8H_{10}) - [\Delta G^\circ(C_6H_6) + \Delta G^\circ(C_2H_4)]$$

$$\Delta G_{r1} = 231,0958 - (177,8133 + 82,3034)$$

$$\Delta G_{r1} = -29,0209 \text{ kJ/mol}$$

- Reaksi 2:

$$\Delta G_{r2} = \Delta G^\circ(C_{10}H_{14}) - [\Delta G^\circ(C_8H_{10}) + \Delta G^\circ(C_2H_4)]$$

$$\Delta G_{r2} = 298,1655 - (231,0958 + 82,3034)$$

$$\Delta G_{r2} = -15,2337 \text{ kJ/mol}$$

- Reaksi 3:

$$\Delta G_{r3} = 2\Delta G^\circ(C_8H_{10}) - [\Delta G^\circ(C_{10}H_{14}) + \Delta G^\circ(C_6H_6)]$$

$$\Delta G_{r3} = 2(250,0634) - (327,5916 + 187,0401)$$

$$\Delta G_{r3} = -14,5049 \text{ kJ/mol}$$

Nilai ΔG° untuk ketiga reaksi semuanya negatif, yang berarti bahwa reaksi bersifat spontan pada kondisi standar pada suhu 300–350 °C. Reaksi utama alkilasi memiliki ΔG° paling negatif, yaitu $-29,02 \text{ kJ/mol}$, sehingga secara termodinamika paling menguntungkan dibandingkan reaksi samping. Reaksi poli-alkilasi dan transalkilasi juga spontan dengan nilai masing-masing $-15,23 \text{ kJ/mol}$ dan $-14,50 \text{ kJ/mol}$, meskipun kecenderungannya lebih lemah dibanding reaksi utama. Fakta ini mendukung bahwa pada kondisi operasi industri dengan tekanan tinggi, reaksi alkilasi akan dominan, sementara reaksi samping tetap terjadi namun dengan

intensitas lebih rendah. Oleh karena itu, strategi pengendalian distribusi produk tetap diperlukan, terutama dengan mengatur rasio pereaksi dan kondisi reaktor agar selektivitas terhadap etilbenzena dapat ditingkatkan.

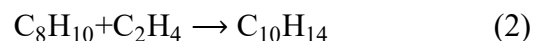
1.5 Tinjauan Kinetika

Reaksi pembentukan etilbenzena dari benzena dan etilena berlangsung melalui reaksi alkilasi pada permukaan katalis padat. Meskipun mekanisme sebenarnya mengikuti tahapan adsorpsi–reaksi–desorpsi, dalam perancangan pabrik sering digunakan pendekatan *power law* untuk menyederhanakan perhitungan. Pada model ini, laju reaksi dinyatakan sebagai perkalian konstanta laju dengan konsentrasi pereaktan berpangkat tertentu. Dengan demikian, persamaan laju reaksi masing-masing dapat dituliskan sebagai berikut:

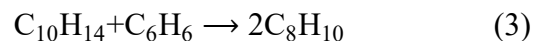
- Reaksi utama alkilasi:



- Reaksi samping alkilasi:



- Reaksi transalkilasi:



Konstanta laju k pada model *powerlaw* tidak dianggap konstan terhadap suhu, melainkan mengikuti persamaan *Arrhenius*:

$$k = k_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)$$

Berdasarkan literatur *AIChE Journal – Design and Control of the Ethylbenzene Process*, nilai k dan E untuk masing-masing reaksi telah ditentukan melalui fitting data eksperimen. Nilai tersebut ditunjukkan pada Tabel 1.10 berikut.

Tabel 1. 10 Data kinetika reaksi produksi etilbenzena

Reaksi	Persamaan Laju	k	E (cal/mol)	Concentration term
Pembentukan EB	$r_1 = k_1 C_B C_E$	$1,53 \times 10^6$	17.000	$C_B C_E$
Pembentukan DEB	$r_2 = k_2 C_{EB} C_E$	$2,78 \times 10^7$	20.000	$C_E C_{EB}$
Transalkilasi DEB	$r_3 = k_3 C_B C_{DEB}$	$1,00 \times 10^3$	15.000	$C_B C_{DEB}$

Dengan demikian, melalui penerapan model *powerlaw* yang dipadukan dengan persamaan *Arrhenius*, diperoleh bentuk sederhana dari persamaan kinetika yang sesuai dengan data literatur. Persamaan ini menjadi dasar dalam simulasi dan perhitungan reaktor pada perancangan pabrik etilbenzena.

BAB II PERANCANGAN PABRIK

2.1 Spesifikasi Produk

Produk utama dari pabrik ini adalah *ethylbenzene* (EB) dengan tingkat kemurnian minimal 99,99%. *Ethylbenzene* merupakan senyawa aromatik cair yang hampir seluruhnya digunakan sebagai bahan baku produksi *Styrene* monomer. Selanjutnya, *Styrene* monomer menjadi bahan dasar industri polistirena, ABS resin, dan karet sintetis. Dengan fungsi strategis tersebut, pengendalian kualitas *ethylbenzene* menjadi sangat penting agar tidak terjadi penurunan mutu pada produk hilir petrokimia.

Tabel 2. 1 Spesifikasi *Ethylbenzene*

Produk Utama	<i>Ethylbenzene</i> (EB)
Rumus Molekul	C_8H_{10}
Berat Molekul	106,17 g/mol
Titik Didih	136,2 °C
Titik Lebur	-94,95 °C
Titik Nyala	15 °C (cawan tertutup)
Tekanan Uap	9,5 mmHg (25 °C)
Densitas	0,867 g/mL (25 °C)
Bentuk	Cairan tidak berwarna, berbau khas
Viskositas	0,74 cP (25 °C)
Kelarutan	152 mg/L dalam air (25 °C)

Tabel 2. 2 Spesifikasi *Ethylbenzene* (Lanjutan)

Sifat Bahan	Mudah terbakar, toksik, volatil
Hazard (NFPA, 2010)	Flammability 2; Health 2; Reactivity 0
Kemurnian Produk	$\geq 99,99 \%$

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2. 3 Spesifikasi benzena

Bahan Baku Utama	Benzene (C ₆ H ₆)
Rumus Molekul	C ₆ H ₆
Berat Molekul	78,11 g/mol
Titik Didih	80,1 °C
Titik Lebur	5,5 °C
Titik Nyala	-11 °C
Tekanan Uap	94,8 mmHg (25 °C)
Densitas	0,884 g/mL (20 °C)
Bentuk	Cairan tidak berwarna, berbau aromatik
Viskositas	0,604 cP (25 °C)
Kelarutan	1,8 g/L dalam air (25 °C)
Sifat Bahan	Mudah terbakar, karsinogenik
Hazard (NFPA, 2010)	<i>Flammability 3; Health 2; Reactivity 0</i>
Kemurnian Pasar	100 %

Tabel 2. 4 Spesifikasi etilen

Bahan Baku Utama	Etilen (C ₂ H ₄)
Rumus Molekul	C ₂ H ₄
Berat Molekul	28,05 g/mol
Titik Didih	-103,7 °C
Titik Lebur	-169,2 °C
Titik Nyala	-136 °C
Tekanan Uap	Gas pada STP
Densitas	0,568 g/L (25 °C)
Bentuk	Gas tidak berwarna
Viskositas	0,012 cP (25 °C)
Kelarutan	131 mg/L dalam air (25 °C)
Sifat Bahan	Sangat mudah terbakar, reaktif
<i>Hazard</i> (NFPA, 2010)	<i>Flammability 4; Health 1; Reactivity 0</i>
Kemurnian Pasar	99,95 %

2.3 Spesifikasi Katalis

Tabel 2. 5 Spesifikasi katalis

Parameter	Nilai
Nama Katalis	ZSM-5
<i>Bulk Density</i>	0,66 g/cm ³ (660 kg/m ³)
Bentuk	<i>Spherical</i>

Tabel 2. 6 Spesifikasi katalis (Lanjutan)

Diameter	3 mm (0,003 m)
Ukuran Pori	$\sim 5 \text{ \AA}$
Luas Permukaan	300–400 m ² /g

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*quality control*) merupakan salah satu aspek penting dalam perancangan maupun operasional pabrik kimia, termasuk pada pabrik *ethylbenzene* ini. Prinsip pengendalian kualitas tidak hanya berfokus pada hasil akhir berupa produk *ethylbenzene* dengan kemurnian tinggi, tetapi juga mencakup seluruh tahapan yang dilalui sejak bahan baku masuk ke pabrik, melewati reaktor, hingga proses pemurnian dan penyimpanan produk. Dengan kata lain, sistem pengendalian kualitas bersifat menyeluruh agar setiap tahapan operasi dapat berjalan sesuai spesifikasi yang ditetapkan.

Keberadaan sistem pengendalian kualitas yang baik akan membantu menjaga konsistensi mutu produk, meminimalkan pemborosan energi, serta mengurangi potensi masalah keselamatan. Dalam industri petrokimia, terutama untuk produk yang digunakan sebagai *feedstock* lanjutan seperti *ethylbenzene*, standar kemurnian yang tinggi menjadi kunci utama. Oleh karena itu, diperlukan metode kontrol yang sistematis, mulai dari bahan baku (*feedstock*), kondisi proses, hingga spesifikasi produk akhir.

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 etilbenzena yang menggunakan benzene dan etilen sebagai bahan baku, pengendalian kualitas bahan baku etanol meliputi beberapa parameter berikut :

a) Kemurnian *benzene* dan *ethylene*

Kualitas bahan baku sangat menentukan performa keseluruhan pabrik. Benzene yang dipakai dalam proses ini memiliki kemurnian mendekati 100%, sehingga relatif bebas dari senyawa aromatik lain seperti *toluene* atau *xylene*. Hal ini penting karena keberadaan senyawa aromatik lain dapat menyebabkan reaksi samping, yang pada akhirnya menurunkan selektivitas terhadap *ethylbenzene*.

Sementara itu, *ethylene* yang dipasok ke pabrik memiliki kemurnian 99,95%, dengan pengotor utama berupa etane dan metana. Meskipun kedua senyawa ini tergolong inert terhadap reaksi alkilasi, kehadirannya tetap tidak diinginkan karena akan ikut masuk ke tahap pemurnian *downstream*. Konsekuensinya, konsumsi energi di unit distilasi meningkat dan efisiensi pemisahan menurun. Oleh sebab itu, setiap *batch* bahan baku yang datang wajib diuji menggunakan instrumen analisis modern, seperti *Gas Chromatography* (GC), untuk memastikan komposisi kimianya sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan.

b) Kandungan air

Air merupakan salah satu impuritas paling kritis dalam proses ini. Walaupun data spesifikasi menunjukkan bahwa *benzene* dan *ethylene* komersial tidak mengandung air, risiko kontaminasi tetap ada, misalnya dari sistem perpipaan atau kelembapan udara. Kehadiran air sangat berbahaya karena dapat menurunkan aktivitas katalis ZSM-5. Mekanismenya adalah air dapat menyerang situs asam pada zeolit sehingga kapasitas katalitiknya menurun drastis.

Untuk mengantisipasi hal tersebut, sistem penyimpanan bahan baku dirancang dalam kondisi kering dan diberi lapisan nitrogen blanket untuk mencegah masuknya uap air dari lingkungan. Selain itu, dilakukan monitoring kadar air secara berkala menggunakan *Karl Fischer titration* agar kualitas bahan baku tetap terjaga.

c) Kontaminan lain

Impuritas utama dalam aliran *ethylene* adalah etane dan metana. Walaupun tidak bereaksi dalam reaktor, keduanya dapat menambah beban pada kolom distilasi gas buang. Akumulasi gas *inert* ini juga dapat menimbulkan potensi bahaya keselamatan karena bersifat mudah terbakar. Untuk itu, kadar etane dan metana dipantau ketat dengan *GC analyzer*. Apabila konsentrasi impuritas melebihi ambang batas, maka bahan baku dapat ditolak atau harus melalui *pre-treatment* sebelum diproses lebih lanjut.

d) Pengujian fisik bahan baku

Selain parameter kimia, karakteristik fisik bahan baku juga dikendalikan. Pada benzene, densitas, titik didih, dan viskositas menjadi parameter utama untuk memastikan konsistensi mutu. Instrumen seperti *density meter* dan *viscosity meter* digunakan secara rutin. Sedangkan untuk *ethylene*, pengukuran tekanan parsial dan densitas gas dilakukan untuk memverifikasi kesesuaiannya dengan data spesifikasi. Deviasi pada sifat fisik sering kali menjadi indikator awal adanya kontaminan atau masalah dalam penyimpanan.

e) Frekuensi pengujian bahan baku

Pengendalian kualitas dilakukan secara berlapis. Setiap *batch benzene* dan *ethylene* diuji terlebih dahulu sebelum masuk ke tangki penyimpanan. Setelah disimpan, sampel dari tangki juga diambil secara rutin untuk memastikan tidak ada perubahan kualitas akibat penyimpanan jangka waktu tertentu. Dengan sistem ini, risiko masuknya bahan baku yang tidak sesuai ke dalam proses produksi dapat diminimalkan.

2.4.2 Pengendalian Proses Produksi.

Pengendalian kualitas tidak berhenti pada tahap bahan baku, tetapi juga mencakup parameter-parameter operasi di dalam reaktor maupun unit pemurnian. Tujuan utamanya adalah menjaga kondisi operasi tetap berada dalam rentang optimum sehingga konversi reaksi tinggi, pembentukan produk samping rendah, serta katalis dapat bertahan lama.

a) Pengendalian suhu

Reaksi alkilasi *benzene* dengan *ethylene* dijalankan pada suhu sekitar 300 °C dengan tekanan 20 atm, sedangkan reaksi transalkilasi dioperasikan pada suhu lebih tinggi yaitu 350 °C dengan tekanan 10 atm. Kedua parameter ini sangat sensitif. Suhu yang terlalu rendah dapat menurunkan laju reaksi, sehingga konversi *ethylene* berkurang. Sebaliknya, suhu yang terlalu tinggi meningkatkan kemungkinan pembentukan produk samping dan mempercepat deaktivasi katalis akibat pembentukan kokas.

Untuk mengendalikan suhu, digunakan sensor *Resistance Temperature Detector* (RTD) yang dipasang di beberapa titik reaktor. Data suhu kemudian dikirim ke *PID controller* yang terhubung dengan sistem pemanas atau pendingin. Dengan pengendalian otomatis ini, suhu reaksi dapat dijaga stabil pada *set point* yang diinginkan.

b) Pengendalian tekanan

Tekanan merupakan variabel penting karena memengaruhi kelarutan *ethylene* dalam fase cair *benzene*. Pada reaktor alkilasi, tekanan dijaga 20 atm untuk meningkatkan kelarutan dan memastikan reaksi berlangsung optimal. Sedangkan pada reaktor transalkilasi, tekanan lebih rendah (10 atm) dipilih agar reaksi konversi *diethylbenzene* menjadi *ethylbenzene* lebih efisien.

Pengaturan tekanan dilakukan dengan *pressure transmitter* yang dihubungkan ke *control valve*. Selain itu, setiap reaktor dilengkapi dengan

safety valve dan sistem alarm yang akan aktif jika terjadi kondisi *overpressure*, sehingga aspek keselamatan tetap terjamin.

c) Pengendalian aliran

Rasio molar benzene terhadap *ethylene* merupakan kunci untuk mengontrol selektivitas produk. Rasio umumnya dijaga pada kisaran 5–10:1. *Benzene* berlebih sengaja digunakan untuk menekan pembentukan *diethylbenzene*. Aliran bahan baku dikontrol menggunakan *coriolis flow meter* yang memiliki akurasi tinggi, dan sistem kontrol otomatis *Distributed Control System* (DCS) bertanggung jawab menjaga kestabilan aliran.

d) Pengendalian level

Pada unit distilasi, ketinggian cairan (*liquid level*) harus dijaga stabil agar proses pemisahan berjalan efektif. Jika level terlalu rendah, kontak antara uap dan cairan menjadi tidak optimal, sedangkan level yang terlalu tinggi bisa menimbulkan *flooding* pada kolom. Untuk itu, dipasang *level transmitter* yang terhubung dengan *control valve*, sehingga operator dapat memastikan level selalu berada pada rentang aman.

e) Sistem kontrol terintegrasi

Seluruh sistem kontrol suhu, tekanan, aliran, dan level diintegrasikan dalam DCS. Dengan adanya antarmuka *Human Machine Interface* (HMI), operator dapat memantau kondisi proses secara *real time*. Sistem DCS juga dilengkapi alarm dan data logging, sehingga setiap penyimpangan dari kondisi

normal dapat terdeteksi lebih awal. Dengan demikian, tindakan korektif bisa segera dilakukan tanpa mengganggu kontinuitas produksi

2.4.3 Pengujian Produk Akhir

Tahap terakhir dari sistem quality control adalah memastikan bahwa produk *ethylbenzene* yang keluar dari unit pemurnian memenuhi standar pasar, terutama kemurnian 99,99%.

a) Kemurnian *ethylbenzene*

Kemurnian *ethylbenzene* sangat krusial karena produk ini akan digunakan sebagai bahan baku dalam produksi *Styrene* monomer. Jika kemurnian tidak mencapai standar, kualitas *Styrene* yang dihasilkan juga akan menurun. Untuk itu, analisis kemurnian dilakukan dengan *Gas Chromatography* (GC) yang mampu mendeteksi komponen utama maupun impuritas dalam jumlah kecil.

b) Pengujian kontaminan

Kontaminan utama yang perlu diawasi adalah *diethylbenzene* (DEB), sisa etane, dan metana. DEB yang terlalu tinggi dapat menurunkan *yield Styrene*, sedangkan keberadaan gas *inert* akan mengganggu proses *downstream*. Analisis dilakukan menggunakan GC-MS untuk identifikasi komponen dan *infrared spectroscopy* untuk verifikasi struktur senyawa. Batas maksimum kontaminan ditetapkan di bawah 0,01%.

c) Pengendalian tekanan dan suhu produk

Setelah proses distilasi, *ethylbenzene* disimpan pada tangki atmosfer. Walaupun relatif stabil, tetap diperlukan kontrol suhu dan tekanan untuk mencegah penguapan berlebih. Tangki penyimpanan dilengkapi temperatur dan *pressure transmitter* agar kondisi tetap terkendali.

d) Pengemasan dan penyimpanan

Produk disimpan dalam tangki atmosfer dengan sistem *nitrogen blanket*. Lapisan nitrogen berfungsi mengisolasi produk dari oksigen sehingga risiko oksidasi dan kebakaran dapat diminimalkan. Sistem penyimpanan juga dilengkapi detektor kebocoran serta inspeksi rutin untuk menjamin keselamatan.

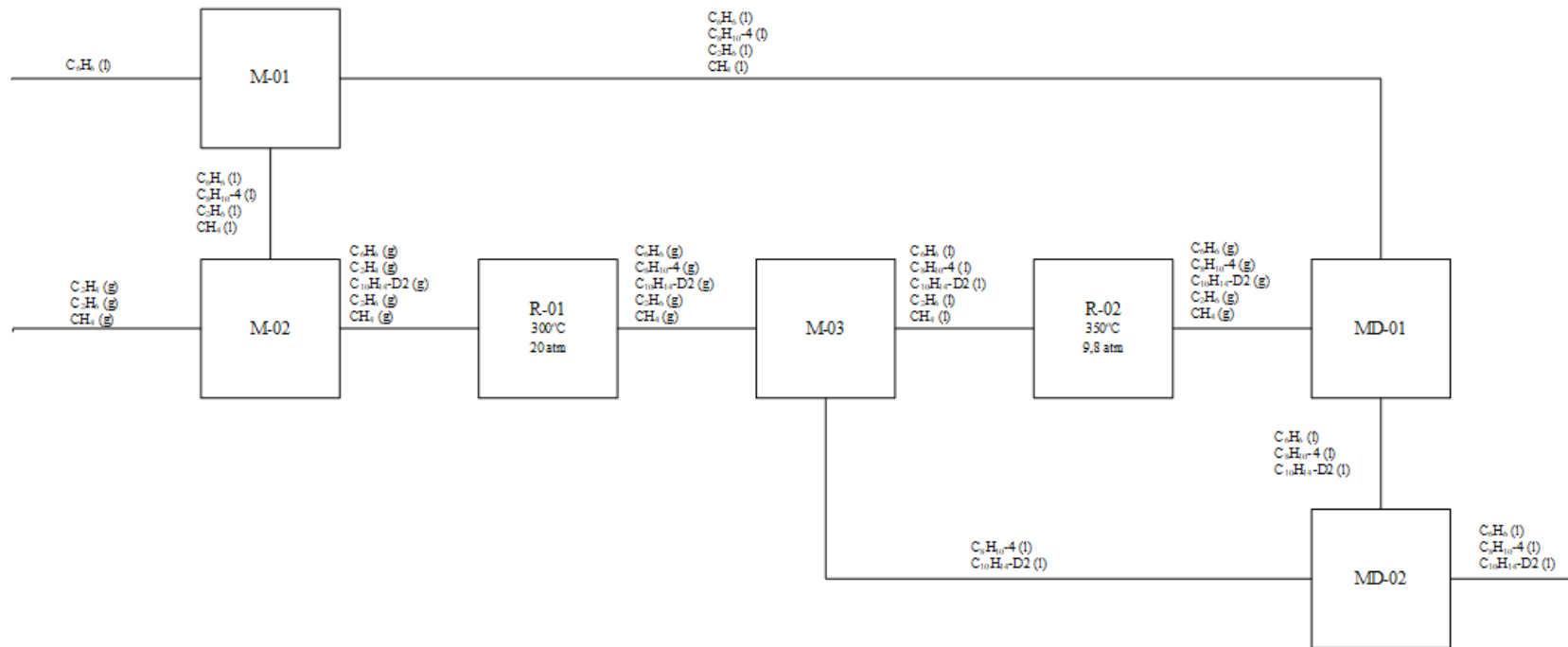
e) Sertifikasi kualitas

Setiap *batch ethylbenzene* yang dihasilkan wajib melalui sertifikasi mutu internal. Pengujian mencakup kemurnian, kadar kontaminan, serta sifat fisik dasar produk. Standar yang digunakan mengacu pada ASTM D4737 atau standar internasional lainnya. Dengan adanya sertifikasi ini, produk yang dipasarkan terjamin konsistensinya dan dapat diterima oleh industri hilir tanpa hambatan.

BAB III PERANCANGAN PROSES

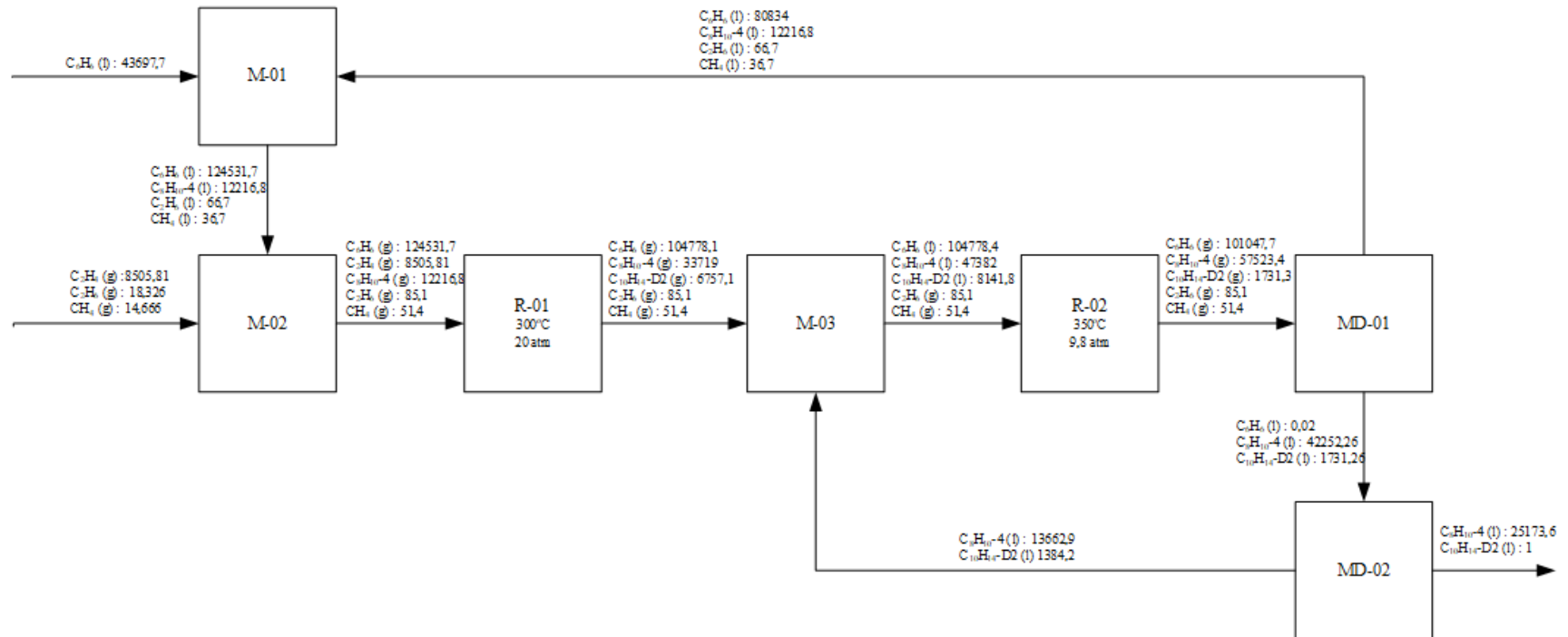
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

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 etilbenzena dari bahan baku benzena dan etilena dengan kapasitas 220.000 ton/tahun dilakukan melalui proses alkilasi dan transalkilasi yang melibatkan reaksi antara benzena dan etilena dengan bantuan katalis asam padat. Bahan baku utama yang digunakan adalah benzena (C_6H_6) dan etilena (C_2H_4), yang direaksikan pada suhu $300^\circ C$ dan tekanan 20 atm menggunakan katalis zeolit ZSM-5 untuk menghasilkan etilbenzena ($C_6H_5C_2H_5$) sebagai produk utama. Selain itu, sebagian dietilbenzena (DEB) yang terbentuk pada proses alkilasi akan direaksikan kembali dengan benzena melalui proses transalkilasi pada suhu $350^\circ C$ dan tekanan 9,8 atm untuk meningkatkan konversi menjadi etilbenzena. Reaksi-reaksi tersebut bersifat eksotermis dan umumnya dilakukan dalam reaktor tipe *fixed bed* dengan sistem pendinginan untuk menjaga kestabilan suhu. Secara umum, proses pembuatan etilbenzena dari benzena dan etilena dapat dibagi menjadi beberapa tahapan seperti berikut.

3.3.1 Penyimpanan dan Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam pabrik ini adalah benzen dan etilen, dimana benzene disimpan pada fase cair di tangki penyimpanan T-01. Benzene ditampung dalam tangki silinder beratap kerucut pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm dengan lama penyimpanan 1 minggu, fresh benzene dialirkan ke *mixing point* (M-01) kemudian dicampur dengan *recycle* benzene hasil atas Menara Distilasi (MD-01) yang bersuhu $30^\circ C$. Kemudian menggunakan pompa (P-01) benzene akan dinaikkan tekanannya menjadi 20 atm. Benzen dinaikkan suhunya hingga $300^\circ C$ menggunakan *furnace* (F-01) dan mengalami perubahan fase ke gas.

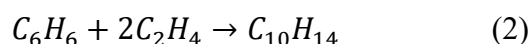
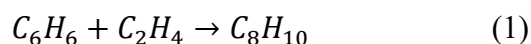
Bahan baku etilen diperoleh dari PT. Chandra Asri Petro Chemical yang dialirkan langsung pada kondisi 30°C dan tekanan 16 atm. Etilen kemudian disimpan dalam tangki *spherical*. Sebelum dialirkan ke *reactor*, etilen dinaikkan tekanannya terlebih dahulu menjadi 20 atm menggunakan kompresor (C-01). Setelah dinaikkan tekanannya, etilen dinaikkan suhunya di *furnace* (F-02) hingga mencapai suhu 300°C untuk siap diumpankan ke *reactor* (R-01)

Setelah benzene dan etilen mencapai suhu yang diinginkan untuk bereaksi selanjutnya dialirkan ke *mixing point* untuk selanjutnya dialirkan ke *reaktor* (R-01).

3.3.2 Tahap Reaksi

Reaksi pembentukan ethylbenzene terdiri dari 2 reaksi, yaitu reaksi alkilasi dan transalkilasi. Reaktor yang digunakan untuk proses alkilasi maupun transalkilasi menggunakan reaktor jenis *fixed bed multitube*.

Pada reaktor alkilasi (R-01) jenis reaktor yang digunakan adalah *fixed bed multitube*. Tiap pipa diisi dengan katalis zeolite ZSM-5 berbentuk *bar type* yang memiliki luas permukaan tinggi. Reaksi yang terjadi berlangsung tekanan operasi 20 atm dan suhu 300°C. Reaksi utama yang terjadi adalah antara benzena (C₆H₆) dan etilena (C₂H₄) membentuk *ethylbenzene* (C₈H₁₀) sebagai produk utama, serta dietilbenzene (C₁₀H₁₄) sebagai produk samping. Reaksi berlangsung menurut persamaan:



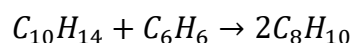
Reaksi ini bersifat eksotermis, sehingga peningkatan suhu di sepanjang reaktor perlu dikendalikan untuk menghindari terjadinya *hot spot* yang dapat

menurunkan selektivitas produk. Pendinginan dilakukan pada sisi *shell* reaktor menggunakan *steam* umpan *boiler*, dimana panas berlebih ditransfer atau dialih fungsikan untuk membantu memanaskan umpan *boiler*, sehigga dapat menjaga suhu operasi tetap stabil di sekitar 300°C.

Umpan berupa campuran gas benzena dan etilena masuk ke bagian bawah reaktor dan melewati lapisan katalis secara aliran *plug flow*. Di dalam reaktor terjadi reaksi alkilasi benzene dan etilen menjadi etilbenzena dengan konversi *ethylene* sebesar 100%.

Hasil keluaran dari reaktor alkilasi (R-01) berupa campuran gas yang mengandung *ethylbenzene* (EB) sebagai produk utama serta sejumlah dietilbenzene (DEB) sebagai produk samping. Setelah itu, aliran diteruskan menuju tahapan pencampuran untuk proses transalkilasi.

Reaksi transalkilasi dilakukan di dalam reaktor *fixed bed multitube* (R-02) yang juga berisi katalis ZSM-5. Reaksi ini bertujuan untuk mengonversi kembali senyawa dietilbenzene (DEB) menjadi *ethylbenzene* (EB) melalui reaksi pertukaran gugus etil dengan benzena. Proses berlangsung pada tekanan operasi 9,8 atm dan suhu 350°C, dengan kondisi aliran gas yang melewati permukaan katalis secara kontinyu. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Umpan reaktor transalkilasi terdiri atas dua aliran utama, yaitu produk keluaran dari reaktor alkilasi (R-01) yang masih mengandung DEB, dan aliran *recycle* dari menara distilasi MD-02. Kedua aliran ini terlebih bercampur di *mixing point* (M-03) untuk memperoleh homogenitas campuran yang baik sebelum

dimasukkan ke dalam reaktor transalkilasi dimana perbedaan tekanan membuat penurunan drastis hingga 1 atm.

Campuran umpan yang telah terbentuk kemudian dialirkan menuju reaktor transalkilasi (R-02) dinaikkan tekanannya hingga 9,8 atm. Kemudian dinginkan dengan *Cooler* (CL-01) hingga suhunya mencapai 350°C. Di dalam reaktor, reaksi transalkilasi berlangsung secara eksotermis. Konversi DEB menjadi *ethylbenzene* sebesar 89%. Produk keluaran dari reaktor transalkilasi (R-02) terdiri atas *ethylbenzene* (EB) sebagai hasil utama dan sedikit sisa benzena serta dietilbenzena (DEB) yang tidak bereaksi. Campuran hasil reaksi ini kemudian akan diteruskan menuju tahap pemisahan dan pemurnian pada unit distilasi untuk memisahkan masing-masing komponen sesuai kemurniannya.

3.3.3 Tahap Pemurnian

Tahap pemurnian bertujuan untuk memisahkan dan memurnikan hasil reaksi transalkilasi yang keluar dari reaktor (R-02) sehingga diperoleh etilbenzena (EB) dengan kemurnian tinggi sebagai produk utama. Aliran keluaran dari reaktor (R-02) terlebih dahulu dialirkan menuju penukar panas untuk menurunkan suhu hingga sesuai dengan kondisi operasi menara distilasi (MD-01). Setelah mencapai suhu yang diinginkan, aliran campuran tersebut dimasukkan ke dalam menara distilasi MD-01 yang berfungsi untuk memisahkan komponen benzena dan etilbenzena. Pada MD-01, benzena yang memiliki titik didih lebih rendah akan keluar melalui bagian atas kolom dan dikondensasikan. Hasil kondensasi benzena ini kemudian sebagian di *recycle* dan dicampurkan kembali dengan aliran benzena umpan segar menuju reaktor, sedangkan sisanya dapat digunakan sebagai *reflux*

untuk menjaga kestabilan operasi kolom. Selain itu hasil atas memiliki keluaran dalam fase gas yang dibuang yaitu metana dan etana yang merupakan gas *inert* yang tidak berkontribusi dalam pembentukan produk utama.

Sementara itu, hasil bawah (*bottom product*) dari MD-01 yang mengandung etilbenzena dan dietilbenzena (DEB) dialirkan ke menara distilasi kedua (MD-02) untuk dilakukan proses pemisahan lanjutan. Pada kolom MD-02, etilbenzena sebagai produk utama dipisahkan dari dietilbenzena berdasarkan perbedaan titik didihnya. Etilbenzena keluar melalui bagian atas kolom dalam fase uap, kemudian dikondensasikan menjadi cairan sebelum dialirkan menuju unit pendingin tambahan untuk menurunkan suhu hingga mencapai kondisi penyimpanan, yaitu pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Setelah melalui proses pendinginan, etilbenzena cair disalurkan ke tangki penyimpanan produk.

Sementara itu, hasil bawah dari MD-02 berupa dietilbenzena akan di *recycle* kembali menuju reaktor (R-02) untuk digunakan sebagai umpan pada proses transalkilasi berikutnya. Keseluruhan sistem distilasi ini dirancang untuk mendaur ulang komponen yang belum bereaksi sepenuhnya, sehingga efisiensi proses meningkat dan kehilangan bahan baku dapat diminimalkan. Selain itu, gas-gas ringan yang tidak terkondensasi dari sistem distilasi akan dialirkan menuju unit pemurnian gas atau dibuang melalui aliran purge sesuai kebutuhan operasi.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Reaktor (R-01)

a. Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi alkilasi benzena dengan etilen menjadi ethylbenzene dengan bantuan katalis ZSM-5
Jenis/Tipe	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Harga	: Rp 4.455.041.037

b. Kondisi Operasi

Suhu	: 300 °C
Tekanan	: 20 atm
Kondisi Proses	: <i>Non-adiabatis, non-isothermal</i>

c. Konstruksi Dan Material

Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Diameter (ID) <i>Shell</i>	: 0,44 m
Tebal <i>Shell</i>	: 0,4375 in

Tinggi Total : 3,068 m

Jenis *Head* : *Torispherical dished head*

d. Insulasi

Bahan : Asbestos

Konduktivitas Panas : 0,2154 W/m.K

Tebal Isolasi : 0,2443 m

e. Spesifikasi Khusus

Jenis Katalis : ZSM-5

Bentuk Katalis : *Bar type*

Ukuran Katalis : 3 mm

Tinggi Tumpukan : 2,24 m

Porositas Tumpukan : 0,42

WHSV : 829,2/jam

Pressure Drop Di Sepanjang
Tumpukan Katalis : 0,0000274 atm

Bahan Konstruksi *Tube* : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Diameter *Tube* : *Outside Diameter (OD) = 1,05 in*
Inside Diameter (ID) = 0,824 in

Panjang *Tube* : 2,8 m

Jumlah <i>Tube</i>	: 160 buah
Tipe <i>Tube</i>	: <i>Triangular Pitch</i>
Ukuran Pitch	: 1,3125 in
Jenis <i>coolant</i>	: <i>Superhead Steam</i>
Kebutuhan <i>coolant</i>	: 538,4270 kg/jam

3.3.2 Reaktor (R-02)

a. Spesifikasi Umum

Kode	: R-02
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi transkilasi benzena dengan <i>diethylbenzene</i> menjadi <i>ethylbenzene</i> dengan bantuan katalis ZSM-5
Jenis/Tipe	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Harga	: Rp 18.766.286.265

b. Kondisi Operasi

Suhu	: 350 °C
Tekanan	: 10 atm
Kondisi Proses	: Isothermal

c. Konstruksi Dan Material

Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Diameter (ID) <i>Shell</i>	: 3,00 m
Tebal <i>Shell</i>	: 1,125 in
Tinggi Total	: 5,239 m
Jenis <i>Head</i>	: <i>Torispherical dished head</i>

d. Insulasi

Bahan	: Asbestos
Konduktivitas Panas	: 0,2193 W/m.K
Tebal Isolasi	: 0,2638 m

e. Spesifikasi Khusus

Jenis Katalis	: ZSM-5
Bentuk Katalis	: <i>Bar type</i>
Ukuran Katalis	: 3 mm
Tinggi Tumpukan	: 3,20 m
Porositas Tumpukan	: 0,42
WHSV	: 10,7/jam
<i>Pressure Drop</i> Di Sepanjang Tumpukan Katalis	: 1,17E-07 atm

Bahan Konstruksi <i>Tube</i>	: <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Diameter <i>Tube</i>	: <i>Outside Diameter (OD) = 4,5 in</i> <i>Inside Diameter (ID) = 4,026 in</i>
Panjang <i>Tube</i>	: 4 m
Jumlah <i>Tube</i>	: 400 buah
Tipe <i>Tube</i>	: <i>Triangular Pitch</i>
Ukuran Pitch	: 5,6250 in
Jenis <i>coolant</i>	: <i>Superhead Steam</i>
Kebutuhan <i>coolant</i>	: 50,25 kg/jam

3.3.3 Menara Distilasi (MD-01)

Nama dan kode	: MD-01
Fungsi	: Memisahkan Benzena dari produk Etilbenzen untuk di <i>recycle</i> dan digunakan kembali sebagai bahan baku di reaktor alkilasi.
Jenis	: <i>Multicomponent distillation</i>
Tipe	: <i>Tray distillation column</i>
Material	: <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi operasi	:

a. Umpan

Suhu : 40 °C

Tekanan : 4,3 atm

b. Distilat

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

c. Bottom

Suhu : 137 °C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Shell

a. Diameter : 5,33 m

b. Tinggi : 20,73 m

c. Tebal : 0,3125 in

d. Material : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Head

a. Jenis : *Torispherical dished head*

b. Tebal : 0,3750 in

c. Material : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Untuk tipe tray

a. Jenis tray : *Sieve Tray*

b. Feed plate	: Plate ke-10
c. Jumlah plate aktual	: 21 (termasuk reboiler)
d. Susunan hole	: <i>Triangular Pitch</i>
e. Diameter hole	: 0,012 m
f. Jumlah tray	: 28
g. Tray spacing	: 0,6 m
h. Jumlah lubang	: 15000
Jumlah	: 1
Harga	: Rp 1.453.629.369

3.3.4 Menara Distilasi (MD-02)

Nama dan kode	: MD-02
Fungsi	: Memisahhkan produk <i>ethylbenzene</i> dari produk samping berupa DEB untuk dialirkan ke tangki penyimpanan produk.
Jenis	: <i>Multicomponent distillation</i>
Tipe	: <i>Tray distillation column</i>
Material	: <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi operasi	:
a. Umpan	
Suhu	: 80 °C
Tekanan	: 1 atm

b. Distilat

Suhu : 136,4 °C

Tekanan : 1 atm

c. Bottom

Suhu : 138,5 °C

Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Shell

a. Diameter : 2,59 m

b. Tinggi : 23,77 m

c. Tebal : 0,25 in

d. Material : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Head

a. Jenis : *Torispherical dished head*

b. Tebal : 0,3125 in

c. Material : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Untuk tipe tray

a. Jenis tray : *Sieve Tray*

b. Feed plate : Plate ke-12

c. Jumlah plate aktual : 25 (termasuk reboiler)

d. Susunan hole : *Triangular Pitch*

- e. Diameter hole : 0,01 m
- f. Jumlah tray : 33
- g. Tray spacing : 0,6 m
- h. Jumlah lubang : 5098
- Jumlah : 1
- Harga : Rp 468.674.910

3.3.5 Alat Penyimpanan Baku dan Produk

Tabel 3. 1 Spesifikasi alat penyimpanan

Tangki	T-01	T-02	T-03
Fungsi peruntukan alat	Menyimpan kebutuhan bahan baku benzene	Menyimpan kebutuhan bahan baku etilen	Menyimpan produk <i>ethylbenzene</i>
Lama penyimpanan	7 hari	1 hari	7 hari
Fasa	Cair	Gas	Cair
Jumlah tangki	3	4	2
Jenis tangki	Silinder <i>vertical</i>	Bola	Silinder <i>vertical</i>
Kondisi operasi	Suhu : 30 °C	Suhu : 30 °C	Suhu : 30 °C
	Tekanan : 1 atm	Tekanan : 16 atm	Tekanan : 1 atm
Spesifikasi	Bahan Konstruksi : <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>	Bahan Konstruksi : <i>Stainless steel 240 Grade S type 304</i>	Bahan Konstruksi : <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
	Volume Tangki : 3332,75 m ³	Volume Tangki : 9077,49 m ³	Volume Tangki : 2918,28 m ³
	Diameter : 15,24 m	Diameter : 17,95 m	Diameter : 15,24 m
	Tinggi : 19,51 m	Tebal <i>Shell</i> : 3 in	Tinggi : 19,51 m

Tabel 3. 2 Spesifikasi alat penyimpanan (lanjutan)

	Jumlah Course : 8		Jumlah Course : 8
	Tebal <i>Shell</i> : 0,1875 in		Tebal <i>Shell</i> : 0,1875 in
<i>Head & Bottom</i>	<i>Torispherical dished head</i>	Secara teknis tidak memerlukan head terpisah seperti tangki silinder	<i>Torispherical dished head</i>
	Tebal Head : 2,25 in		Tebal Head : 2 in
	Flat Bottom		Flat Bottom
	Tebal Bottom : 1,375 in		Tebal Bottom : 1,25 in
Harga	Rp 23.974.550.735	Rp 81.054.189.919	Rp 14.660.299.990

3.3.6 Alat Transportasi Bahan

3.3.6.1 Compressor

Tabel 3. 3 Spesifikasi *compressor*

Kode	CP-01
Fungsi peruntukan alat	Untuk menaikkan tekanan ethylen dari 16 atm menjadi 20 atm
Nama bahan yang dikompresi	Etilen (Etilen 99,5%; Ethane 0,2%, Methane 0,3%)
<i>Suction and discharge pressure</i>	16 atm dan 20 atm
<i>Suction and discharge temperature</i>	25 °C dan 43 °C
Laju alir massa	8538,80 kg/jam
Laju volumetrik	420,30 m ³ /jam
<i>Compression ratio</i>	1,25
Jumlah stage	1
<i>Compression Efficiency</i>	75%

Tabel 3. 2 Spesifikasi *compressor* (lanjutan)

Jenis <i>compressor</i>	<i>Centrifugal Compressor</i>
<i>Motor power - daya motor</i>	57789,67 Watt
<i>Material construction</i>	<i>Commersial steel</i>
Harga	Rp 124.006.297

Kode	CP-02
Fungsi peruntukan alat	Untuk menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 10 atm
<i>Suction and discharge pressure</i>	1 atm dan 10 atm
<i>Suction and discharge temperature</i>	281 °C dan 360 °C
Laju alir massa	99886,93 kg/jam
Laju volumetrik	48028,17 m ³ /jam
<i>Compression ratio</i>	3,3
Jumlah stage	3
<i>Compression Efficiency</i>	76%
Jenis <i>compressor</i>	<i>Centrifugal Compressor</i>
<i>Motor power - daya motor</i>	5307697,41 Watt
<i>Material construction</i>	<i>Commersial steel</i>
Harga	Rp 124.006.297

3.3.6.2 *Pump*

Tabel 3. 4 Spesifikasi *pump*

Kode	P-01
Fungsi peruntukan alat	Untuk menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 20 atm
Viskositas	0,57 Cp
Kapasitas	156,32 m ³ /jam
<i>Pump Head</i>	224,29 m
Suhu Fluida	28 °C
Jenis Pompa	<i>Centrifugal Pump</i>
<i>Motor power -daya motor</i>	149140 Watt
<i>Material construction</i>	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Harga	Rp 2.668.431.796

3.3.7 Alat Penukar Panas

3.3.7.1 *Furnace (F-01)*

a. Spesifikasi Umum

Kode : F-01

Fungsi : Memanaskan Umpan Benzene dari 29 °C ke 300 °C

Tipe : *Fire Box Furnace*

Bahan Konstruksi : *Stainless steel 316*

Jumlah : 1

Harga : Rp 15.321.666.907

b. Kondisi Operasi

Tekanan Operasi : 20 atm

Suhu masuk : 29 °C

Suhu Keluar : 300 °C

c. Dimensi Furnace

Panjang : 3,66 m

Lebar : 1,22 m

Tinggi : 19,50 m

Volume : 86,97 m³

d. Dimensi *Stack*

Diameter (ID) : 0,076 m

Tinggi : 1,957 m

e. Isolasi

Bahan isolasi : *Kaolin Insulating Firebrick*

Tebal isolasi : 0,004 m

3.3.7.2 *Furnace (F-02)*

a. Spesifikasi Umum

Kode	: F-02
Fungsi	: Memanaskan Umpan Etilen dari 43 °C ke 300 °C
Tipe	: <i>Fire Box Furnace</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel 316</i>
Jumlah	: 1
Harga	: Rp 985.161.137

b. Kondisi Operasi

Tekanan Operasi	: 20 atm
Suhu Masuk	: 43 °C
Suhu Keluar	: 300 °C

c. Dimensi Furnace

Panjang	: 3,66 m
Lebar	: 0,51 m
Tinggi	: 1,65 m
Volume	: 3,08 m ³

d. Dimensi Stack

Diameter (ID) : 0,076 m

Tinggi : 1,953 m

e. Isolasi

Bahan isolasi : *Kaolin Insulating Firebrick*

Tebal isolasi : 0,0106 m

3.3.7.3 Condensor (CD-01)

Tabel 3. 5 Spesifikasi *condensor* (CD-01)

Kode	CD-01	
Jenis HE	Shell and tube	
Operating Condition		
Position	Shell	Tube
Fluid Type	Hot	Cold
Flowrate	320588,19 lb/jam	64911,91 lb/jam
Temperature	In : 350 °C	In : 30 °C
	Out : 135 °C	Out : 55 °C
Pressure	1 atm	1 atm

Tabel 3. 4 Spesifikasi *condensor* (CD-01)

Mechanical Design			
Shell		Tube	
<i>Passes</i>	1	<i>Length</i>	20 ft
ID	2,917 ft	<i>Passes</i>	1
<i>Baffle Spaces</i>	0,583 ft	OD	0,125 ft
		<i>Number</i>	246 tube
		A	0,3925 ft ²
		BWG	17
		<i>Pitch</i>	1 7/8 in <i>Triangular</i>
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	1,364 psi / 10 psi	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,215 psi / 10 psi
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,0437 / 0,0012		

3.3.7.4 Cooler (CL-01)

Tabel 3. 6 Spesifikasi *cooler* (CL-01)

Kode	CL-01	
Jenis HE	Shell and tube	
Operating Condition		
Position	Shell	Tube
Fluid Type	Hot	Cold
Flowrate	96983,70 lb/jam	4191,57 lb/jam

Tabel 3. 6 Spesifikasi *cooler* (CL-01) (lanjutan)

Temperature	In : 361 °C	In : 30 °C
	Out : 350 °C	Out : 55 °C
Pressure	1 atm	1 atm

Mechanical Design			
Shell		Tube	
<i>Passes</i>	1	<i>Length</i>	20 ft
ID	2,083 ft	<i>Passes</i>	1
<i>Baffle Spaces</i>	0,416 ft	OD	0,083 ft
		<i>Number</i>	294 tube
		A	0,2618 ft ²
		BWG	16
		<i>Pitch</i>	1 1/4 in <i>Triangular</i>
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,018 psi / 10 psi	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,214 psi / 10 psi
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,019 / 0,0012		

3.3.7.5 Cooler (CL-02)

Tabel 3. 7 Spesifikasi *cooler* (CL-02)

Kode	CL-02
Jenis HE	<i>Shell and tube</i>
Operating Condition	

Tabel 3. 7 Spesifikasi *cooler* (CL-02) (lanjutan)

<i>Position</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>	<i>Cold</i>
<i>Flowrate</i>	55509,94 lb/jam	4009,41 lb/jam
<i>Temperature</i>	In : 137 °C	In : 30 °C
	Out : 30 °C	Out : 50 °C
<i>Pressure</i>	1 atm	1 atm

<i>Mechanical Design</i>			
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Passes</i>	1	<i>Length</i>	20 ft
ID	2,083 ft	<i>Passes</i>	1
<i>Baffle Spaces</i>	0,416 ft	OD	0,083 ft
		<i>Number</i>	294 tube
		A	0,2618 ft ²
		BWG	16
		<i>Pitch</i>	1 1/4 in <i>Triangular</i>
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,006 psi / 10 psi	$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,214 psi / 10 psi
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,073 / 0,0012		

3.4 Neraca Massa

Tabel 3. 8 Neraca massa total

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)			
	Arus 1	Arus 5	Arus 17	Arus 21	Arus 23	Arus 25
C ₆ H ₆	19482,47	0,00	12,40	0,01	493,08	0,00
C ₂ H ₄	0,00	6914,74	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	0,00	0,00	0,64	25177,17	239,79	0,00
C ₁₀ H ₁₄	0,00	0,00	0,00	457,93	0,00	15,13
C ₂ H ₆	0,00	14,90	13,35	0,00	1,54	0,00
CH ₄	0,00	11,92	11,70	0,00	0,22	0,00
Sub Total	19482,47	6941,56	38,10	25635,10	734,63	15,13
Total	26424,04		26424,04			

Tabel 3. 9 Neraca massa *mixer* (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 22	Arus 2
C ₆ H ₆	19482,47	48815,06	68297,53
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	0,00	23739,01	23739,01
C ₁₀ H ₁₄	0,00	0,13	0,13
C ₂ H ₆	0,00	152,46	152,46
CH ₄	0,00	21,59	21,59
Subtotal	19482,47	72728,25	92210,73
Total	92210,73		92210,73

Tabel 3. 10 Neraca massa *mixer* (M-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₆	68297,53	0,00	68297,53
C ₂ H ₄	0,00	6914,74	6914,74
C ₈ H ₁₀	23739,01	0,00	23739,01
C ₁₀ H ₁₄	0,13	0,00	0,13
C ₂ H ₆	152,46	14,90	167,36
CH ₄	21,59	11,92	33,51
Subtotal	92210,73	6941,56	99152,29
Total	99152,29		99152,29

Tabel 3. 11 Neraca massa *mixer* (M-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 9	Arus 24	Arus 10
C ₆ H ₆	55069,52	0,00	55069,52
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	33529,30	0,00	33529,30
C ₁₀ H ₁₄	10351,52	741,36	11092,88
C ₂ H ₆	167,36	0,00	167,36
CH ₄	33,51	0,00	33,51
Subtotal	99151,21	741,36	99892,57
Total	99892,57		99892,57

Tabel 3. 12 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 8	Arus 9
C ₆ H ₆	68297,53	55068,35
C ₂ H ₄	6914,74	0,00
C ₈ H ₁₀	23739,01	33530,73

Tabel 3. 13 Neraca Massa Reaktor (R-01) (lanjutan)

C ₁₀ H ₁₄	0,13	10352,34
C ₂ H ₆	167,36	167,36
CH ₄	33,51	33,51
Subtotal	99152,29	99152,29
Total	99152,29	99152,29

Tabel 3. 14 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 12	Arus 13
C ₆ H ₆	55069,52	49320,55
C ₂ H ₄	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	33529,30	49156,61
C ₁₀ H ₁₄	11092,88	1214,54
C ₂ H ₆	167,36	167,36
CH ₄	33,51	33,51
Subtotal	99892,57	99892,57
Total	99892,57	99892,57

Tabel 3. 15 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)		
	Arus 17	Arus 18	Arus 19	Arus 20
C ₆ H ₆	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18
C ₂ H ₄	49320,55	0,01	12,40	49308,14
C ₈ H ₁₀	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₁₀ H ₁₄	49156,61	25177,17	0,64	23978,80
C ₂ H ₆	1214,54	1214,41	0,00	0,13
CH ₄	167,36	0,00	13,35	154,00
Subtotal	33,51	0,00	11,70	21,81
Total	99892,57	26391,59		

Tabel 3. 16 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 16	Arus 19	Arus 20
C ₆ H ₆	0,01	0,00	0,01
C ₂ H ₄	0,00	0,00	0,00
C ₈ H ₁₀	25177,17	0,00	25177,17
C ₁₀ H ₁₄	1214,41	756,49	457,93
C ₂ H ₆	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,00	0,00	0,00
Subtotal	26391,59	756,49	25635,10
Total	26391,59	26391,59	

3.5 Neraca Panas

Tabel 3. 17 Neraca Panas Total

Alat	Masuk (kJ/kg)	Keluar (kJ/kg)
Reaktor (R-01)	79835473,4	79835473,4
Reaktor (R-02)	112711582,3	112711582,3
Menara Distilasi (MD-01)	51771459,2	51771459,2
Menara Distilasi (MD-02)	10248068,4	10248068,4
Furnace (F-01)	74742538,3	74742538,3
Furnace (F-02)	5661185,9	5661185,9
Furnace (F-03)	89889167,0	89889167,0
Condensor (CD-01)	3932454,4	3932454,4
Condensor (CD-02)	4311612,9	4311612,9
Cooler (CL-01)	4433725,9	4433725,9
Cooler (CL-02)	218796,4	218796,4
Total	437756064,1	437756064,1

Tabel 3. 18 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Neraca Panas Reaktor 01 (kJ/jam)		
Keterangan	<i>Input</i>	<i>Output</i>
Q umpan	79867108,7	0,0
Q reaksi	-31635,3	0,0
Q produk	0,0	80967924,0
Q <i>loss</i>	0,0	-8501,3
Sub Total	79835473,4	80959422,7
Q pendingin	0,0	-1123949,4
Total	79835473,4	79835473,4

Tabel 3. 19 Neraca Panas Reaktor (R-02)

Neraca Panas Total (kJ/jam)		
Keterangan	<i>Input</i>	<i>Output</i>
Q umpan	112711859,5	0,0
Q reaksi	-277,2	0,0
Q produk	0,0	112665140,6
Q <i>loss</i>	0,0	-58288,3
Sub Total	112711582,3	112606852,3
Q pendingin	0,0	-104730,0
Total	112711582,3	112711582,3

Tabel 3. 20 Neraca Panas *Furnace* (F-01)

Neraca Panas Total (kJ/jam)		
Komponen	<i>Input</i>	<i>Output</i>
Q umpan	1023991,1	0,0
Q <i>out</i>	0,0	74742538,3
Sub Total	1023991,1	74742538,3
Q Pemanas	73718547,2	0,0
Total	74742538,3	74742538,3

Tabel 3. 21 Neraca Panas *Furnace* (F-02)

Neraca Panas Total (kJ/jam)		
Keterangan	<i>Input</i>	<i>Output</i>
Q umpan	744759,9	0,0
Q <i>out</i>	0,0	5661185,9
Sub Total	744759,9	5661185,9
Q Pemanas	4916426,0	0,0
Total	5661185,9	5661185,9

Tabel 3. 22 Neraca Panas *Furnace* (F-03)

Neraca Panas Total (kJ/jam)		
Keterangan	<i>Input</i>	<i>Output</i>
Q umpan	6273233,5	0,0
Q <i>out</i>	0,0	89889167,0
Sub Total	6273233,6	89889167,0
Q Pemanas	83615933,5	0,0
Total	89889167,0	89889167,0

Tabel 3. 23 Neraca Panas *Condensor* (CD-01)

Neraca Panas Total (kJ/jam)		
Keterangan	<i>Input</i>	<i>Output</i>
Q umpan	74704773,2	0,0
Q <i>out</i>	0,0	3932454,4
Sub Total	74704773,2	3932454,4
Q Pendingin	-70772318,9	0,0
Total	3932454,4	3932454,4

Tabel 3. 24 Neraca Panas *Condensor* (CD-02)

Neraca Panas Total (kJ/jam)		
Keterangan	<i>Input</i>	<i>Output</i>
Q umpan	112664145,3	0,0
Q <i>out</i>	0,0	4311612,9

Tabel 3. 25 Neraca Panas *Condensor* (CD-02) (lanjutan)

Sub Total	112664145,3	4311612,9
Q Pendingin	-108352532,4	0,0
Total	4311612,9	4311612,9

Tabel 3. 26 Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

Neraca Panas Total (kJ/jam)		
Keterangan	<i>Input</i>	<i>Output</i>
Q umpan	9715690,9	0
Q <i>out</i>	0,0	4433725,9
Sub Total	9715690,9	4433725,9
Q Pendingin	-5281965,1	0
Total	4433725,9	4433725,9

Tabel 3. 27 Neraca Panas *Cooler* (CL-02)

Neraca Panas Total (kJ/jam)		
Keterangan	<i>Input</i>	<i>Output</i>
Q umpan	5492572,6	0,0
Q <i>out</i>	0,0	218796,4
Sub Total	5492572,6	218796,4
Q Pendingin	-5273776,2	0,0
Total	218796,4	218796,4

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 AIChE (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.

Berdasarkan pertimbangan diatas, lokasi yang dipilih untuk pendirian pabrik ethylbenzene yaitu berada dikawasan daerah Cilegon, Banten.

a) Ketersediaan Bahan Baku

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. Bahan baku utama dalam pembuatan etilbenzena adalah benzena dan etilena. Pasokan benzena diperoleh dari PT Pertamina RU IV Cilacap yang memiliki kapasitas produksi sekitar 120.000 ton per tahun, sedangkan kebutuhan etilena dapat dipenuhi oleh PT Chandra Asri Petrochemical di Cilegon dengan kapasitas

sekitar 600.000 ton per tahun. Dengan ketersediaan bahan baku yang besar dan lokasi pemasok yang berdekatan, keberadaan pabrik etilbenzena di Cilegon menjadi sangat strategis karena mampu menjamin kontinuitas suplai, mengurangi biaya transportasi, serta mendukung kelancaran dan efisiensi proses produksi.

b) Kedekatan dengan Area Pemasaran

Kota Cilegon memiliki kawasan industri petrokimia yang sangat berkembang sehingga memberikan nilai strategis bagi pemasaran etilbenzena. Salah satu konsumen utama etilbenzena adalah PT Styrimo Mono Indonesia, produsen stirena monomer yang berlokasi di Serang dan membutuhkan pasokan etilbenzena dalam jumlah besar untuk proses produksinya. Selain itu, keberadaan PT Chandra Asri Petrochemical di Cilegon sebagai produsen olefin, khususnya etilena, turut mendukung integrasi rantai pasok antara penyedia bahan baku dan pengguna produk. Kedekatan pabrik etilbenzena dengan konsumen utama tersebut tidak hanya menekan biaya transportasi dan distribusi, tetapi juga menjamin kontinuitas suplai serta meningkatkan efisiensi logistik. Dengan demikian, lokasi pabrik di Cilegon mampu memberikan keuntungan kompetitif karena mempermudah penyaluran produk ke industri hilir, baik untuk kebutuhan domestik maupun potensi ekspor di kawasan Asia Tenggara.

c. Fasilitas Transportasi

Fasilitas transportasi di Kota Cilegon sangat mendukung operasional pabrik etilbenzena, baik dalam hal pengadaan bahan baku maupun distribusi

produk akhir. Lokasi ini terhubung langsung dengan jalan tol Trans-Jawa yang memperlancar distribusi ke berbagai kawasan industri di Pulau Jawa. Selain itu, keberadaan Pelabuhan Merak dan Pelabuhan Cigading mempermudah pengiriman produk secara domestik maupun ekspor, sementara Pelabuhan Peti Kemas di Banten dan Pelabuhan Internasional Kijing memberikan nilai tambah dalam memperluas akses distribusi ke pasar regional dan internasional. Dukungan infrastruktur transportasi yang lengkap dan efisien ini menjadikan Cilegon sebagai lokasi yang strategis untuk pemasaran etilbenzena.

d. Ketersediaan Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik.. 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. Keberadaan PLTU Suralaya di sekitar kawasan industri memberikan jaminan ketersediaan pasokan listrik yang stabil, sehingga kontinuitas proses produksi pabrik dapat terpelihara dengan baik.

e. Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan faktor utama dalam pendirian pabrik, di mana sebagian besar kebutuhan dapat dipenuhi oleh lulusan sekolah kejuruan, menengah, maupun sarjana, serta tenaga buruh dari masyarakat lokal maupun pendatang. Dalam proses perekrutan, aspek kedisiplinan dan pengalaman kerja menjadi prioritas untuk memastikan kualitas tenaga kerja

yang diperoleh. Kota Cilegon dan Provinsi Banten telah lama dikenal sebagai pusat tenaga kerja industri berat dan kimia, seiring berkembangnya kawasan industri petrokimia di wilayah tersebut. Ketersediaan universitas dan sekolah vokasi di sekitar kawasan industri, ditambah dengan kedekatan dengan perguruan tinggi teknik ternama seperti ITB, UI, UNTIRTA, dan Polman Astra, semakin menjamin pasokan tenaga kerja terampil dan profesional guna mendukung keberlangsungan operasional pabrik.

f. Ketersediaan Lahan

Faktor ketersediaan lahan menjadi aspek penting dalam penentuan lokasi pendirian pabrik etilbenzena. Kota Cilegon memiliki kawasan industri yang masih menyediakan lahan memadai untuk pembangunan pabrik baru, dengan dukungan infrastruktur dasar seperti jaringan listrik, pasokan air, sistem drainase, dan akses jalan yang telah tertata dengan baik. Selain itu, kawasan industri di Cilegon dirancang khusus untuk kegiatan petrokimia, sehingga lokasinya berdekatan dengan pemasok bahan baku dan konsumen utama produk. Kondisi ini menjadikan ketersediaan lahan di Cilegon tidak hanya memenuhi kebutuhan pembangunan fisik pabrik, tetapi juga mendukung kelancaran distribusi, efisiensi operasional, serta keberlanjutan pengembangan industri dalam jangka panjang.

g. Dampak Lingkungan dan Pembuangan Sampah

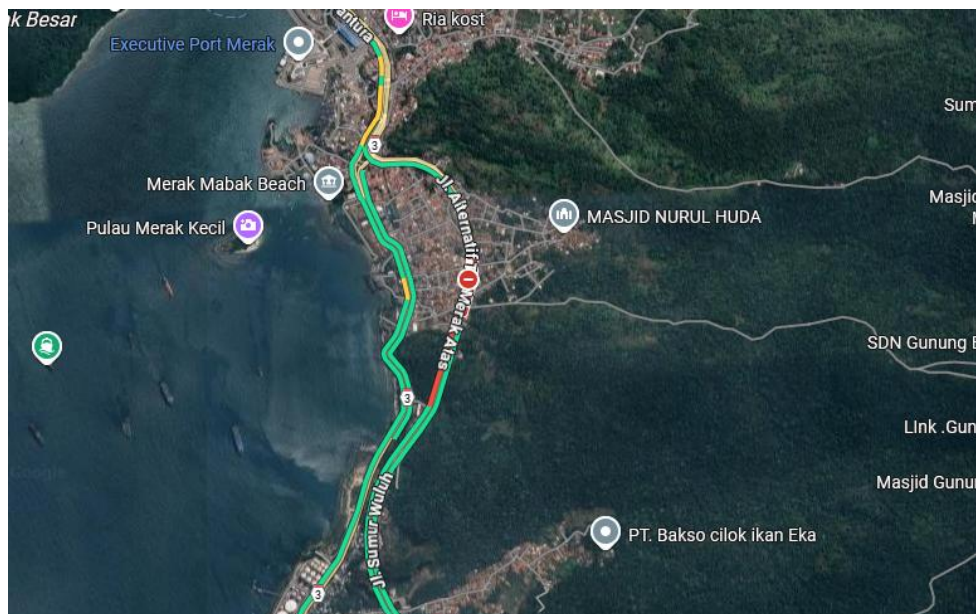
Sebagai kawasan industri, Cilegon memiliki regulasi dan fasilitas pengelolaan limbah yang sudah mapan, sehingga dampak lingkungan dapat diminimalkan dengan sistem pengolahan limbah yang sesuai.

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 industry besar. Pemerintah daerahnya proaktif dalam memfasilitasi perizinan dan pengembangan kawasan industri.



Gambar 4. 1 Peta Lokasi Rencana Pabrik Etilbenzene di Kota Cilegon

Dengan mempertimbangkan semua faktor di atas, maka Kecamatan Pulo Merak, Kota Cilegon, Provinsi Banten dipilih sebagai lokasi yang paling strategis dan layak secara teknis, ekonomis, serta sosial untuk pembangunan Pabrik Etilbenzene dari Benzene dan Etilen dengan Kapasitas 220.000 Ton/Tahun.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian – bagian pabrik yang meliputi tempat bekerja karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir.

Menurut Peters dan Timmerhaus (2004), tata letak pabrik yang dirancang dengan baik memberikan beberapa manfaat utama, yaitu:

- a) Penurunan biaya produksi melalui efisiensi logistik dan operasional
- b) Kemudahan dalam pengawasan kegiatan produksi dan operasi harian.
- c) Peningkatan standar keselamatan kerja di area industri
- d) Efisiensi transportasi internal bahan baku dan produk, serta
- e) Kemudahan dalam akses, perawatan dan pemeliharaan unit peralatan

Hal – hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah sebagai berikut:

- a. Area Administrasi, Laboratorium, dan Fasilitas Pendukung

Area administrasi berfungsi sebagai pusat kegiatan manajemen dan pengendalian operasional pabrik, mencakup kegiatan perencanaan, koordinasi, serta administrasi perusahaan. Laboratorium berperan penting dalam memastikan mutu melalui pengendalian kualitas bahan baku maupun produk akhir, sekaligus menjadi sarana penelitian dan pengembangan untuk peningkatan proses produksi. Sementara itu, fasilitas pendukung meliputi kantin, masjid, klinik, taman, serta sarana penunjang lainnya yang

disediakan guna mendukung kenyamanan, kesehatan, dan kesejahteraan tenaga kerja di lingkungan pabrik

b. Area Proses Produksi dan Ruang Kontrol

Area proses adalah tempat utama berlangsungnya kegiatan produksi, di mana mesin, peralatan, bahan baku, dan produk berada dan beroperasi. Sedangkan ruang kontrol digunakan untuk mengawasi dan mengatur jalannya proses produksi agar tetap lancar dan aman.

c. Area Penyimpanan, Bengkel, dan Garasi

Penyimpanan digunakan untuk menampung bahan baku, bahan pendukung, hasil produksi, dan peralatan produksi. Bengkel disediakan sebagai fasilitas perawatan dan perbaikan apabila terjadi kerusakan pada peralatan. Sementara itu, garasi digunakan sebagai tempat penyimpanan kendaraan operasional pabrik.

d. Area Utilitas dan *Power Station*

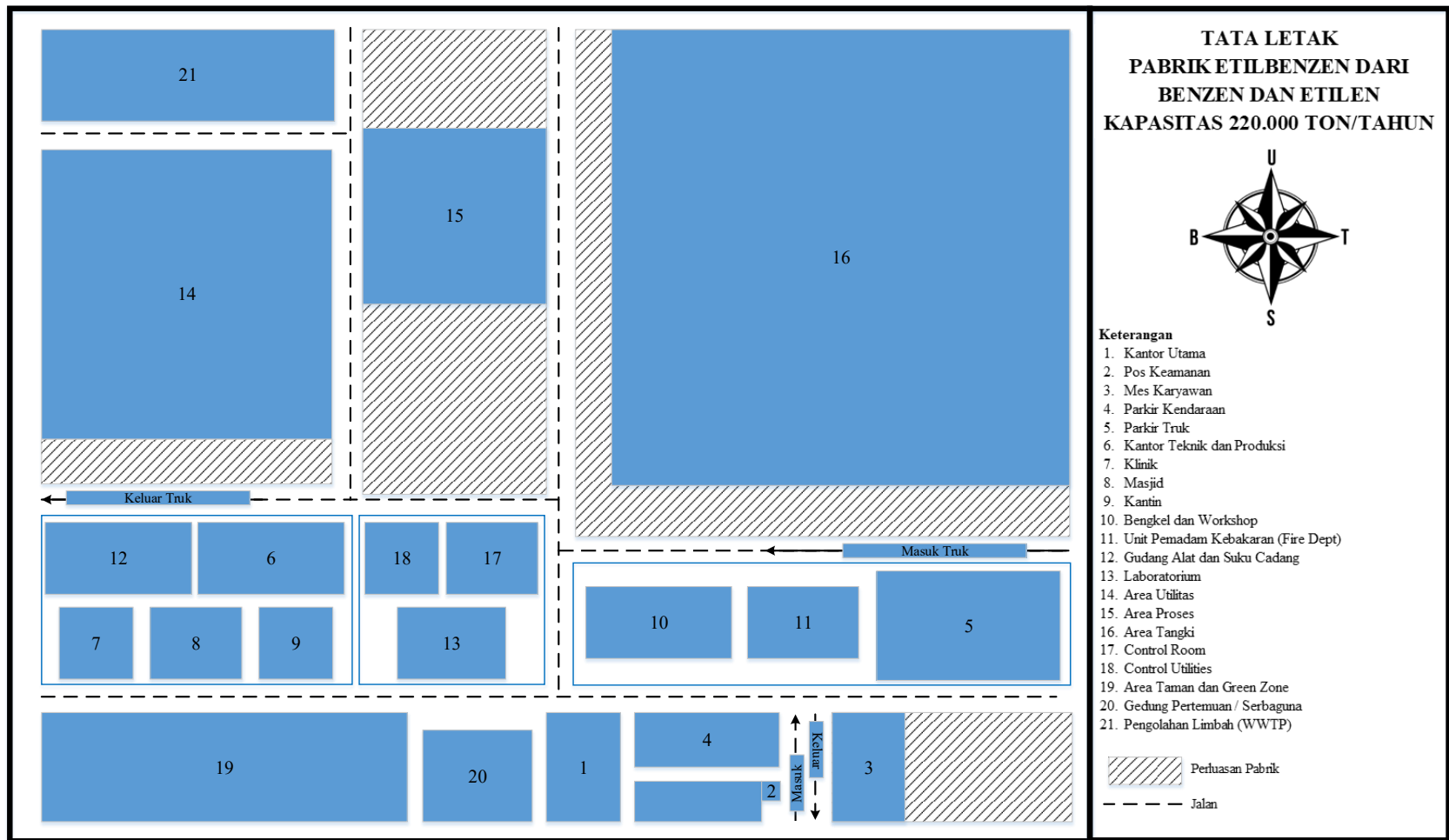
Area ini berfungsi menyediakan berbagai kebutuhan pendukung operasional pabrik, meliputi suplai listrik, air, steam, bahan bakar, serta fasilitas darurat, termasuk sistem pemadam kebakaran.

e. Area Pengolahan Limbah

Bagian ini bertugas mengolah limbah produksi serta melakukan pengujian untuk memastikan kandungan berbahaya sudah dalam batas aman sebelum dibuang ke lingkungan.

Tabel 4. 1 Perincian luas tanah dan bangunan

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 <i>Workshop</i>	40 x 20	800
11	Unit Pemanadan Kebakaran (<i>Fire Dept</i>)	20 x 30	600
12	Gedung Alat dan Suku Cadang	20 x 40	800
13	Laboratorium	30 x 20	600
14	Area Utilitas	80 x 80	1600
15	Area Proses	50 x 48	2400
16	Area Tangki	160 x 160	25600
17	<i>Control Room</i>	25 x 20	500
18	<i>Control</i> Utilitas	20 x 20	400
19	Area Taman dan <i>Green Zone</i>	30 x 100	399
20	Gedung Pertemuan / Gedung Serba Guna	30 x 25	750
21	Pengolahan Limbah (WWTP)	80 x 25	200
22	Perluasan Pabrik	140 x 140	19600
23	Jalan Internal	1000 x 8	8000
24	Perumahan Karyawan	90 x 70	6300



Gambar 4. 2 *Layout* Pabrik Etilbenzene

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

Tata letak mesin proses merupakan pengaturan posisi peralatan dalam suatu pabrik yang memiliki peran penting karena berhubungan langsung dengan aspek keselamatan dan keamanan pekerja. Susunan peralatan disesuaikan dengan karakteristik masing-masing alat serta urutan proses yang berlangsung. Perancangan tata letak yang optimal dapat memberikan keuntungan ekonomis melalui pengurangan biaya konstruksi dan operasional, sekaligus mendukung efisiensi 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 menjadi produk akhir yang tepat dapat meningkatkan efisiensi proses, mendukung kelancaran produksi, serta memberikan keuntungan secara ekonomi. Instalasi pipa di atas permukaan tanah sebaiknya dipasang dengan ketinggian minimal 2 meter, sedangkan pipa yang berada di permukaan tanah harus diatur sedemikian rupa agar tidak mengganggu pergerakan pekerja.

b. Sirkulasi Udara

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

c. Pencahayaan

Penerangan di seluruh area pabrik harus memenuhi standar yang telah ditetapkan agar setiap aktivitas kerja dapat dilakukan dengan aman dan nyaman. Pencahayaan yang memadai dapat membantu pekerja melihat kondisi sekitar dengan jelas, mengurangi risiko kesalahan kerja, serta mencegah terjadinya kecelakaan. Area-area tertentu yang memiliki tingkat bahaya tinggi, seperti area proses produksi dengan suhu tinggi, tekanan tinggi, atau penggunaan bahan kimia berbahaya, perlu mendapatkan penerangan tambahan dan lebih intensif. Dengan demikian, penerangan yang dirancang secara tepat tidak hanya mendukung keselamatan kerja, tetapi juga meningkatkan produktivitas dan efisiensi operasional pabrik.

d. Aspek Ekonomi

Penempatan peralatan proses memiliki peran penting dalam menekan biaya konstruksi maupun biaya operasional pabrik. Dari sisi konstruksi, susunan peralatan yang dirancang secara optimal dapat mengurangi kebutuhan material seperti pipa, kabel, dan struktur penunjang, sehingga biaya investasi awal menjadi lebih rendah. Sementara itu, dari sisi operasional, tata letak yang efisien memungkinkan alur proses lebih singkat, penggunaan energi lebih hemat, serta kebutuhan tenaga kerja lebih efektif. Dengan demikian, penempatan peralatan yang tepat tidak hanya menekan biaya sejak tahap pembangunan, tetapi juga memberikan keuntungan ekonomi jangka panjang selama pabrik beroperasi.

e. Kemudahan Perawatan

Peralatan proses harus ditempatkan dengan posisi yang memberi ruang cukup untuk perawatan dan perbaikan. Akses yang mudah akan mempermudah teknisi dalam melakukan pemeriksaan, pembersihan, hingga penggantian komponen. Misalnya, *heat exchanger* perlu area luas agar kegiatan pembersihan dan pemeliharaan rutin dapat dilakukan tanpa hambatan. Dengan penataan yang baik, perawatan menjadi lebih cepat, aman, dan tidak mengganggu jalannya produksi.

f. Keamanan

Tata letak peralatan proses harus dirancang agar aman dan tetap mudah diakses saat terjadi keadaan darurat, seperti kebakaran atau kebocoran bahan kimia. Setiap pekerja harus memiliki jalur evakuasi yang jelas dan tidak terhalang sehingga bisa segera menyelamatkan diri. Selain itu, jalur khusus untuk kendaraan dan peralatan pemadam kebakaran juga harus tersedia dan mudah dijangkau agar penanganan darurat dapat dilakukan dengan cepat dan efektif. Dengan penataan yang baik, keselamatan pekerja lebih terjamin dan kerugian akibat kecelakaan dapat ditekan.

g. Akses Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

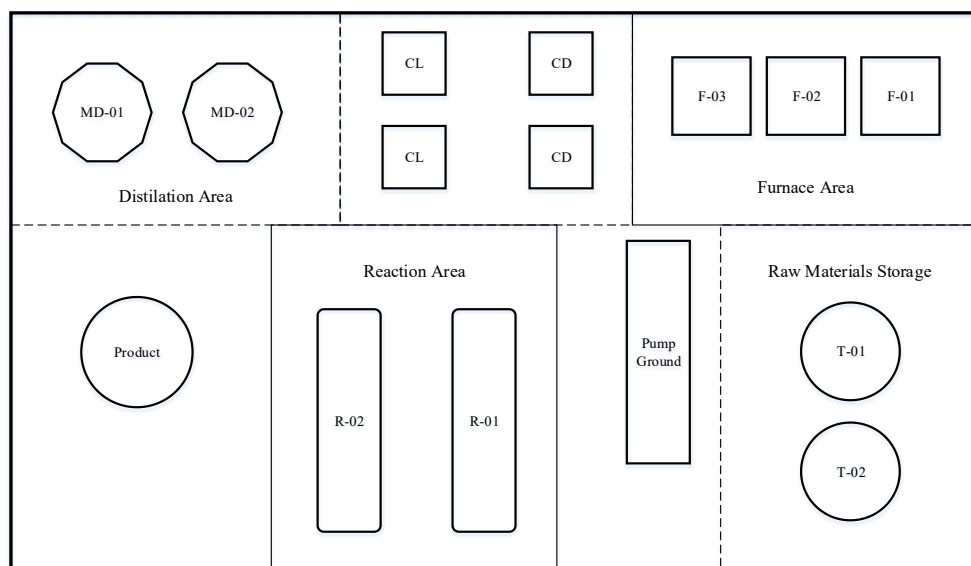
Peralatan proses harus ditempatkan dengan memperhatikan kelancaran mobilitas pekerja dan kendaraan di dalam pabrik. Tujuannya agar pekerja dapat dengan cepat dan aman mencapai peralatan proses serta memudahkan tindakan perbaikan jika terjadi kerusakan

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 tata letak pabrik, jarak antar peralatan perlu diatur dengan baik agar proses produksi lancar, pekerja mudah mengakses peralatan, dan keselamatan tetap terjaga. Jarak yang cukup memudahkan pengoperasian, perawatan, serta perbaikan tanpa mengganggu peralatan lain. Khusus untuk peralatan dengan suhu dan tekanan tinggi, sebaiknya ditempatkan terpisah dari peralatan lainnya. Tujuannya agar jika terjadi kebakaran atau ledakan, dampaknya tidak membahayakan peralatan lain maupun pekerja di sekitarnya.



Gambar 4. 3Tata letak mesin proses

4.4 Organisasi Perusahaan

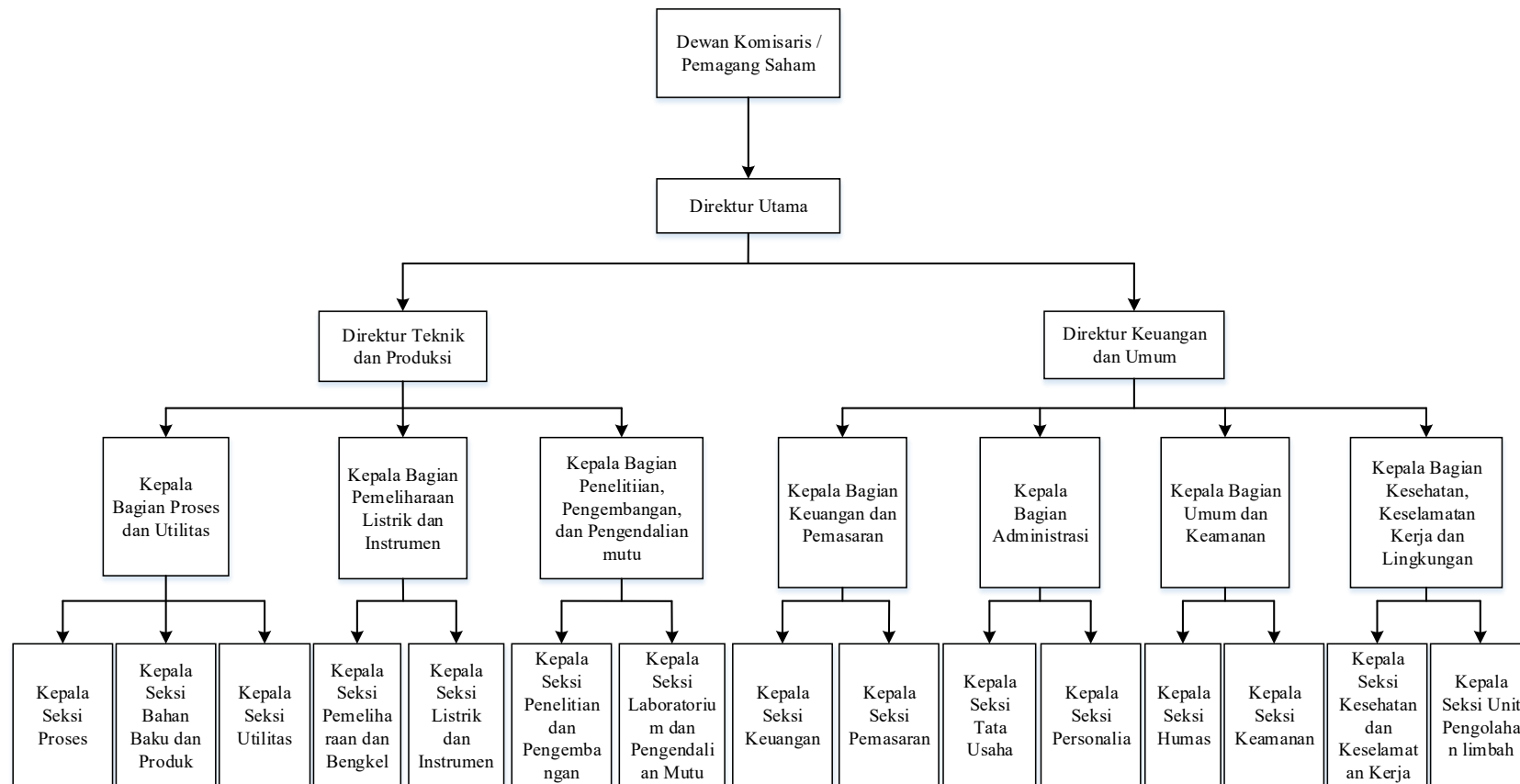
4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Etilbenzene direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) adalah bentuk persekutuan yang modalnya berasal dari beberapa pemegang saham yang dapat memiliki satu atau beberapa saham. Pemilihan Perseroan Terbatas ini didasarkan pada ketentuan berikut:

- a. Mudah mendapat modal dengan cara menjual saham.
- b. Tanggung jawab terbatas pada para pemegang saham, dimana kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham.
- c. Pemilik dan pengurus terpisah satu dengan lainnya, dimana pemilik Perseroan Terbatas adalah para pemegang saham sedangkan pengurus adalah direksi. Oleh karena itu, pengurus dan perusahaan PT harus dipilih orang-orang yang cakap dalam bidangnya.
- d. Kehidupan dari PT lebih terjamin, tidak terpengaruh oleh kepentingan atau berhentinya seorang pemegang saham, direksi atau karyawan.
- e. Efisiensi dalam manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cakap dan berpengalaman.
- f. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
- g. Lapangan usaha lebih luas. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat pesat dari masyarakat sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

4.4.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi yang terstruktur secara sistematis memainkan peran vital dalam menjamin keberlanjutan operasional dan pertumbuhan jangka panjang suatu perusahaan. Susunan organisasi yang efektif mendukung terciptanya koordinasi dan komunikasi yang efisien antar unit kerja, sehingga seluruh fungsi operasional dapat dijalankan secara sinergis dan produktif. Perlu dicatat bahwa setiap perusahaan dapat memiliki bentuk struktur organisasi yang berbeda-beda, tergantung pada kompleksitas proses dan kebutuhan operasional.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

a) Pemegang Saham

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

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

b) Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggungjawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas dewan komisaris, yaitu:

- 1) Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarah pemasaran.
- 2) Mengawasi tugas-tugas direktur.
- 3) Membantu direktur dalam tugas-tugas penting.

c) Direksi Utama

Direksi utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sebelumnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas segala tindakan dan

kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Tugas direktur utama antara lain:

- 1) Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya secara berkala atau pada masa akhir pekerjaannya pada pemegang saham.
- 2) Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- 3) Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- 4) Mengkoordinasi kerja sama antara bagian produksi (Direktur Produksi) dan bagian keuangan dan umum (Direktur Keuangan dan Umum). Direktur Utama dibantu oleh 2 direktur, yaitu,

a. Direktur Produksi

Tugas dari direktur produksi antara lain:

- 1) Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik, dan rekayasa produksi.
- 2) Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepalakepala bagian yang menjadi bawahannya.

b. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas dari direktur keuangan dan umum antara lain:

- 1) Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang pemasaran, keuangan, dan pelayanan umum.

- 2) Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepalakepala bagian yang menjadi bawahannya.

d) Staff Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu dewan direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli adalah:

- 1) Memberikan nasehat dan saran dalam perancangan pengembangan perusahaan.
- 2) Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
- 3) Memberikan saran dalam bidang hukum.
- 4) Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
- 5) Mempertinggi efisiensi kerja.

e) Sekretaris

Bertanggung jawab kepada direktur dalam hubungan komunikasi dengan stake holder sebagai upaya meningkatkan loyalitas para stake holder terhadap perusahaan. Tugas dan wewenang sekretaris antara lain:

- 1) Melakukan aktivitas kesekretariatan perusahaan.
- 2) Membuat laporan sesuai dengan ketentuan yang berlaku di perusahaan.
- 3) Mengupayakan kelancaran pelaksanaan agenda kegiatan Direksi.
- 4) Membuat *data base* dan menyimpan dokumen asli perusahaan.

- 5) Mengkomunikasikan kebijakan perusahaan kepada pihak internal dan eksternal perusahaan.
- 6) Mengkoordinasikan bahan-bahan laporan untuk Rapat Komisaris dan Rapat Umum Pemegang Saham.

f) Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian dapat juga bertindak sebagai staf direktur. Kepala Bagian bertanggung jawab kepada direktur utama dan membawahi kepala seksi setiap bagiannya. Dimana Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya. Kepala Bagian terdiri dari:

- **Kepala Bagian Produksi**

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian produksi membawahi:

a. Kepala Seksi Proses

Tugas kepala seksi proses antara lain:

- 1) Mengawasi jalannya proses produksi.
- 2) Menjalankan tindakan seperlunya terhadap kejadian-kejadian yang tidak diharapkan sebelum diambil oleh seksi yang berwenang.

b. Kepala Seksi Pengendalian

Tugas kepala seksi pengendalian:

- 1) Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja.
- 2) Mengurangi potensi bahaya yang ada.

c. Kepala Seksi Laboratorium

Tugas kepala seksi laboratorium antara lain:

- 1) Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- 2) Mengawasi dan menganalisa mutu produksi.
- 3) Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik.
- 4) Membuat laporan berkala kepada kepala bagian produksi.

d. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas seksi penelitian dan pengembangan antara lain:

- 1) Menyelenggarakan penelitian dan pengkajian serta menyiapkan rekomendasi perizinan di bidang penelitian serta ilmu pengetahuan dan teknologi.
- 2) Menyelenggarakan fasilitasi pelaksanaan kegiatan pengembangan dan penerapan Ilmu Pengetahuan dan Teknologi (IPTEK) serta inovasi teknologi.
- 3) Mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

- **Kepala Bagian Teknik**

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan dan utilitas, pemeliharaan, dan K3 serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian teknik membawahi:

- a. Kepala Seksi Pemeliharaan**

Tugas kepala seksi pemeliharaan antara lain:

- 1) Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- 2) Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

- b. Kepala Seksi Utilitas**

Tugas kepala seksi utilitas antara lain:

- 1) Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan air, bahan bakar, listrik, dan pengelolaan limbah.

- c. Kepala Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja**

Tugas kepala seksi keselamatan dan kesehatan kerja antara lain:

- 1) Mengatur, menyediakan, dan mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan keselamatan kerja.
- 2) Melindungi pabrik dari bahaya kebakaran.

- **Kepala Bagian Keuangan**

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam pengelolaan keuangan, anggaran, administrasi perusahaan, serta pengeluaran sesuai dengan anggaran perusahaan. Kepala bagian keuangan membawahi:

- a. Kepala Seksi Administrasi**

Tugas kepala seksi administrasi antara lain:

- 1) Menyediakan sarana administrasi dan kebutuhan dana.
- 2) Menyediakan fasilitas kebutuhan SDM sesuai hak.
- 3) Mengatur administrasi perkantoran.
- 4) Terkendalinya dokumen administrasi dan keuangan.

b. Kepala Seksi Anggaran dan Keuangan

Tugas kepala seksi anggaran dan keuangan antara lain:

- 1) Merencanakan dan mengendalikan arus kas.
- 2) Mengusulkan prioritas pembayaran.
- 3) Mencari alternatif pola pembayaran.
- 4) Kelancaran arus kas, pembayaran sumber daya.
- 5) Menyusun anggaran perusahaan.

c. Kepala Seksi Pembelian

Tugas kepala seksi pembelian antara lain:

- 1) Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- 2) Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku.
- 3) Mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gedung.

• **Kepala Bagian Umum**

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam mengatur hubungan antara perusahaan dengan karyawan maupun konsumen, serta menjaga keamanan baik internal dan eksternal yang berkaitan dengan perusahaan. Dalam pelaksanaannya, kepala bagian umum membawahi:

a. Kepala Seksi Personalia

Tugas kepala seksi personalia antara lain:

- 1) Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja, pekerjaan, dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- 2) Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
- 3) Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

b. Kepala Seksi Hubungan Masyarakat

Tugas kepala seksi hubungan masyarakat antara lain:

- 1) Menganalisa informasi/opini masyarakat dan konsumen dalam kepuasan produk.
- 2) Mengelola komunikasi internal dan eksternal di lingkungan perusahaan.
- 3) Menyiapkan hal yang berhubungan dengan publikasi.

c. Kepala Seksi Kemanan

Tugas kepala seksi keamanan antara lain:

- 1) Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun bukan karyawan di lingkungan pabrik.
- 2) Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan.
- 3) Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

- **Kepala Bagian Pemasaran**

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam mengatur mekanisme pemasaran produk perusahaan. Dalam pelaksanaannya, kepala bagian pemasaran membawahi:

- a. Kepala Seksi Pemasaran**

Tugas seksi pemasaran antara lain:

- 1) Menyusun strategi pemasaran berdasarkan kondisi pasar dan kemampuan perusahaan.
- 2) Menganalisis peluang usaha.
- 3) Menetapkan langkah alternatif untuk mengantisipasi adanya kondisi yang merugikan perusahaan.
- 4) Menyusun kebijakan terkait kegiatan pemasaran.
- 5) Merencanakan perluasan pangsa pasar dan jaringannya

4.4.4 Jam Kerja Karyawan

Pabrik Etilbenzene ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam setahun dan 24 jam dalam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shutt down*. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik Etilbenzene ini terbagi menjadi dua yaitu:

- 1) Karyawan Non Shift**

Karyawan *non shiff* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan *non shiff* adalah direktur utama, direktur teknik dan produksi, direktur umum dan keuangan, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bawahan yang berada di kantor. Jam kerja karyawan *non shift* ditetapkan

sesuai Keputusan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomer: Kep. 234/Men/2003 yaitu 8 jam sehari atau 40 jam per minggu dan jam kerja selebihnya dianggap lembur.

Tabel 4. 2 Waktu Kerja *Non Shift*

Hari	Waktu Kerja
Senin - Kamis	08.00 – 12.00
	12.00 – 13.00 (Istirahat)
	13.00 – 16.00
Jumat	08.00 – 11.00
	11.00 – 13.00 (Istirahat)
	13.00 – 16.00
Sabtu – Minggu	Libur

2) Karyawan Shift

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan *shift* bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam tiga *shift* selama 8 jam dengan pembagian shift sebagai berikut :

Tabel 4. 3 Waktu Kerja Karyawan *Shift*

Shift	Waktu
I	06.00 – 14.00
II	14.00 – 22.00
III	22.00 – 06.00
L	Libur

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam Tabel. sebagai berikut :

Tabel 4. 4 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

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

Keterangan :

A, B, C, D = nama regu shift

P = Shift pagi

S = Shift siang

M = Shift malam

L = Libur

4.4.5 Perincian Tugas dan Keahlian

Berikut ini adalah perincian tugas dan keahlian :

Tabel 4. 5 Perincian tugas dan keahlian

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	Magister Teknik Kimia
Direktur Teknik dan Produksi	Magister Teknik Industri
Direktur Keuangan dan Umum	Magister Ekonomi
Kepala Bagian Umum	Sarjana Ilmu Komunikasi
Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Manajemen
Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Akuntansi
Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Personalia	Sarjana Psikologi
Kepala Seksi Humas	Sarjana Ilmu Komunikasi
Kepala Seksi Keamanan	Ahli Madya
Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Akuntansi
Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana Ekonomi
Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Ekonomi
Kepala Seksi Anggaran	Sarjana Ekonomi
Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Pengendalian	Sarjana Industri
Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Ilmu Kimia
Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
Kepala Seksi Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia

Tabel 4. 6 Perincian tugas dan keahlian (Lanjutan)

Kepala Seksi Penelitian	Sarjana Ilmu Kimia
Staff Ahli	Sarjana Teknik Industri dan Eknomi
Sekretaris	Sarjana Akuntansi
Karyawan	SMA/SMK/Sederajat - Sarjana

4.4.6 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

a) Sistem Kepegawaian

Pembagian karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut :

1) Karyawan tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2) Karyawan harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

3) Karyawan Borongan

Karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

b) Sistem Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif.. Sistem gaji pegawai di perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

1) Gaji bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2) Gaji harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3) Gaji lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan.

Besarnya sesuai dengan peraturan. Sistem dan pembagian gaji karyawan dapat dilihat pada tabel 4.6

Tabel 4. 7 Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	90.000.000	90.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	70.000.000	70.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	70.000.000	70.000.000
Kepala Bagian	5	50.000.000	250.000.000
Kepala Seksi	14	45.000.000	630.000.000
Staff Ahli	1	30.000.000	30.000.000
Laboran	8	20.000.000	160.000.000
Sekretaris	2	20.000.000	40.000.000
Karyawan	100	10.000.000	1.000.000.000
Satpam	6	5.500.000	33.000.000
HSE	6	6.000.000	36.000.000

Tabel 4. 8 Gaji Karyawan

Medis	2	9.000.000	18.000.000
Paramedis	5	6.000.000	30.000.000
Sopir	5	5.500.000	27.500.000
Cleaning Service	10	5.500.000	55.000.000
Total	167	Rp 442.500.000	Rp 2.539.500.000

4.4.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

1) Tunjangan

Tunjangan yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan berupa:

- a) Tunjangan gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan bersangkutan.
- b) Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c) Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2) Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan pada karyawan sejumlah 3 pasangan/tahun. Khusus untuk operator selain pakaian dinas juga diberikan baju khusus operator, *safety shoes* dan helm pengaman yang sesuai standar keselamatan kerja.

3) Cuti

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

4) Pengobatan

- a) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- b) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5) Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan 1.000.000/bulan.

4.4.8 Managemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan. Manajemen produksi meliputi manajemen perusahaan dan pengendalian produksi.

Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Perencanaan adalah merupakan suatu tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.

BAB V UTILITAS

Unit utilitas merupakan bagian penting yang berperan dalam menunjang kelancaran proses di suatu pabrik. Dalam industri kimia, utilitas merujuk pada sistem pendukung yang dibutuhkan agar proses produksi dapat berlangsung secara optimal dan efisien. Pada perancangan pabrik etilbenzena, utilitas dirancang untuk menjamin keberlanjutan operasional, meningkatkan efisiensi energi, serta memenuhi ketentuan regulasi lingkungan yang berlaku. Unit utilitas pendukung proses pabrik Etilbenzen dari benzene dan etilen, yaitu:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Penyedia *Steam*
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyedia Bahan Bakar
6. Unit Pengolahan Limbah

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*) merupakan fasilitas yang berfungsi untuk menjamin ketersediaan air dengan kualitas dan kuantitas sesuai kebutuhan pabrik. Unit ini dirancang untuk mendukung berbagai keperluan, seperti air proses, pendinginan, sanitasi, maupun pengolahan limbah, sehingga kelancaran operasi pabrik dapat terjaga secara optimal.

5.1.1 Kebutuhan Air

Kebutuhan air pada masing-masing unit dirancang berdasarkan perhitungan kapasitas produksi pabrik etilbenzene sebesar 220.000 ton/tahun, dengan mempertimbangkan faktor operasional dan efisiensi sistem utilitas. Terdapat berbagai macam kebutuhan air di Pabrik Etilbenzene, yaitu:

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

Air untuk keperluan umum merupakan air yang disediakan untuk menunjang kebutuhan sanitasi dan operasional pabrik. Pemanfaatannya meliputi penyediaan air bagi karyawan, laboratorium, dan area taman, serta digunakan sebagai *service water* dan air cadangan guna menjamin kelancaran serta keberlanjutan operasi pabrik. 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	835
Laboratorium dan Taman	20% dari kebutuhan karyawan	167
<i>Service Water</i> Dan Cadangan	140 % dari total jumlah kebutuhan karyawan, lab, dan taman	1402,8
Total Air Keperluan Umum		2404,8

Untuk keamanan, disediakan air dengan tambahan *overdesign* 20% dari total kebutuhan, sehingga akan disediakan air untuk kebutuhan umum sebanyak 2885,76 kg/jam.

5.1.1.2 Air Untuk Kebutuhan Pemadaman (*Hydrant Water*)

Air untuk pemadaman kebakaran merupakan utilitas pendukung yang wajib tersedia di pabrik sebagai bagian dari sistem keselamatan (*safety system*). Ketersediaan air ini ditujukan untuk mengantisipasi dan memadamkan api apabila terjadi kebakaran. Sistem suplai air pemadam tidak beroperasi secara kontinu, melainkan bersifat insidental dan hanya digunakan pada kondisi darurat, seperti kebakaran, melalui sistem *hydrant* yang telah disiapkan. Diperkirakan kebutuhan air *hydrant* sebanyak 20% dari kebutuhan umum yaitu 577,15 kg/jam.

5.1.1.3 Air Pendingin

Air pendingin berperan sebagai media utama dalam sistem pendingin (*cooling system*) yang berfungsi untuk mengendalikan suhu operasi peralatan proses agar tetap berada dalam kondisi optimal. Keberadaan sistem pendingin sangat penting untuk mencegah terjadinya *overheating* pada peralatan, menjaga stabilitas proses produksi, serta meningkatkan efisiensi energi. Selain itu, penggunaan air pendingin juga berkontribusi terhadap perpanjangan umur operasional peralatan dan menjamin kelancaran proses secara keseluruhan. Jumlah air pendingin yang dibutuhkan sebagai berikut :

Tabel 5. 2 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	<i>Flowrate</i>, kg/jam
<i>Condenser-01</i> (CD-01)	2889,75
<i>Condenser-02</i> (CD-02)	102914,53
<i>Cooler-01</i> (CL-01)	2156,88
<i>Cooler-02</i> (CL-02)	2153,54
CDMD-01	14319,77
CDMD-02	603,21
Total Kebutuhan Air Pendingin	151077,68

Untuk keamanan, disediakan air pendingin dengan tambahan *overdesign* 20% dari total kebutuhan, sehingga akan disediakan air untuk kebutuhan umum sebanyak 181293,218 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 892,3655 kg/jam

5.1.1.4 Air Umpan Boiler

Air umpan boiler adalah air yang dimasukkan ke dalam boiler untuk menghasilkan uap (*Steam*) yang berfungsi sebagai media pemanas dan penunjang kelangsungan proses produksi. Agar tidak menimbulkan masalah operasi, air

umpan harus memenuhi standar kualitas tertentu, seperti rendah kesadahan, bebas oksigen terlarut, serta memiliki kadar padatan terlarut yang rendah. Kebutuhan air umpan boiler pada Pabrik Etilbenzena adalah sebagai berikut.

Tabel 5. 3 Kebutuhan air umpan boiler

Nama Alat	<i>Flowrate, kg/jam</i>
Reboiler Menara Distilasi-01 (RBMD-01)	12698,64
Reboiler Menara Distilasi-02 (RBMD-02)	227,43
Total Kebutuhan Air Umpan Boiler	12926,07

Untuk keamanan, disediakan air dengan tambahan *overdesign* 20% dari total kebutuhan, sehingga akan disediakan air untuk umpan boiler sebanyak 15511,29 kg/jam.

Kehilangan air pada proses pembangkitan *Steam* di dalam boiler dapat terjadi akibat *blowdown*. Oleh karena itu, diperlukan penambahan air berupa *make-up water* pada kondisi operasi *steady state*. Kehilangan air akibat *blowdown* pada perancangan ini tercatat sebesar 816,38 kg/jam.

5.1.2 Sumber Air

Air merupakan salah satu utilitas utama yang berperan penting dalam menunjang kelancaran operasional pabrik etilbenzene dari etilen dan benzena. Pemanfaatannya meliputi berbagai aspek, antara lain sebagai media pendingin pada unit proses, sebagai bahan baku pembangkitan *Steam*, serta untuk memenuhi kebutuhan penunjang lainnya seperti sanitasi dan fasilitas umum. Dengan fungsi

yang sangat vital tersebut, ketersediaan sumber air dengan kapasitas yang mencukupi serta kualitas yang sesuai standar menjadi salah satu faktor krusial yang harus diperhatikan dalam perancangan sistem utilitas pabrik.

Tabel 5. 4 Kebutuhan air keseluruhan

Nama Alat	<i>Flowrate, kg/jam</i>
Air Untuk Keperluan Umum (<i>General Uses</i>) / Air Sanitasi	2885,76
Air Untuk Kebutuhan Pemadaman	577,15
Air Pendingin	883,38
Air Umpan Boiler	816,38
Total Kebutuhan Air	5162,68

Pabrik etilbenzene dari etilen dan benzena 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 serta kontinuitas suplai sepanjang waktu, maka kebutuhan air untuk operasional pabrik akan dipenuhi dari air laut yang diambil dari perairan Selat Sunda. Apabila dilihat dari total kebutuhan air pabrik sebesar 15121,816 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 yang dirancang khusus agar sesuai dengan standar kualitas air proses maupun utilitas sebelum didistribusikan ke berbagai unit pengguna di dalam pabrik. Proses pengolahan air ini dilakukan secara bertahap, meliputi tahapan 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.

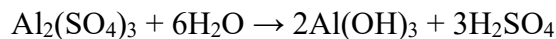
b. Ekualisasi dan Sedimentasi

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

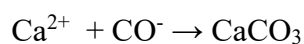
akibat gravitasi. Proses ini membantu mengurangi beban pencemaran pada tahapan berikutnya.

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 ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) ke dalam air. Penambahan ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) menghasilkan ion Al^{3+} yang bereaksi dengan ion hidroksida (OH^-) dalam air membentuk endapan aluminium hidroksida ($\text{Al}(\text{OH})_3$) yang berperan sebagai jembatan pengikat antar partikel tersuspensi dan zat koloid. Reaksi yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut:



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 menetralkan 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:



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 system 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 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 permeate / tangki *desalinated water* sebelum didistribusikan ke unit-unit pengguna atau proses pengolahan lanjutan.

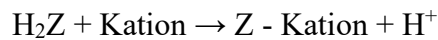
f. Demineralisasi

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

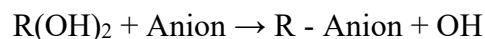
tipe C-300 dengan notasi H_2Z berdasarkan referensi Powell (1995). Reaksi pertukaran ion dapat digambarkan sebagai berikut:



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 positif 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:



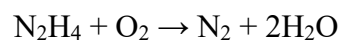
Ion H^+ yang berasal dari cation exchanger akan bereaksi dengan ion OH^- yang dilepaskan oleh resin *anion exchanger*, membentuk air (H_2O). Sehingga hasil akhir dari proses demineralisasi adalah air dengan kemurnian tinggi, bebas dari ion-ion terlarut. Ketika resin anion telah jenuh oleh anion-anion 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. Dearasi

Deaerasi adalah proses penghilangan *dissolved gas* seperti O₂ dan CO₂, pemisahan logam seperti mangan (Mn) dan besi (Fe), dan pengondisian pH, penghilangan bau, rasa, serta warna pada *boiler feed water* (BFW). Kandungan O₂ dan CO₂ 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 O₂ dalam air menurun sehingga O₂ akan terlepas dari BFW. Deaerasi kimia dilakukan dengan menambahkan zat kimia berupa *hydrazine* (N₂H₄) untuk menghilangkan oksigen yang terkandung dalam air dengan persamaan reaksi sebagai berikut (Sharif et al., 2022)



Selain itu, dalam deaerasi kimia juga digunakan Na₂HPO₄ 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 : 9,52 m²

Jumlah : 1

Harga : Rp 2.640.874.842

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 jams

Kondisi Operasi :

- a. Suhu : 30 °C
- b. Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

- a. Volume : 108,89 m³
- b. Luas permukaan : 36,29 m²
- c. Panjang : 8,520 m
- d. Lebar : 4,260 m

Jumlah : 1

Harga : Rp 964.493.420

3) *Pre-mix Tank*

Fungsi : Penyesuaian pH, dengan Na₂CO₃ agar koagulan bekerja optimal dan koagulasi awal dengan Al₂(SO₄)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 °C
- b. Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

Konstruksi

- a. Volume : 3,290 m³
- b. Tinggi cairan : 1,209 m
- c. Tinggi total : 2,29 m

Shell

- a. Tinggi : 1,612 m
- b. Tebal : 0,1875 in
- c. Diameter (ID) : 1,612 m

Head

- a. Bentuk : *Torispherical*
- b. Tinggi : 0,3391 m
- c. Tebal : 0,2500 in

Pengaduk

- a. Jenis : *Flat six-blade turbine with disk*
- b. Jumlah : 1
- c. Diameter : 0,3628 m
- d. Kecepatan : 69, 6769 rpm
- e. Daya : 0,125 hp
- f. Jumlah *baffle* : 4
- g. Jarak pengaduk : 0,4031 m

h. Lebar *buffle* : 0,1008 m

Jumlah : 1

Harga : Rp 750.927.020

4) *Clarifier*

Fungsi : Mengendapkan padatan tersuspensi dan flok hasil koagulasi-flokulasi (dengan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) 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 °C

b. Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

a. Volume : 30,24 m³

b. Luas Permukaan : 10,08 m²

c. Diameter : 2,89 m

d. Kedalaman : 5,267 m

Jumlah : 1

Harga : Rp 1.990.989.989

5) *Sand Filter*

Fungsi	: Menyaring partikel halus, sisa flok, dan padatan tersuspensi yang masih lolos dari <i>clarifier</i> dan menurunkan <i>turbidity</i> hingga <5 NTU (<i>Nephelometric Turbidity Unit</i>) /tingkat kekeruhan air
Jenis	: <i>Pressure Sand Filter</i> (Vertikal)
Material	: <i>Stainless Steel</i> SS304
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 30 °C
b. Tekanan	: 3 atm
Spesifikasi	:
a. Diameter	: 0,974 m
b. Tinggi Tumpukan	: 1,363 m
c. Tinggi <i>Vessel</i>	: 1,947 m
d. Luas Filtrasi	: 1,896 m ²
Jumlah	: 1
Harga	: Rp 505.210.839

6) *Carbon Filter*

Fungsi	: Menyerap residu klorin bebas (<i>chlorine residual</i>) yang dapat merusak membran RO, menyerap senyawa organik terlarut, dan meningkatkan kualitas sensorik dan kimia
--------	--

	air
Jenis	: <i>Pressure Vessel Carbon Filter</i> (Vertikal)
Material	: <i>Stainless Steel</i> SS304
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 30 °C
b. Tekanan	: 3 atm
Spesifikasi	:
a. Diameter	: 1,75 m
b. Tinggi Tumpukan	: 1,3 m
c. Tinggi <i>Vessel</i>	: 2,70 m
d. Luas Filtrasi	: 2,394 m ²
Jumlah	: 1
Harga	: Rp 1.492.668.389

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 <i>semipermeable</i>
Material	: <i>Stainless Steel</i> SS316L
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 30 °C
b. Tekanan	: 55 atm

Spesifikasi :

- a. Jumlah Membran : 4
- b. Jumlah *Train* : 1
- c. *Permeat* : 6,319 m³/jam
- d. *Brine* : 7,723 m³/jam

Jumlah : 1

Harga : Rp 4.133.543.230

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 :

- a. Suhu : 30 °C
- b. Tekanan : 17 atm

Spesifikasi :

- a. Jumlah Membran : 2
- b. Jumlah *Train* : 1
- c. *Permeat* : 5,055 m³/jam

d. *Brine* : 1,263 m³/jam

Jumlah : 1

Harga : Rp 5.695.104.006

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 : 25 °C

b. Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

a. Volume : 15,107 m³

b. Luas Permukaan : 5,036 m²

c. Panjang : 3,887 m

d. Lebar : 1,943 m

e. Tinggi : 2 m

Jumlah : 1

Harga : Rp 385.797.368

10) *Cold Basin*

Fungsi	: Menampung air dingin hasil kondensasi dari cooling tower dan menerima <i>make up water</i> dari tangki <i>desalinated water</i> untuk menggantikan air yang hilang karena evaporasi, <i>blowdown</i> , dan, <i>drift loss</i>
Jenis	: Bak Beton Persegi Panjang
Material	: Beton Bertulang (<i>Reinforced Concrete</i>)
Waktu Tinggal	: 5 menit
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 20 °C
b. Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a. Volume	: 30,216 m ³
b. Luas Permukaan	: 10,071 m ²
c. Panjang	: 4,971 m
d. Lebar	: 2,458 m
e. Tinggi	: 2,5 m
Jumlah	: 1
Harga	: Rp 385.797.368

11) *Cooling Tower*

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin dari alat proses yang semula memiliki suhu 25°C menjadi 20 °C

Jenis : *Induced Draft Cooling Tower*

Material : *Stainless Steel SA 283 Grade C*

Make up Water : 892,3655 kg/jam

Kondisi Operasi :

a. Suhu : 20 °C

b. Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

a. Luas Penampang : 44,558 m²

b. Tinggi *Packing* : 8,4766 m

c. Kapasitas *Fan* : 489927,558 m²/jam

d. Daya : 25 hp

Jumlah : 1

Harga : Rp 436.318.452

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	: 42703,527 m ³
Regenerasi H ₂ SO ₄	: 2,699 kg/minggu
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 30 °C
b. Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a. Diameter	: 0,855 m
b. Volume Tangki	: 0,979 m ³
c. Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
d. Tinggi	: 0,855 m
Jumlah	: 1
Harga	: Rp 355.944.000

13) *Anion Exchanger*

Fungsi	: Menghilangkan kadar mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion negative
Jenis	: Tangki Silinder Tegak
Material	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Volume Resin	: 3,471 m ³
Regenerasi H ₂ SO ₄	: 0,0776 kg/jam

Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 25 °C
b. Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a. Diameter	: 1,303 m
b. Volume Tangki	: 4,788 m ³
c. Tebal <i>Shell</i>	: 0,1875 in
d. Tinggi	: 1,303 m
Jumlah	: 1
Harga	: Rp 360.536.826

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	: <i>Spray Cum Tray</i>
Material	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Volume Tangki	: 3,471 m ³
Kondisi Operasi	:
a. Suhu	: 90 °C
b. Tekanan	: 1 atm

Spesifikasi :

- a. Diameter : 2,432 m
- b. Kebutuhan *Steam* : 1832,942 kg/jam
- c. Kebutuhan : 0,1633 kg/jam
Hydrazine
- d. Kebutuhan : 9,7966 kg/jam
 Na_2HPO_4
- e. Tipe Bahan Isian : *Rashing ring ceramic*

Jumlah : 1

Harga : Rp 292.792.645

a. Alat Penyimpanan

Tabel 5. 5 Spesifikasi tangka 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 <i>desalinated water</i> 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 <i>vertical</i>	Silinder <i>vertical</i>	Silinder <i>vertical</i>	Silinder <i>vertical</i>
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

Tabel 5. 5 Spesifikasi tangka utilitas (Lanjutan)

Spesifikasi	Bahan Konstruksi : <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> Volume Tangki : 36,347 m ³ Diameter : 3,048 m Tinggi : 6,041 m Jumlah Course : 3 Tebal Shell (in) : 0,1875; 0,1875; 0,1875	Bahan Konstruksi : <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> Volume Tangki : 113,275 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.	Bahan Konstruksi : <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> Volume Tangki : 3,385 m ³ Diameter : 4,572 m Tinggi : 1,829 m Jumlah Course : 1 Tebal Shell (in) : 0,1875	Bahan Konstruksi : <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> Volume Tangki : 20,288 m ³ Diameter : 3,048 m Tinggi : 3.658 m Jumlah Course : 2 Tebal Shell (in) : 0,1875; 0,1875
Head & Bottom	<i>Conical Roof</i> Tebal Head : 0,25 in <i>Flat bottom</i> Tebal Bottom : 0,1875 in	<i>Conical Roof</i> Tebal Head : 0,375 in <i>Flat bottom</i> Tebal Bottom : 0,1875 in	<i>Conical Roof</i> Tebal Head : 0,25 in <i>Flat bottom</i> Tebal Bottom : 0,1875 in	<i>Conical Roof</i> Tebal Head : 0,25 in <i>Flat bottom</i> Tebal Bottom : 0,1875 in
Jumlah	1	1	1	1

b. Alat Transportasi

Tabel 5. 6 Spesifikasi pump utilitas

Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Fungsi Peruntukan Alat	Menngalirkan air yang telah melalui proses screening ke unit pengolahan	Mengalirkan air baku dari kolam ekualisasi menuju <i>premix tank</i>	Mengalirkan air baku dari <i>clarifier</i> ke <i>sand filter</i>	Mengalirkan air baku dari <i>sand filter</i> ke <i>carbon filter</i>
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP
Kapasitas	17,74 m ³ /jam	17,74 m ³ /jam	16,85 m ³ /jam	16,85 m ³ /jam
<i>Pump Head</i>	4,1032 m	6,3769 m	5,6741 m	6,1594 m
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>
<i>Motor Power- Daya Motor</i>	2237,1 Watt	3728,5 Watt	3728,5 Watt	3728,5 Watt

Tabel 5. 6 Spesifikasi pump utilitas (Lanjutan)

<i>Material Construction</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
Kode	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08
Fungsi Peruntukan Alat	Menngalirkan air baku dari <i>carbon filter</i> ke unit SWRO	Mengalirkan air baku dari unit SWRO ke uni BWRO	Mengalirkan air baku dari <i>tangka desalinated water</i> ke <i>tangka pemadaman</i>	Mengalirkan air baku dari <i>tangki desalinated water</i> ke <i>tangka sanitasi</i>
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP
Kapasitas	16,85 m ³ /jam	7,58 m ³ /jam	0,68 m ³ /jam	3,93 m ³ /jam
<i>Pump Head</i>	6,1287 m	5,1402 m	3,233 m	4,300 m
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C	30°C
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>
<i>Motor Power- Daya Motor</i>	3728,5 Watt	1492,4 Watt	93,2 Watt	745,7 Watt
<i>Material Construction</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>

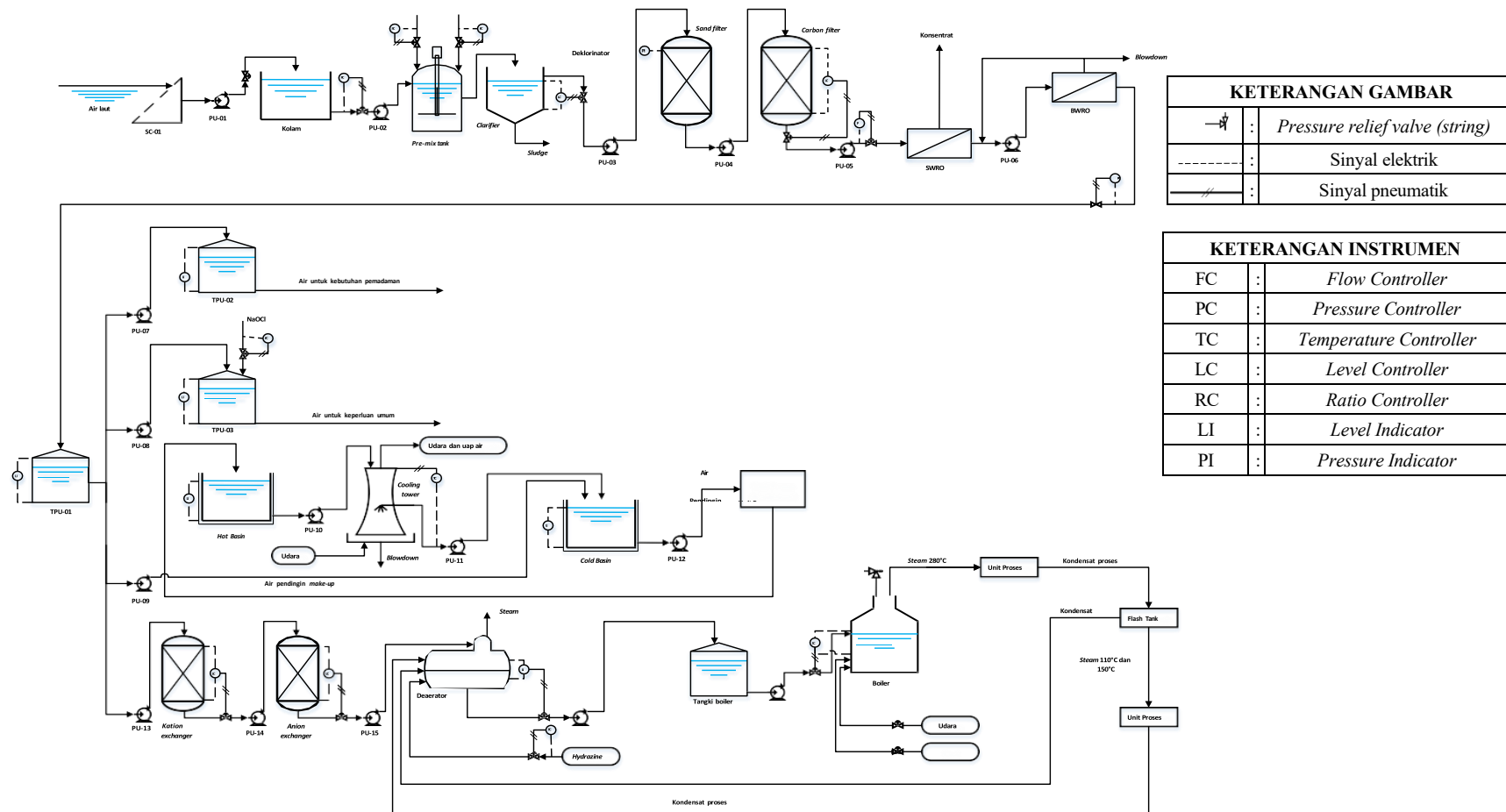
Tabel 5. 6 Spesifikasi pump utilitas (Lanjutan)

Kode	PU-13	PU-14	PU-15	PU-16
Fungsi Peruntukan Alat	Menngalirkan air dari tangka <i>desalinated water</i> ke <i>cation exchanger</i>	Mengalirkan air dari <i>cation exchanger</i> ke <i>anion exchanger</i>	Mengalirkan air dari <i>anion exchanger</i> ke deaerator	Mengalirkan air dari deaerator ke tangka <i>boiler feed water</i>
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP	0,3112 cP
Kapasitas	0,96 m ³ /jam	0,96 m ³ /jam	0,96 m ³ /jam	20,29 m ³ /jam
<i>Pump Head</i>	1,904 m	3,956 m	4,582 m	5,759 m
Suhu Fluida	30°C	30°C	30°C	90°C
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>
<i>Motor Power- Daya Motor</i>	93,213 Watt	186,425 Watt	186,425 Watt	3728,5 Watt
<i>Material Construction</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>

Tabel 5. 6 Spesifikasi pump utilitas (Lanjutan)

Kode	PU-13
Fungsi Peruntukan Alat	Menngalirkan air dari tangka <i>boiler feed water</i> ke boiler
Viskositas	0,3112 cP
Kapasitas	19,28 m ³ /jam
<i>Pump Head</i>	6,092 m
Suhu Fluida	90°C
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal <i>Single Stage</i>
<i>Motor Power- Daya Motor</i>	3728,5 Watt
<i>Material Construction</i>	<i>Commercial steel</i>

5.1.5 Diagram Unit Pengolahan Air



Gambar 5. 1 Diagram unit pengolahan air

5.2 Unit Penyedia Steam

Unit pembangkit *Steam* berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *Steam* (uap air) dalam proses produksi etilbenzene. *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 175 °C dan tekanan sekitar 100 psi, dengan total kapasitas 22336,26 kg/jam. Berikut adalah data teknis dari *boiler* yang digunakan untuk membangkitkan *Steam saturated* tersebut:

Tabel 5. 7 Spesifikasi teknis boiler

Parameter	Nilai
Tipe <i>Steam</i>	<i>Saturated Steam</i>
Suhu <i>Steam</i>	175 °C
Tekanan <i>Steam</i>	6,8 atm
Kapasitas Produksi <i>Steam</i>	22336,26 kg/jam
Kebutuhan Kalor Total	13650092,22 kJ/jam
Jumlah Tube	130
Panjang Tube	20 ft
Diameter Luar Tube (OD)	10,75 in
BWG	14
Luas Permukaan Pemanasan	75,12 m 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.

5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit pembangkit listrik berfungsi untuk memastikan pasokan energi listrik yang kontinu, stabil, dan mencukupi bagi seluruh aktivitas di pabrik etilbenzene. 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. Kebutuhan listrik di pabrik dibagi menjadi :

a. Kebutuhan untuk Peralatan Proses	: 309,65 kW
b. Kebutuhan untuk Utilitas	: 88,76 kW
c. Kebutuhan untuk Alat kendali	: 99,60 kW
d. Kebutuhan Penerangan	: 59,76 kW
e. Kebutuhan Peralatan Kantor dan Elektronik	: 39,84 kW
f. Kebutuhan Laboratorium dan Bengkel	: 59,76 kW
g. Kebutuhan Perumahan Karyawan	: 45 kW
Total Keseluruhan	: 702,37 kW

Pasokan utama listrik pabrik diperoleh dari PLN (Perusahaan Listrik Negara) 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 PLTGU Cilegon (Pembangkit Listrik Tenaga Gas dan Uap) di Jl. Raya Bojonegara- Salira, Desa Margasari, Kecamatan Puloampel, Kabupaten Serang, Banten dan UBP Suralaya (Unit Bisnis Pembangkitan) yang mengelola PLTU skala besar di wilayah Merak, Banten, beralamat di Jl. Raya PLTU Suralaya, Merak, Banten.

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 dan memiliki kapasitas 709,47 kW

5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air System*)

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 84,10 m³/jam.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menjamin ketersediaan bahan bakar bagi peralatan yang memerlukan dalam operasional pabrik etilbenzene. Dalam sistem ini, bahan bakar digunakan oleh tiga unit utama, yaitu *Furnace*, *boiler* sebagai penghasil *steam*, dan generator sebagai sumber listrik cadangan saat suplai utama dari PLN terganggu. Bahan bakar yang digunakan adalah solar. Pada *furnace* menggunakan bahan bakar solar sebanyak 909,64 kJ/jam, sedangkan pada *boiler* menggunakan bahan bakar solar sebanyak 79,53 kJ/jam, dan pada generator menggunakan bahan bakar solar sebanyak 11,19 kJ/jam.

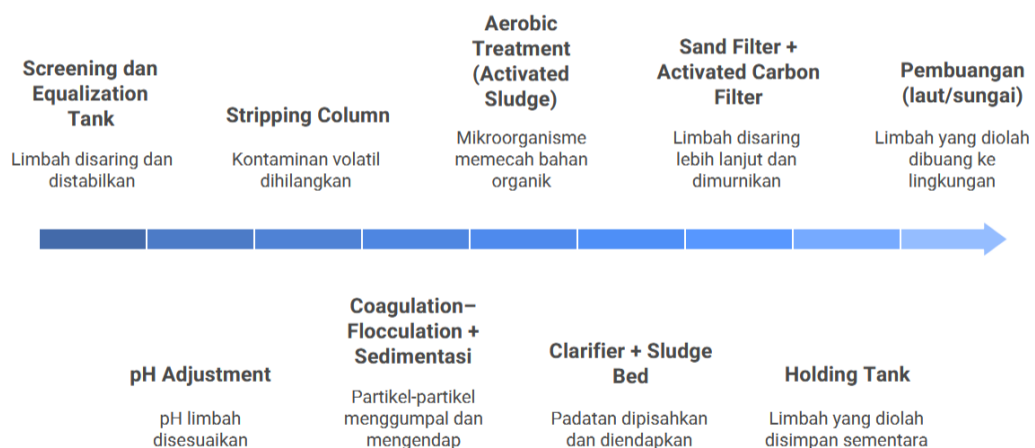
5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pengolahan limbah merupakan bagian penting dalam sistem utilitas pabrik etilbenzen dari benzen dan etilen, mengingat proses ini menghasilkan limbah cair dan gas yang mengandung zat pencemar potensial. Limbah utama berasal dari unit pemurnian MD-1, yang menghasilkan aliran cair berupa benzen sebanyak ± 21.000 kg/jam dan aliran gas berupa etana dan metana sebanyak ± 12 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.

Tabel 5. 8 Sumber limbah pabrik

Parameter	Nilai
Proses Produksi (MD-01)	Benzen cair, gas etana dan metana
Laboratorium	Bahan kimia reagen, logam berat dalam jejak, pH ekstrem
Domestik (Perkantoran)	Limbah organik, deterjen, urine, air bekas cucian
Unit Utilitas	<i>Backwash filter, blowdown boiler, regenerasi resin</i>

Pengolahan limbah cair dilakukan dalam dua tahap utama, yaitu pra-pengolahan (*pretreatment*) dan pengolahan lanjutan (*post-treatment*). Pra-pengolahan ditujukan untuk memisahkan senyawa mudah menguap atau berbahaya sejak awal, seperti benzena, 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

Tahap pengolahan limbah cair, meliputi:

- a. *Screening* dan *Equalization Tank* untuk menstabilkan debit air limbah serta menyaring padatan kasar.
- b. *pH Adjustment* untuk menetralkan limbah dengan pH *ekstrem*, terutama dari laboratorium.
- c. *Stripping Column* untuk memisahkan senyawa organik volatil (seperti benzena, etilena terlarut, dan etanol) yang kemudian dapat *direcover*.
- d. *Coagulation–Flocculation* + Sedimentasi untuk menghilangkan partikel tersuspensi (TSS) serta logam berat dalam jejak.
- e. *Aerobic Treatment (Activated Sludge)* untuk menurunkan kadar BOD dan COD hingga mendekati nilai baku mutu.
- f. *Clarifier* + *Sludge Bed* untuk pemrosesan lumpur hasil pengolahan biologis.
- g. *Sand Filter* + *Activated Carbon Filter* sebagai tahap *polishing* akhir untuk menghilangkan warna, bau, serta sisa organik.
- h. *Holding Tank* sebagai penampungan air limbah sementara sebelum air olahan dibuang atau dimanfaatkan kembali (*reuse*).

Limbah gas utama dari proses adalah etana dan metana dalam jumlah kecil, yang biasanya muncul sebagai *purge* gas dari reaktor atau sistem pemurnian. Walaupun volumenya relatif kecil dibandingkan limbah cair, pengelolaan limbah gas tetap penting untuk mencegah pencemaran udara. Strategi pengelolaan limbah gas meliputi:

- a) *Flare System* (Pembakaran Aman): Etana dan metana dialirkan ke unit *flare* untuk dibakar secara terkendali, sehingga terurai menjadi CO₂ dan H₂O dengan emisi minimal.
- b) *Heat Recovery*: Panas hasil pembakaran *flare* dapat dimanfaatkan kembali untuk pemanasan fluida utilitas atau preheating bahan baku.
- c) Pemantauan Emisi: Emisi gas buang dipantau secara berkala untuk memastikan konsentrasi hidrokarbon tidak melebihi ambang batas kualitas udara.

Sistem pengolahan limbah yang dirancang wajib memenuhi peraturan nasional maupun daerah, khususnya Peraturan Menteri Lingkungan Hidup dan Kehutanan Republik Indonesia No. P.68/MENLHK/SETJEN/KUM.1/8/2016 tentang Baku Mutu Air Limbah Domestik. Peraturan Gubernur Banten No. 8 Tahun 2019 tentang Baku Mutu Limbah Cair Kegiatan Industri.

Tabel 5. 9 Parameter baku mutu utama

Parameter	Satuan	Baku Mutu Maksimum
pH	–	6 – 9
BOD	mg/L	75
COD	mg/L	150
TSS	mg/L	30
Minyak & Lemak	mg/L	10
Amonia (NH ₃ -N)	mg/L	10
Etanol	mg/L	1
Suhu	°C	Maks. 40

Untuk emisi gas buang, pengendalian mengacu pada Peraturan Menteri Lingkungan Hidup terkait baku mutu emisi udara industri, dengan penekanan pada batasan konsentrasi hidrokarbon total (THC) dan gas rumah kaca.

Air hasil olahan yang telah memenuhi baku mutu dapat dimanfaatkan kembali untuk berbagai kebutuhan internal pabrik, seperti:

- a. *Make-up Cooling Tower* setelah melalui tahap filtrasi akhir dan disinfeksi.
- b. Air *Flushing Toilet* dan Kebersihan *Non-Process* seperti pencucian lantai dan penyiraman taman.
- c. Proses Regenerasi Resin di Unit *Water Treatment*, dengan catatan kualitas air sesuai spesifikasi resin.
- d. *Recycle Feed* untuk senyawa organik (misalnya etanol hasil *stripping*) yang dapat dikembalikan ke proses utama.

Pemantauan dilakukan secara berkala dan sistematis untuk memastikan bahwa kualitas limbah cair dan *emisi* gas selalu berada dalam batas aman. Parameter utama yang dipantau antara lain pH, BOD, COD, TSS, kandungan etanol, emisi hidrokarbon ringan, serta kualitas sludge hasil IPAL. Metode analisis menggunakan standar SNI/ISO, dan hasil pemantauan dilaporkan secara rutin kepada instansi berwenang.

Tabel 5. 10 Rencana pemantauan lingkungan

Komponen	Parameter	Frekuensi	Metode
Air limbah	pH, BOD, COD, TSS, Etanol	1 × per bulan	Sampling & uji laboratorium

Tabel 5. 10 Rencana pemantauan lingkungan (Lanjutan)

Udara sekitar	Gas buang, bau, THC	1 × per kuartal	Detektor gas & sensus lapangan
<i>Sludge</i> IPAL	Logam berat	Saat disposal	Uji karakterisasi limbah B3
<i>Air reuse</i>	Warna, bau, <i>coliform</i>	1 × per bulan	Uji mikrobiologi & sensorik

Dengan desain pengelolaan limbah yang menyeluruh ini, diharapkan pabrik etilbenzena dapat beroperasi secara aman, ramah lingkungan, serta mendukung konsep industri berkelanjutan

BAB VI EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi merupakan hal penting dalam prarancangan pabrik etilbenzene. Evaluasi ekonomi dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang menguntungkan dari segi ekonomi atau sebaliknya. Analisis ekonomi dipakai untuk mendapatkan perkiraan atau estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang akan diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dalam titik impas. Kelayakan investasi modal pada sebuah pabrik akan dianalisis meliputi,

- a. *Return on Investment* (ROI)
- b. *Pay Out Time* (POT)
- c. *Break Event Point* (BEP)
- d. *Shut Down Point* (SDP)
- e. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Untuk meninjau metode-metode analisis kelayakan di atas, maka perlu dilakukan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

- a. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) *Capital Investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produktif dan untuk menjalankannya. *Capital Investment* meliputi:
 - a) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b) Modal kerja (*Working Capital*)
- b. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Costs*) terdiri dari:
 - a) Biaya pengeluaran (*Manufacturing Costs*)

- b) Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)
- c) Total pendapatan penjualan produk Etilbenzene
- d) Analisa Kelayakan

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut. Pabrik Etilbenzene beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2030. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari *indeks* pada tahun analisa. Diasumsikan kenaikan harga setiap tahun adalah linear, sehingga dapat ditentukan indeks nilai pada tahun tertentu. Table *indeks* harga alat setiap tahun ditampilkan pada tabel 5.1 berikut.

Tabel 6. 1 *Indeks* harga peralatan untuk tahun 1987-2025

Tahun (X)	indeks (Y)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	358
1991	361
1992	358
1993	359

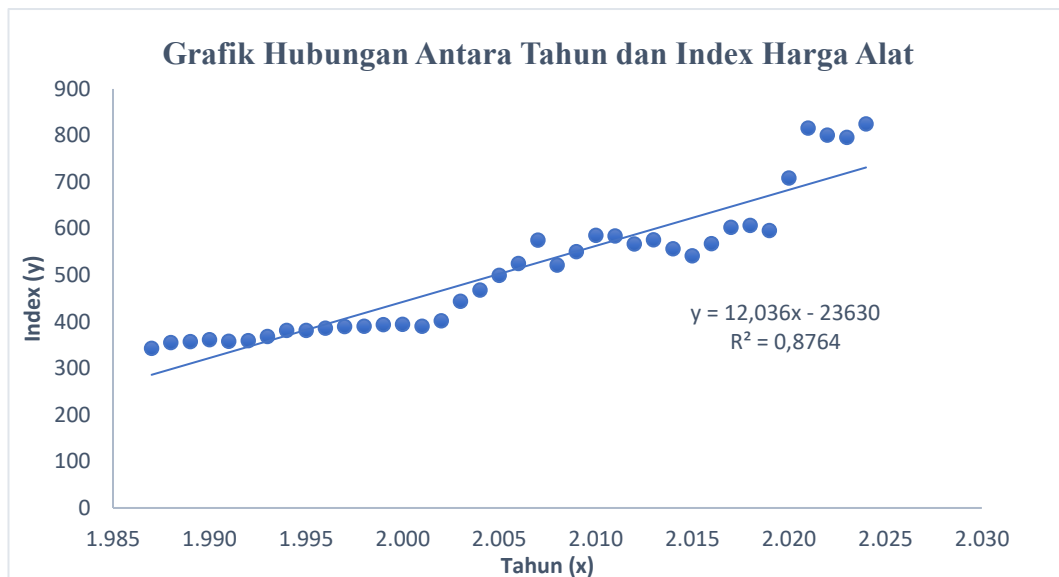
Tabel 6. 1 *Indeks* harga peralatan untuk tahun 1987-2025 (lanjutan)

1994	368
1995	381
1996	382
1997	387
1998	390
1999	391
2000	394
2001	394
2002	390
2003	402
2004	444
2005	468
2006	500
2007	525
2008	575
2009	522
2010	551
2011	586
2012	585
2013	567
2014	576
2015	557
2016	542
2017	568
2018	603
2019	607
2020	596
2021	709

Tabel 6. 1 *Indeks* harga peralatan untuk tahun 1987-2025 (Lanjutan)

2022	816
2023	801
2024	796
2025	825

(CEPCI: *Chemical Engineering Plact Cost Index*, 2025)



Gambar 6. 1 Grafik Indeks Harga Alat

Untuk menghitung indeks harga pada beberapa tahun yang akan datang, maka dapat digunakan persamaan garis lurus pada persamaan:

$$y = ax + b$$

Keterangan:

y = Indeks harga

x = tahun

a = gradien

b = *intercept*

Pabrik ini akan didirikan pada tahun 2030. Dengan nilai tukar mata uang 1\$ = Rp.16.473,62 Menggunakan persamaan tersebut, maka dapat diketahui indeks harga pada tahun 2030 adalah

$$y = (12,036x) - 23630$$

$$y = 803,080$$

Daftar harga alat dapat dilihat pada pustaka *matche.com*. Perkiraan harga peralatan pada tahun 2030 dapat ditentukan berdasarkan persamaan:

$$EX = \left(\frac{NX}{NY} \right) \times EY$$

Keterangan:

EX = Harga pembelian alat tahun 2030

EY = Harga pembelian alat tahun referensi (2014)

NX = Index harga alat tahun 2030

NY = Index harga alat tahun referensi (2014)

Jika suatu alat pada suatu kapasitas tidak terdapat dalam grafik pada literatur, maka harga alat diperkirakan dengan persamaan *sixth tenth factor* (Aries and Newton, 1954).

$$Eb = Ea \times \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^x$$

Keterangan:

Eb = Harga alat dengan kapasitas yang dicari

Ea = Harga alat dengan kapasitas yang diketahui

Cb = Kapasitas alat (b) yang dicari

Ca = Kapasitas alat (a) yang diketahui

X = Eksponen

Besarnya harga eksponen bermacam-macam tergantung jenis alat yang akan dicari

harganya, akan tetapi harga eksponen yang secara luas digunakan adalah 0.6

Tabel 6. 2 Daftar Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga		Total Harga (\$)
			Tahun 2014	Tahun 2030	
Tangki Benzene	T-01	3	\$ 348.000	\$ 485.110	\$ 1.455.330
Tangki Ethylene	T-02	4	\$ 882.400	\$ 1.230.060	\$ 4.920.242
Tangki Ethylbenzene	T-03	2	\$ 319.200	\$ 444.963	\$ 889.926
Reaktor 1	R-01	1	\$ 194.000	\$ 270.435	\$ 270.435
Reaktor 2	R-02	1	\$ 817.200	\$ 1.139.172	\$ 1.139.172
Menara Distilasi	MD-01	1	\$ 63.300	\$ 88.240	\$ 88.240
Menara Distilasi	MD-02	1	\$ 20.409	\$ 28.450	\$ 28.450
Furnace	F-01	1	\$ 667.200	\$ 930.073	\$ 930.073
Furnace	F-02	1	\$ 42.900	\$ 59.802	\$ 59.802
Furnace	F-03	1	\$ 378.400	\$ 527.487	\$ 527.487
Condensor	CD-01	1	\$ 166.500	\$ 232.100	\$ 232.100
Condensor	CD-02	1	\$ 191.800	\$ 267.368	\$ 267.368
Cooler	CL-01	1	\$ 23.100	\$ 32.201	\$ 32.201
Cooler	CL-02	1	\$ 67.300	\$ 93.816	\$ 93.816
Pompa	P-01	1	\$ 116.200	\$ 161.982	\$ 161.982
Pompa	P-02	1	\$ 52.300	\$ 72.906	\$ 72.906
Kompresor	CP-01	1	\$ 5.400	\$ 7.528	\$ 7.528
Total		23	\$ 4.355.609	\$ 6.071.693	\$ 11.177.057

Tabel 6. 3 Daftar Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga		Total Harga (\$)
			Tahun 2014	Tahun 2030	
Screener	SC-01	1	\$ 115.000	\$ 160.309	\$ 160.309
Kolom Ekualisasi	E-01	1	\$ 42.000	\$ 58.548	\$ 58.548
Pre-mix Tank	PM-Tank	1	\$ 32.700	\$ 45.584	\$ 45.584
Clarifier	KL-01	1	\$ 86.700	\$ 120.859	\$ 120.859
Sand Filter	SF-01	1	\$ 22.000	\$ 30.668	\$ 30.668
Carbon Filter	CF-01	1	\$ 65.000	\$ 90.610	\$ 90.610
SWRO	SWRO	1	\$ 180.000	\$ 250.919	\$ 250.919
BWRO	BWRO	1	\$ 248.000	\$ 345.711	\$ 345.711
Tangki Air Desmineral	TPU-02	1	\$ 52.000	\$ 72.488	\$ 72.488
Tangki Air Pemadam	TPU-03	1	\$ 52.000	\$ 72.488	\$ 72.488
Tangki Air Keperluan	TPU-01	1	\$ 52.000	\$ 72.488	\$ 72.488
Hot Basin	HB-01	1	\$ 16.800	\$ 23.419	\$ 23.419
Cold Basin	CB-01	1	\$ 16.800	\$ 23.419	\$ 23.419
Cooling Tower	CT-01	1	\$ 19.000	\$ 26.486	\$ 26.486
Cation Exchanger	CE-01	1	\$ 15.500	\$ 21.607	\$ 21.607
Anion Exchanger	AE-01	1	\$ 15.700	\$ 21.886	\$ 21.886
Demineralizer	DM-01	1	\$ 12.750	\$ 17.773	\$ 17.773
Tangki Boiler Feed Water	TPU-04	1	\$ 43.300	\$ 60.360	\$ 60.360
Pompa 01	PU-01	1	\$ 6.300	\$ 8.782	\$ 8.782
Pompa 02	PU-02	1	\$ 6.300	\$ 8.782	\$ 8.782
Pompa 03	PU-03	1	\$ 6.300	\$ 8.782	\$ 8.782
Pompa 04	PU-04	1	\$ 6.300	\$ 8.782	\$ 8.782

Tabel 6. 3 Daftar Harga Alat Utilitas (lanjutan)

Pompa 05	PU-05	1	\$ 4.900	\$ 6.831	\$ 6.831
Pompa 06	PU-06	1	\$ 3.200	\$ 4.461	\$ 4.461
Pompa 07	PU-07	1	\$ 3.200	\$ 4.461	\$ 4.461
Pompa 08	PU-08	1	\$ 3.200	\$ 4.461	\$ 4.461
Pompa 09	PU-09	1	\$ 3.200	\$ 4.461	\$ 4.461
Pompa 10	PU-10	1	\$ 11.200	\$ 15.613	\$ 15.613
Pompa 11	PU-11	1	\$ 11.500	\$ 16.031	\$ 16.031
Pompa 12	PU-12	1	\$ 11.500	\$ 16.031	\$ 16.031
Pompa 13	PU-13	1	\$ 6.300	\$ 8.782	\$ 8.782
Pompa 14	PU-14	1	\$ 6.300	\$ 8.782	\$ 8.782
Pompa 15	PU-15	1	\$ 11.500	\$ 16.031	\$ 16.031
Pompa 16	PU-16	1	\$ 3.600	\$ 5.018	\$ 5.018
Pompa 17	PU-17	1	\$ 3.600	\$ 5.018	\$ 5.018
Boiler Utilitas	BU-01	1	\$ 790.000	\$ 1.101.255	\$ 1.101.255
Kompresor Udara Tekan	CPU-01	1	\$ 31.500	\$ 43.911	\$ 43.911
Tangki Silika	TPU-05	1	\$ 5.200	\$ 7.249	\$ 7.249
Tangki Udara Tekan	TPU-06	1	\$ 5.200	\$ 7.249	\$ 7.249
Tangki Bahan Bakar	TPU-07	1	\$ 17.000	\$ 23.698	\$ 23.698
Flash Tank	FT-01	1	\$ 12.100	\$ 16.867	\$ 16.867
Total		51	\$ 2.056.650	\$ 2.866.958	\$ 2.866.958

6.2 Dasar Perhitungan

1. Kapasitas produksi : 220.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari

3. Nilai kurs US\$: Rp. 16.473,620
4. Tahun pendirian pabrik : 2030
5. UMR Kota Cilegon (2025) : Rp. 5.128.084,48
6. Perbandingan *manhour* asing terhadap buruh lokal 3:1
7. Umur alat umumnya 10 tahun

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 *Capital Invesmet*

Capital Invesment adalah sejumlah uang (modal) yang ditanam (investasi) untuk mendirikan sarana produksi (pabrik) dan untuk mengoperasikannya. *Capital Invesment* dibagi menjadi dua bagian utama, yaitu *fixed capital investment* dan *woeking capital investment*.

a. *Fixed Capital Invesment* (Modal tetap)

Fixed Capital Invesment adalah modal tetap yang diperlukan untuk pemelian alat, pemasangan alat, biaya listrik, tanah, pembangunan, tanah dan bangunan sampai pendirian pabrik yang siap untuk berproduksi, serta fasilitas-fasilitas pabrik lainnya secara fisik.

Tabel 6. 4 *Physical Plant Cost* (PPC)

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment cost</i>	\$ 19.123.944	Rp 315.040.601.400
<i>Instalasi cost</i>	\$ 8.223.296	Rp 135.467.458.602
Pemipaan	\$ 12.621.803	Rp 207.926.796.924
Instrumentasi	\$ 5.737.183	Rp 94.512.180.420
Isolasi	\$ 1.529.915	Rp 25.203.248.112

Tabel 6. 5 *Physical Plant Cost (PPC)* (lanjutan)

Listrik	\$ 2.390.493	Rp 39.380.075.175
Bangunan	\$ 33.270.768	Rp 548.090.000.000
Tanah dan pembuatan jalan	\$ 14.418.601	Rp 237.526.560.140
Utilitas	\$ 7.647.944	Rp 125.989.326.375
Total	\$ 104.963.951	Rp 1.729.136.247.148

Tabel 6. 6 *Direct Plant Cost (DPC)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	\$ 104.963.951	Rp 1.729.136.247.148
<i>Engineering and Constrution</i>	\$ 20.992.790	Rp 345.827.249.430
Total	\$ 125.956.741	Rp 2.074.963.496.578

Tabel 6. 7 *Fixed Capital Invesment (FCI)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost</i>	\$ 125.956.742	Rp 2.074.963.496.578
<i>Cotractor's fee</i>	\$ 7.557.404	Rp 124.497.809.795
<i>Contingency</i>	\$ 25.191.348	Rp 414.992.699.316
<i>Enviromental cost</i>	\$ 3.824.789	Rp 63.008.120.280
<i>Plant Start Up</i>	\$ 755.740	Rp 12.449.780.979
Total	\$ 163.286.024	Rp 2.689.911.906.948

a. *Working Capital Invesment* (Modal Kerja)

Working capital atau modal kerja merupakan modal yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau produksi dari suatu pabrik dalam jangka waktu tertentu.

Tabel 6. 8 *Working Capital Investment* (WCI)

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Inventory</i>	\$ 1.839.744,73	Rp 30.307.255.540
<i>In Process Inventory</i>	\$ 70.153,48	Rp 1.155.681.729
<i>Product Inventory</i>	\$ 7.215.786,26	Rp 118.870.120.781
<i>Extended Cedit</i>	\$ 13.792.519,87	Rp 227.212.731.139
<i>Available Cash</i>	\$ 14.431.572,51	Rp 237.740.241.562
Total	\$ 37.349.776,84	Rp 615.286.030.751

6.3.2 *Manufacturing Cost* (Biaya Produksi)

a. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah biaya produksi yang langsung berhubungan dengan proses produksi, sehingga besar kecilnya biaya ini sangat dipengaruhi langsung oleh kapasitas produksi.

Tabel 6. 9 *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Harga Bahan Baku	\$ 88.307.746	Rp 1.454.748.265
Tenaga Kerja	\$ 1.849.866	Rp 30.474.000.000
<i>Supervisor</i>	\$ 184.986	Rp 3.047.400.000
<i>Maintenance</i>	\$ 10.613.591	Rp 174.844.273.951
<i>Plant Supplies</i>	\$ 1.592.038	Rp 26.226.641.092
<i>Royalties and Patents</i>	\$ 9.930.614	Rp 163.593.166.420
<i>Utilities</i>	\$ 6.640.379	Rp 109.391.084.548
Total	\$ 119.119.224	Rp 1.962.324.831.912

a. *Indirect Manufacturing Cost* (IMC, Biaya produksi tidak langsung)

Indirect Manufacturing Cost adalah biaya produksi yang masih dipengaruhi oleh kapasitas produksi akan tetapi tidak memberikan pengaruh langsung terhadap proses produksi.

Tabel 6. 10 *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	\$ 369.973	Rp 6.094.800.000
<i>Laboratory</i>	\$ 369.973	Rp 6.094.800.000
<i>Plant Overhead</i>	\$ 1.109.919	Rp 18.284.400.000
<i>Packing and Shipping</i>	\$ 16.551.023	Rp 272.655.277.366
Total	\$ 18.400.890	Rp 303.129.277.367

b. *Fixed Manufacturing Cost* (FC, Biaya produksi tetap)

Fixed Manufacturing Cost adalah biaya produksi yang tidak tergantung dari kapasitas produksi aktual pabrik, sepanjang tahun pengeluaran ini tetap baik pabrik pada kapasitas penuh maupun saat pabrik dalam keadaan tidak berproduksi.

Tabel 6. 11 *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	\$ 16.328.602,38	Rp 268.991.190.695
<i>Property Taxes</i>	\$ 3.265.720,48	Rp 53.798.238.139
<i>Insurance</i>	\$ 1.632.860,24	Rp 26.899.119.069
Total	\$ 21.227.183,09	Rp 349.688.547.903

c. *Total Manufacturing Cost*

Tabel 6. 12 *Total Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	\$ 119.119.224	Rp 1.962.324.831.912
<i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	\$ 18.400.890	Rp 303.129.277.367
<i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	\$ 21.227.183	Rp 349.688.547.903
Total	\$ 158.747.297	Rp 2.615.142.657.182

6.3.3 General Expanse (Pengeluaran Umum)

General Expanse atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

Tabel 6. 13 *General Expanse*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Administration</i>	\$ 11.374.704,49	Rp 187.382.559.431
<i>Sales Expanse</i>	\$ 31.749.459,53	Rp 523.028.531.436
<i>Research</i>	\$ 12.699.783,81	Rp 209.211.412.575
<i>Finance</i>	\$ 38.355.430,72	Rp 631.852.790.630
Total	\$ 94.179.378,55	Rp 1.551.475.294.073

6.4 Analisis Kelayakan

Evaluasi kelayakan bertujuan untuk menentukan apakah proyek pendirian pabrik etilbenzene 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.

Dari hasil perhitungan, diperoleh:

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

- ROI sebelum pajak: 47,83%
- ROI setelah pajak: 33,48%

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 47,83% sebelum pajak dan 33,48% 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.

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

Hasil evaluasi menunjukkan:

- POT sebelum pajak: 1,73 tahun
- POT setelah pajak: 2,30 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. 14 *Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depresiasi</i>	\$ 16.328.602	Rp 268.991.190.695
<i>Property Taxes</i>	\$ 3.265.720	Rp 53.798.238.139
<i>Asuransi</i>	\$ 1.632.860	Rp 26.899.119.069
Total	\$ 21.227.183	Rp 349.688.547.903

Tabel 6. 15 *Annual Regulated Expenses (Ra)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Gaji karyawan	\$ 1.849.866	Rp 30.474.000.000
<i>Payroll overhead</i>	\$ 369.973	Rp 6.094.800.000
<i>Supervision</i>	\$ 184.986	Rp 3.047.400.000
Laboratorium	\$ 369.973	Rp 6.094.800.000
<i>General expense</i>	\$ 94.179.378	Rp 1.551.475.297.339
<i>Maintenance</i>	\$ 10.613.591	Rp 174.844.273.952
<i>Plant supplies</i>	\$ 1.592.038	Rp 26.226.641.093
Total	\$ 109.159.808	Rp 1.798.257.212.383

Tabel 6. 16 *Annual Variable Value (Va)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw material</i>	\$ 88.307.747	Rp 1.454.748.274.543
<i>Packaging and shipping</i>	\$ 16.551.023	Rp 272.655.277.367
<i>Utilitas</i>	\$ 6.640.379	Rp 109.391.084.548
<i>Royalty & patent</i>	\$ 9.930.614	Rp 163.593.166.420
Total	\$ 121.429.764	Rp 2.000.387.802.878

Tabel 6. 17 *Annual Sales Value (Sa)*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Annual Sales Value (Sa)</i>	\$ 331.020.476	Rp 5.453.105.547.336
Total	\$ 331.020.476	Rp 5.453.105.547.336

Nilai BEP proyek ini sebesar 41%, yang masih dalam rentang ideal untuk pabrik kimia yaitu 40%–60%. Ini berarti pabrik masih dapat menutupi seluruh biaya operasionalnya bahkan jika hanya memproduksi 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.

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

Dari analisis diperoleh:

a) $SDP = 25\%$

Menurut Aries & Newton, nilai SDP ideal untuk pabrik kimia berada dalam kisaran 20%–30%. Nilai SDP sebesar 25% 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.

$$(FCI + WCI)(1 + i)^n = \sum_{j=1}^n CF(1 + i)^{n-1} + (WC + SV)$$

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:

b) $DCFRR = 54\%$

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:

$$DCFRR_{minimum} = 1,5 \times 5,75\% = 8,63\%$$

$$DCFRR > DCFRR_{minimum}$$

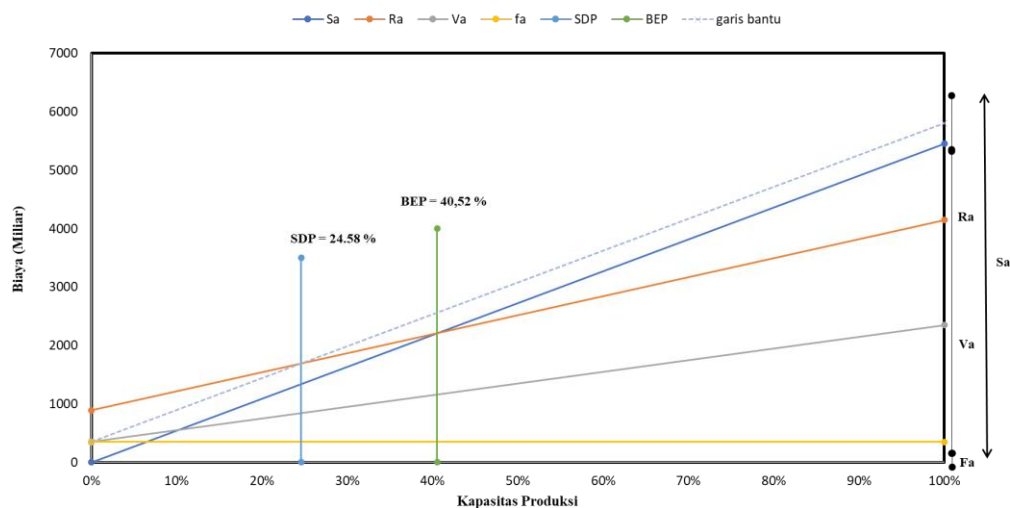
$$54\% > 8,63\%$$

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

f. 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

6.5 Analisis Resiko

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. 18 Parameter analisis resiko pabrik

No	Parameter Resiko	Deskripsi	Resiko	
			<i>Low</i>	<i>High</i>
1	Kondisi Operasi	Suhu operasi reaktor 300–350°C		✓
		Tekanan operasi 10–20 atm (pada reaktor dan penyimpanan etilena), rentan kebocoran/overpressure		✓

Tabel 6. 18 Parameter analisis resiko pabrik (lanjutan)

2	Jenis Bahan Baku dan Produk	Benzena (C_6H_6) : Cair aromatik sangat mudah terbakar (flash point rendah), menghasilkan uap mudah menyala, bersifat toksik/karsinogenik, berpotensi menimbulkan kebakaran besar dan paparan berbahaya jika terjadi tumpahan atau kebocoran.		✓
		Etilena (C_2H_4) : Gas sangat mudah terbakar (flammable range 2.7–36% di udara), tekanan tinggi, berpotensi menyebabkan ledakan jika terjadi kebocoran gas bertekanan.		✓
		Etilbenzena (C_8H_{10}) : Cair aromatik mudah terbakar, menghasilkan uap mudah menyala namun toksisitasnya lebih rendah daripada benzena; risiko utama berasal dari potensi kebakaran pada area penyimpanan atau kebocoran uap.	✓	

Tabel 6. 18 Parameter analisis resiko pabrik (lanjutan)

		Dietilbenzena (DEB) : Cair aromatik mudah terbakar, menghasilkan uap yang dapat menyala; risiko utama bersifat operasional (akumulasi dalam recycle) namun bahaya intrinsik lebih rendah dibanding etilena/benzena.	✓	
		Katalis ZSM-5 (zeolit) : Bahan padat tidak mudah terbakar, tidak korosif, dan tidak bersifat toksik akut, serta ramah lingkungan	✓	
3	Regulasi pemerintah lingkungan dan K3	PP No. 22 Tahun 2021 tentang Perlindungan & Pengelolaan Lingkungan Hidup Mengatur penilaian AMDAL, RKL-RPL, dan pengelolaan limbah B3	✓	
		Permenhub No. 20/2015 (penyimpanan dan pengangkutan LNG, relevan untuk handling gas mudah terbakar)		✓

Tabel 6. 18 Parameter analisis resiko pabrik (lanjutan)

4	Emisi & Limbah	Sistem pengolahan limbah dan refrigerant harus sesuai standar: emisi VOC, limbah B3 (bifenil), dan pengelolaan air limbah sebelum dibuang ke lau	✓	
5	Lokasi pabrik	Pabrik direncanakan di Cilegon, Banten, dekat laut untuk memudahkan akses bahan baku impor dan ekspor hasil produksi	✓	
6	Asal bahan baku	Etilena dipasok dari Chandra Asri melalui jalur pipa bertekanan yang stabil dan berkelanjutan sebagai sumber bahan baku utama.	✓	
		Benzena diperoleh dari Pertamina RU IV sebagai bahan baku cair yang tersedia secara kontinu dan mudah dipasok.	✓	

Berdasarkan hasil penilaian, maka secara keseluruhan pabrik ini dikategorikan sebagai *low risk*. Artinya, dengan menerapkan prosedur pengendalian dan system keselamatan yang tepat, operasional pabrik dapat berjalan dengan aman dan terkendali.

BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perancangan Pabrik Etilbenzene dari Benzena dan Etilena dengan kapasitas 220.000 ton/tahun, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

- 1) Pendirian pabrik ini bertujuan untuk memperkuat struktur dan daya saing industri petrokimia nasional, mengurangi ketergantungan terhadap impor bahan baku stirena, serta menciptakan lapangan pekerjaan dan meningkatkan nilai tambah sumber daya domestik melalui pengembangan sektor hilir petrokimia yang efisien dan berkelanjutan..
- 2) Pabrik direncanakan didirikan di Kawasan Industri Cilegon, Provinsi Banten, dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku utama (benzena dari PT Pertamina RU IV Cilacap dan etilena dari PT Chandra Asri Petrochemical, dukungan utilitas yang memadai, akses transportasi yang baik, serta kedekatan dengan konsumen utama yaitu PT Styrimo Mono Indonesia.
- 3) Proses utama menggunakan reaksi alkilasi benzena dengan etilena menggunakan katalis zeolit ZSM-5 dalam reaktor *fixed bed multitube* pada suhu 300 - 350°C dan tekanan 20 atm. Proses ini menghasilkan produk etilbenzena berkualitas tinggi ($\geq 99,99\%$), bersifat efisien, aman, dan ramah lingkungan.
- 4) Hasil analisis kelayakan ekonomi menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan, dengan hasil utama sebagai berikut:

a) *Return on Investment (ROI)*

- ROI sebelum pajak : 47,83%
- ROI setelah pajak : 33,48%

Di atas batas minimum 11% untuk investasi pabrik *resiko tinggi*.

b) *Pay Out Time (POT)*

- POT sebelum pajak : 1,73 tahun
- POT setelah pajak : 2,30 tahun

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

c) *Break Even Point (BEP)* : 41%

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

d) *Shut Down Point (SDP)* : 25%

e) *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)* : 54%

- 5) Berdasarkan parameter-parameter kelayakan di atas, maka dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik etilbenzene dari etilen dn benzene dengan kapasitas 220.000 ton/tahun ini layak didirikan, baik dari aspek teknis, ekonomi, maupun lingkungan.

7.2 Saran

Perancangan Suatu pabrik kimia memerlukan pemahaman terhadap konsep dasar yang mendukung kelayakan pendirian pabrik. Beberapa saran yang dapat diberikan, yaitu

- 1) Perlu dilakukan optimasi dalam pemilihan alat utama, alat penunjang serta bahan baku untuk meningkatkan efisiensi proses dan memaksimalkan keuntungan secara teknis dan ekonomis.

- 2) Setiap kegiatan produksi harus memiliki SOP yang jelas, didukung tenaga kerja terlatih, serta dilaksanakan pemeliharaan dan evaluasi rutin untuk menjaga efisiensi dan keberlanjutan operasi pabrik.
- 3) Aspek keselamatan kerja dan perlindungan lingkungan harus menjadi prioritas dengan penerapan sistem keamanan, pengendalian limbah, serta teknologi ramah lingkungan sesuai ketentuan K3 dan AMDAL.

DAFTAR PUSTAKA

- Al-Kinany, M. C., Alshihri, S., Al-Drees, S. A., Alghilan, E. A., Aldrees, S. D., Almalahi, K. M., Almousa, N. H., Alotaibi, F. M., Al-Rashed, Y. I., & Alshehri, F. A. (2020). Catalysis in Alkylation of Benzene With Ethene and Propene to Produce Ethylbenzene and Isopropylbenzene. *IGI Global*, 1–47.
<https://doi.org/https://doi.org/10.4018/978-1-5225-8033-1.CH001>
- 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.
- Bhagya, T. G., Yasmadi, B., Yulianti, D., Prakarsa, G., & Anggraito, H. (2024). Study of Downstream Analysis of Strategic Investment in Petroleum Commodities In Increasing the Value of Indonesian Petroleum Products. *Jurnal Sain Dan Teknik*, 6(2), 163–171.
<https://doi.org/https://doi.org/10.37577/sainteks.v6i02.825>
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process Equipment Design*. John Wiley & Sons.
- Chen, F., Guohao, Z., Xiaoyi, W., Zhang, Y., Liang, Z., Cao, L., Jinsen, G., Chunming, X., Xiangqi, L., & Xuhui, G. (2021). High value utilization of inferior diesel for BTX production: Mechanisms, catalysts, conditions and challenges. *Applied Catalysis A-General*.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/J.APCATA.2021.118095>
- Coulson, J. ., & Richardson, J. . (2002). *CHEMICAL ENGINEERING* (5th ed., Vol.

2). Laserwords Private Limited. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-101097-6.00006-7>

Dauylbek, A. A., Nakyp, A. M., Nakypova, S. M., Zharassova, Z. M., & Niyazbek, A. A. (2023). Promising technologies of styrene production. *Chemistry and Chemical Technology Journal*, 2, 40–48. <https://doi.org/https://doi.org/10.52081/chchtj.2023.v02.i2.010>

Gupta, R., Uslu, H., & Majumder, S. (2022). An Effective Analysis on the Production of Styrene from Dehydrogenation of Ethylbenzene. *Chemical Engineering & Technology*, 45(5), 817–823. <https://doi.org/https://doi.org/10.1002/ceat.202100577>

Haryadi, H., Astuti, W. T. R., 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*. <https://doi.org/https://doi.org/10.22146/jrekpros.84499>

Kern, D. Q. (1983). Process Heat Transfer. In *Process, Enhanced, and Multiphase Heat Transfer*. McGraw-Hill International Book Company. <https://doi.org/10.1615/978-1-56700-079-5.82>

Pai, S. M., Das, R. K., Kumar, S. A. K., Kumar, L., Karemore, A. L., & Newalkar, B. L. (2021). *Emerging Trends in Solid Acid Catalyst Alkylation Processes* (pp. 109–148). Springer, Cham. https://doi.org/https://doi.org/10.1007/978-3-030-65021-6_4

Perry, R. H., & Green, D. W. (1984). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (R. H. Perry & D. W. Green (eds.); 8th ed.). McGraw-Hill Company.

<https://doi.org/10.1036/0071422943>

- Shavaleev, D. A., Pavlov, M. L., Basimova, R. A., Sadovnikov, A. A., Sudin, V. V., Smirnova, E. M., Demikhova, N. R., Grigor'ev, Y. V., Maksimov, A. L., & Naranov, E. R. (2020). Synthesis of Modified Catalyst for Liquid Phase Alkylation of Benzene with Ethylene. *Petroleum Chemistry*, 60(9), 1073–1079. <https://doi.org/https://doi.org/10.1134/S0965544120090182>
- Shen, Q., Shang, L., Liu, S., Song, X., Yu, W., Liu, Y., Sun, N., & Wei, W. (2023). Carbon emissions and low-carbon development in Olefin industry. *Environmental Research*. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.envres.2023.117841>
- Sitnik, P. V., & Kolycheva, V. B. (2023). Comparative analysis of industrial ethane pyrolysis methods for the ethylene production. 30(8), 40–48. <https://doi.org/https://doi.org/10.18411/sdntp-05-2023-10>
- Smith, J. M. (Joseph M., Van Ness, H. C. (Hendrick C. ., Abbott, M. M., & Swihart, M. T. (Mark T. (2018). Phase Equilibrium : Introduction. In *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*.
- Tullo, A. (2024). China's aromatics building boom. <https://doi.org/https://doi.org/10.1021/cen-10208-feature2>
- Von, E. (2024). Brief Literature Review on Ethylene. *Academic Journal of Science and Technology*, 12(2), 196–198. <https://doi.org/https://doi.org/10.54097/jyax2w82>
- Wu, Y. (2024). Comprehensive Analysis of Benzene: Synthesis, Applications, and Environmental Impacts. *Highlights in Science Engineering and Technology*,

83, 181–187. <https://doi.org/https://doi.org/10.54097/5z3hze71>

Yang, Y., Hou, Y., Chen, Z., Wang, H., Wang, Y., Liu, B., Dong, Z., Gao, J., Wei, R., & Qian, W. (2019). Enhanced production of aromatics from propane with a temperature-shifting two-stage fluidized bed reactor. *RSC Advances*, 9(45), 26532–26536. <https://doi.org/https://doi.org/10.1039/C9RA05420K>

Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook* (p. 770).

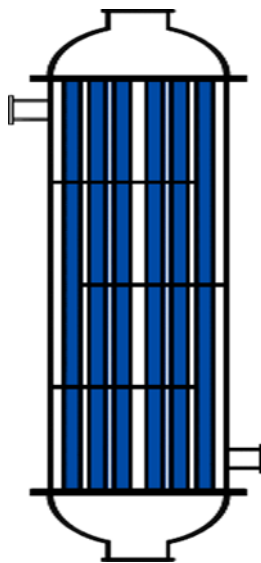
Zhai, Y., Chen, J., Wang, Y., Luo, Y., & Shu, X. (2021). Effect of H₂SiF₆ modification of IM-5 on catalytic performance in benzene alkylation with ethylene. *RSC Advances*, 11(30), 18288–18298. <https://doi.org/https://doi.org/10.1039/D1RA02427B>

Zhang, H. ., Ma, L., Li, J.-L., Zhang, J.-T., Liu, M., Zhao, J.-Y., & Zhao, L. (2020). Numerical Simulation of Reaction Mechanism of Ethane Pyrolysis to Form Benzene and Styrene. *Iranian Journal of Chemistry & Chemical Engineering-International English Edition*, 39(6), 9–18. <https://doi.org/https://doi.org/10.30492/IJCCE.2019.36136>

LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR

PERHITUNGAN REAKTOR (R-01)

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi alkilasi benzene dengan etilen menjadi etilbenzena dengan bantuan katalis ZSM-5
Kondisi Operasi	: Suhu = 300°C Tekanan = 20 atm Konversi reaksi 1 = 83% dan Konversi reaksi 2 = 100% Reaksi Eksotermis
Bahan Material	: <i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Gambar Reaktor	:



Gambar 1. Desain reaktor *fixed bed*

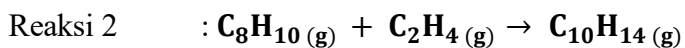
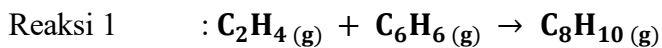
Neraca Massa Reaktor

Berikut merupakan neraca massa proses alkilasi di dalam reaktor

Tabel 1. Neraca massa di reaktor (R-01)

Komponen	Masuk	Masuk	Keluar	Keluar
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)
C₆H₆	68304,8	874,4	55073,8	705,0
C₂H₄	6914,7	246,5	0,0	0,0
C₈H₁₀	23727,0	223,5	33523,6	315,8
C₁₀H₁₄	0,1	0,0	10349,3	77,1
C₂H₆	167,3	5,6	167,3	5,6
CH₄	33,5	2,1	33,5	2,1
Subtotal	99147,5	1352,1	99147,5	1105,6
Total	99147,5	1352,1	99147,5	1105,6

Reaksi yang Terjadi di Dalam Reaktor



1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Reaksi berlangsung pada fase gas dengan katalis padat.
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
- Perawatan, perbaikan, dan operasional mudah.
- Multitube* membantu mengurangi risiko *hotspot* (zona dengan suhu sangat tinggi) di dalam reaktor yang dapat merusak katalis atau menyebabkan pembentukan produk samping.
- 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 Berat Molekul (BM) Campuran

Tabel 2 Berat molekul campuran reaktor (R-01)

Komponen	BM (kg/kmol)	y_i	BM Campuran (kg/kmol)
C_6H_6	78	0,6	50,5
C_2H_4	28	0,2	5,1
C_8H_{10}	106	0,2	17,5
$C_{10}H_{14}$	134	0,0	0,0
C_2H_6	30	0,0	0,1
CH_4	16	0,0	0,0
Total	393	1	73,3

Keterangan

BM : Berat molekul komponen i (kg/kmol)

y_i : Fraksi mol komponen i

b) Menentukan Faktor Kompresibilitas (Z) Umpan Reaktor

Tabel 3. Critical Properties

Komponen	BM	y_i	Pc (bar)	Pc (atm)	Tc (K)
C_6H_6	78	0,6	49,0	48,31	562,1
C_2H_4	28	0,2	50,4	49,8	282,3
C_8H_{10}	106	0,2	36,2	35,7	617,3
$C_{10}H_{14}$	134	0,0	28,8	28,4	668,0
C_2H_6	30	0,0	48,7	48,1	305,3
CH_4	16	0,0	46,0	45,4	190,6
Total		1	1	255,6	2625,5

- Lanjutan Tabel 3

ω	BM.yi	Pc.yi	Tc.yi	$\omega.yi$
0,2	50,5	31,2	363,5	0,1
0,1	5,1	9,1	51,5	0,0
0,3	17,5	5,9	102,0	0,1
0,3	0,0	0,0	0,0	0,0
0,1	0,1	0,2	1,3	0,0
0,0	0,0	0,1	0,3	0,0
1,1	73,3	46,48	518,554	0,2

Tc Umpan	518,55365 K
Pc Umpan	46,48064 atm
Tr (T/Tc)	1,10267 K
Pr (P/Pc)	0,43029 atm
Pr/Tr	0,39022 atm/K

untuk menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan

$$B^0 = \frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega B^1 \quad B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}} \quad Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c} \right) \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^0 \frac{Pr}{Tr} \quad B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}$$

(Smith et al., 2018)

Tabel 4. Menghitung Z dengan persamaan koefisien virial gas

Komponen	yi	Tr (K)	Tc (K)	Pr (atm)	Pc (atm)
C ₆ H ₆	0,6	1,0	562,1	0,4	48,3
C ₂ H ₄	0,2	2,0	282,3	0,4	49,8
C ₈ H ₁₀	0,2	0,9	617,3	0,6	35,7
C ₁₀ H ₁₄	0,0	0,9	668,0	0,7	28,4
C ₂ H ₆	0,0	1,9	305,3	0,4	48,1
CH ₄	0,0	3,0	190,6	0,4	45,4
Total	1,0	9,7	2625,5	2,9	255,6

B0	B1	BPc/RTc	Pr/Tr	Z	Z.yi
-0,3	0,0	-0,3	0,4	0,9	0,6
-0,1	0,1	0,0	0,2	1,0	0,2
-0,4	-0,1	-0,4	0,6	0,7	0,1
-0,5	-0,2	-0,5	0,8	0,6	0,0
-0,1	0,1	-0,1	0,2	1,0	0,0
0,0	0,1	0,0	0,1	1,0	0,0
-1,3	0,1	-1,4	2,4	5,2	0,8687

Jadi, Faktor Kompresibilitas (Z) Umpan Reaktornya adalah 0,8687

c) Menentukan Densitas Umpan Gas (ρ_{gas})

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} = 34,75 \text{ kg/m}^3$$

Keterangan :

P = Tekanan (20 atm)

BM = Berat Molekul Total

R = Konstanta Gas (0,082 m³.atm/Kmol.K)

T = Suhu (571,79 K)

Z = faktor kompresibilitas

d) Menentukan Volume Gas Masuk Reaktor

$$Vg = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P} = 4183,7 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,16 \text{ m}^3/\text{s}$$

Keterangan :

Vg = Laju Alir Volumetrik

n = Mol Umpan

R = Konstanta Gas (0,082 m³.atm/Kmol.K)

P = Tekanan (20 atm)

T = Suhu (571,79 K)

Z = faktor kompresibilitas

e) Menentukan Viskositas Umpan (μ)

Data sifat viskositas gas masing-masing komponen diperoleh dari buku *Chemical Engineering Properties* (Yaws, 1999). Perhitungan dilakukan dengan menggunakan persamaan :

$$\mu = A + BT + CT^2$$

Keterangan :

μ = Viskositas gas (μP),

T = Temperatur (K),

A,B,C = Konstanta

Tabel 5. Viskositas gas

Komponen	A	B	C	yi	BMi gr/mol
C₆H₆	-0,151	2,57E-01	-8,98E-06	0,7898	78,1136
C₂H₄	-3,985	3,87E-01	-1,12E-04	0,1502	28,0538
C₈H₁₀	-4,267	2,47E-01	-5,43E-05	0,0570	106,1674
C₁₀H₁₄	11,39	1,74E-01	-1,67E-05	0,0000	134,2212
C₂H₆	0,514	3,34E-01	-7,11E-05	0,0014	30,0696
CH₄	3,844	4,01E-01	-1,43E-04	0,0016	16,0428
Total	7,345	1,80153	-0,00040	1,0000	392,6684

μ_i (μP)	μ_i (cP)	$\mu_i \cdot y_i \cdot BM_i^{0.5}$	$y_i \cdot BM_i^{0.5}$
143,8979	0,0144	0,0823	5,7160
180,7409	0,0181	0,0175	0,9656
119,4243	0,0119	0,0203	1,7032
105,5507	0,0106	0,0000	0,0000
168,5363	0,0169	0,0004	0,0226
186,4381	0,0186	0,0001	0,0062
904,5882	0,0905	0,1205	8,4135

Untuk menghitung viskositas campuran, digunakan persamaan (Perry & Green, 1984):

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{\sum \mu_i \cdot y_i \cdot BM_i^{0.5}}{\sum y_i \cdot BM_i^{0.5}}$$

Dari hasil perhitungan, diperoleh bahwa viskositas campuran gas adalah sebesar **0,01550 cP**

f) Menghitung Konduktivitas Umpan

Berdasarkan buku Chemical Properties Handbook (Yaws, 1999) nilai konduktivitas dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut.

$$k_{\text{gas}} = A + B + C T^2$$

Keterangan :

k = Konduktivitas panas (W/(m.K))

A, B, dan C = Koefisien regresi dari komponen kimia

T = Suhu (K)

Table 6. Data koefisien komponen kimia

Komponen	A	B	C
C₆H₆	-0,00565	3,45E-05	6,93E-08
C₂H₄	-0,00123	3,62E-05	1,25E-07
C₈H₁₀	-0,00797	4,06E-05	6,73E-08
C₁₀H₁₄	-0,01075	6,08E-05	2,46E-08
C₂H₆	-0,01936	1,25E-04	3,83E-08
CH₄	-0,00935	1,40E-04	3,32E-08
Total	-0,05431	4,38E-04	3,57E-07

Dari data tersebut maka konduktivitas gas campuran (k_{gas}) dapat dihitung sebagai berikut.

Tabel 7. Perhitungan konduktivitas gas campuran

Komponen	y_i	k_{gas} (W/m.K)	$y_i.k_{\text{gas}}$ (W/m.K)
C₆H₆	0,6	0,0367	2,38E-02
C₂H₄	0,2	0,0602	1,10E-02
C₈H₁₀	0,2	0,0372	6,15E-03
C₁₀H₁₄	0,0	0,0320	2,31E-08
C₂H₆	0,0	0,0649	2,67E-04
CH₄	0,0	0,0817	1,26E-04
Total	1,0	0,3128	0,0413

Jadi, konduktivitas gas umpan campuran sebesar 0,0413 W/m.K

g) Menghitung Kapasitas Panas Gas Umpan (C_p campuran)

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 (kJ/kmol.K)

A, B, dan C = Koefisien regresi dari komponen kimia

T = Suhu (K)

Table 8. Data koefisien komponen kimia

Komponen	A	B	C	D	E
C_6H_6	-31,368	4,75E-01	-3,11E-04	8,52E-08	-5,05E-12
C_2H_4	32,083	-1,48E-02	2,48E-04	-2,38E-07	6,83E-11
C_8H_{10}	-20,527	5,96E-01	-3,08E-04	3,56E-08	1,24E-11
$C_{10}H_{14}$	34,267	5,36E-01	-5,92E-06	-2,34E-07	8,75E-11
C_2H_6	28,146	4,34E-02	1,89E-04	-1,91E-07	5,33E-11
CH_4	34,942	-4,00E-02	1,92E-04	-1,53E-07	3,93E-14
Total	77,543	1,59E+00	3,26E-06	-6,95E-07	2,17E-10

Dari data tersebut maka kapasitas gas campuran (C_p) dapat dihitung sebagai berikut

Tabel 9. Perhitungan kapasitas gas campuran (C_p)

Komponen	y_i	C_p (kJ/kmol.K)	$y_i.C_p$ (kJ/kmol.K)
C_6H_6	0,6	153,6	99,34
C_2H_4	0,2	67,5	12,30
C_8H_{10}	0,2	227,3	37,57
$C_{10}H_{14}$	0,0	304,3	0,00
C_2H_6	0,0	85,0	0,35
CH_4	0,0	46,2	0,07
Total	1	884	149,62

Jadi, kapasitas gas campuran ($C_{p\text{ mix}}$) sebesar 153,29 kJ/kmol.K

3. *Mechanical Design Reaktor*

1. Menentukan Ukuran Tube

Pemilihan dimensi tube pada reaktor multitube didasarkan pada pertimbangan aspek perpindahan panas serta pengaruh rasio antara diameter partikel katalis terhadap diameter tube (D_p/D_t). Menurut (Smith et al., 2018), nilai rasio D_p/D_t berpengaruh signifikan terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi partikel katalis.

Pada perancangan ini dipilih nilai rasio h_w/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. Pada Tabel 10. Dipilih ratio D_p/D_t sebesar 0,15 dan h_w/h nya sebesar 7,80.

Table 10. Ratio D_p/D_t dan h_w/h

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
h_w/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Dimana :

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Berdasarkan hasil perhitungan, dipilih ukuran pipa standar yang dapat memberikan koefisien perpindahan panas yang optimal. Mengacu pada **Tabel 11 *Dimensions of Steel Pipe*, hal 844** (Kern, 1983), spesifikasi pipa yang digunakan adalah sebagai berikut :

Nominal pipe size	: 0,75 in
Outside diameter (OD)	: 1,05 in
Schedule number	: 40
Inside diameter (ID)	: 0,824 in
Flow area per pipe	: 0,534 in ²
Surface per lin ft	: Outside = 0,275 ft ² /ft Inside = 0,216 ft ² /ft
Weight per lin ft	: 1,13 lb steel

2. Mencari Panjang tube

Panjang tube dalam reaktor multitube ditentukan berdasarkan hubungan antara laju alir volumetrik (Q), waktu tinggal (t), dan luas penampang alir tube (A). Persamaan yang digunakan adalah:

$$L = \frac{Q \cdot t}{A} = 2,8 \text{ m}$$

Keterangan :

L = panjang tube (m),

Q = laju alir volumetrik (m³/s),

t = waktu tinggal fluida di dalam tube (s),

A = luas penampang tube (m²)

3. Menghitung Jumlah Tube (N_t)

Bilangan Reynolds (Re) digunakan untuk menentukan karakteristik aliran fluida di dalam tube, apakah bersifat laminar atau turbulen. Persamaan yang digunakan adalah:

$$Re = \frac{Gt \times ID}{\mu}$$

Keterangan :

Re = bilangan Reynolds,

Gt = kecepatan massa fluida (kg/m²·jam)

ID = diameter dalam tube (m),

μ = viskositas fluida (kg/m·s).

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh nilai $Re = 991066,98$, yang menunjukkan bahwa aliran berada pada kondisi turbulen karena nilai $Re > 4000$. Aliran turbulen dipilih dalam desain reaktor multitube karena memiliki kemampuan perpindahan panas yang lebih baik dibandingkan aliran laminar.

Selain itu, semakin kecil diameter tube maka kecepatan alir fluida meningkat, yang selanjutnya memperbesar nilai bilangan Reynolds. Dengan demikian, perpindahan panas di sepanjang tube dapat berlangsung lebih efektif, sehingga mendukung efisiensi proses reaksi dalam reaktor multitube.

Jumlah tube (N_t) pada reaktor multitube ditentukan berdasarkan perbandingan antara laju alir massa total fluida yang harus dialirkan ke dalam reaktor dengan laju alir massa yang dapat dilewatkan oleh satu tube. Hubungan tersebut dapat dituliskan sebagai berikut:

$$N_t = \frac{\dot{m}_{total}}{\dot{m}_{tube}} = \frac{99147 \text{ kg/jam}}{619 \text{ kg/jam}} = 160 \text{ tube}$$

Keterangan :

$\dot{m}_{total}$ = laju alir massa total fluida (kg/jam),

$\dot{m}_{tube}$ = laju alir massa dalam satu tube (kg/jam).

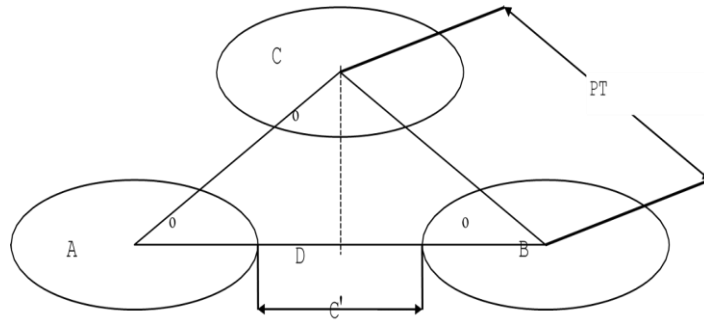
Pemilihan jumlah tube sebanyak 160 buah didasarkan pada keseimbangan antara kapasitas aliran dan nilai bilangan Reynolds. Semakin banyak jumlah tube, laju alir massa per tube menurun sehingga Re cenderung lebih kecil, sedangkan jumlah tube yang terlalu sedikit meningkatkan Re. Dengan 160 tube, aliran tetap turbulen ($Re > 4000$), sehingga perpindahan panas optimal dan reaksi berlangsung stabil.

4. Menentukan Diameter Dalam Reaktor (IDs)

Susunan tube pada alat penukar panas tipe multitube sangat berpengaruh terhadap kekuatan mekanis, kemudahan perawatan, serta efisiensi perpindahan panas. Pada perancangan ini digunakan susunan *triangular pitch*. Menurut (Kern, 1983), pola *triangular pitch* dipilih karena memberikan beberapa keuntungan, yaitu:

- a) Susunan *tube* lebih kokoh secara mekanis.
- b) Memudahkan perawatan dan pembersihan.
- c) Pola susunan ini menimbulkan turbulensi lebih tinggi pada fluida di dalam

shell, sehingga koefisien perpindahan panas konveksi (h_o) meningkat.



Gambar 1 Susunan pipa model *triangular pitch*

Untuk memperoleh nilai diameter reaktor (IDs), terlebih dahulu dilakukan perhitungan parameter geometri tube, yaitu jarak antar pusat pipa (*pitch tube*), jarak antar pipa (*clearance*), dan tebal pipa.

- *Pitch tube* (PT)

$$PT = 1,25 \times OD_t$$

$$PT = 1,25 \times 1,05 \text{ in} = 1,3125 \text{ in}$$

- *Clearance* (C')

$$C' = PT - OD_t$$

$$C' = 1,3125 \text{ in} - 1,05 \text{ in} = 0,2625 \text{ in}$$

- Tebal pipa

$$\text{Tebal Pipa} = \frac{OD \times ID}{2}$$

$$\text{Tebal Pipa} = \frac{1,05 \text{ in} \times 0,824 \text{ in}}{2} = 0,1130 \text{ in}$$

- Diameter Reaktor (IDs)

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot PT^2 \cdot 0,866}{\pi}} = 17,4399 \text{ in}$$

5. Menentukan Bahan Konstruksi

Material yang digunakan adalah *Carbon Steel SA 283 Grade C* dengan *allowable stress* sebesar 12.650 psi. Pemilihan material ini didasarkan pada

sifatnya yang ekonomis, mudah difabrikasi, tahan terhadap kondisi operasi, serta ketersediaannya yang luas di pasaran.

6. Menentukan Tebal Tube

Perhitungan tebal tube dilakukan menggunakan persamaan menurut (Brownell & Young, 1959):

$$TebalTube = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

Keterangan :

$P = Pressure\ design$: 352,703 psig

$r = Jari-jari$: 0,412 in

$f = Allowable\ Stress$: 12650 psi

$E = Well\ efficiency$: 0,85

$C = Corrosion\ allowance$: 0,125 in

Tebal *tube* yang dihitung : 0,1388 in

Tebal dinding standar yang dipilih : 0,1875 in

7. Menentukan Tebal Shell

Perhitungan tebal *shell* dilakukan menggunakan persamaan menurut (Brownell & Young, 1959):

$$ts = \frac{Pxr}{fxE - 0.6P} + c$$

Keterangan :

$P = Pressure\ design$: 352,703 psig

$r = Jari-jari$: 8,720 in

$f = Allowable\ Stress$: 12650 psi

$E = Well\ efficiency$: 0,85

$C = Corrosion\ allowance$: 0,125 in

Tebal *shell* yang dihitung : 0,4168 in

Tebal dinding standar yang dipilih : 0,4375 in

8. Menentukan Diameter Luar Reaktor (ODs)

Perhitungan diameter luar shell :

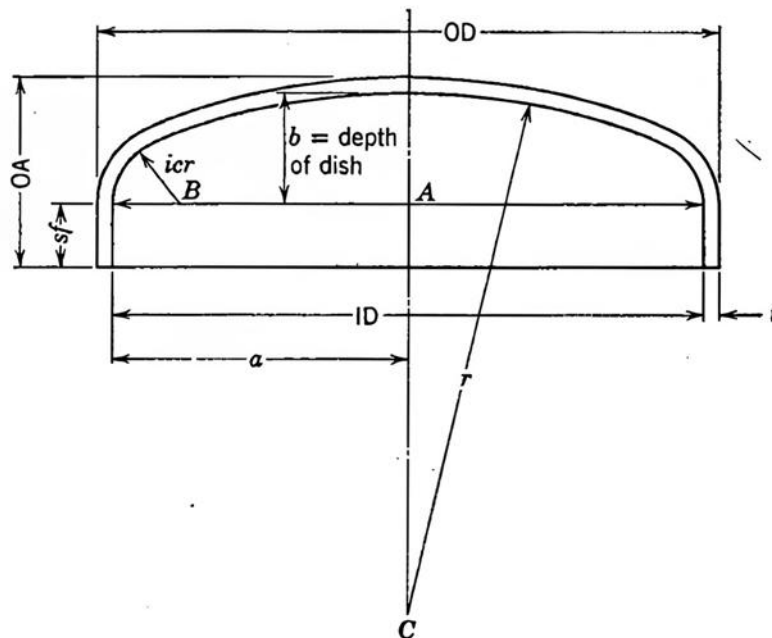
$$ODs = IDs + 2ts$$

$$ODs = 17,44 \text{ in} + 2 \times 0,4375 \text{ in} = 18,31 \text{ in}$$

Dipilih diameter luar standar = 20 in (Brownell & Young, 1959)

4. Menentukan Dimensi Head Reaktor

1. Menentukan Bentuk Head



Gambar 2 *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 & Richardson, 2002)

- Kesesuaian dengan Rentang Tekanan

Berdasarkan referensi dari (Brownell & 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 untuk head yaitu *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.
- 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*

Perhitungan tebal *head* dilakukan menggunakan persamaan menurut (Brownell & Young, 1959):

$$\text{Tebal head (th) reaktor} = \frac{P \times ID_s}{2f \times E - 0,2P} + C$$

Keterangan :

$P = \text{Pressure design}$	: 352,703 psig
$ID_s = \text{Diameter dalam shell}$	: 17,44 in
$f = \text{Allowable Stress}$	: 12650 psi
$E = \text{Well efficiency}$	: 0,85
$C = \text{Corrosion allowance}$	: 0,125 in
Tebal <i>head</i> yang dihitung	: 0,4120 in
Tebal dinding standar yang dipilih	: 0,4375 in

4. Menentukan Tinggi *Head*

Berdasarkan buku referensi oleh Brownell & Young, tinggi head reaktor dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$a = \frac{ID_s}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$$

$$AB = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = th + (r - \sqrt{((r - icr)^2 - (\frac{ID_s}{2} - icr)^2)}) + sf$$

Diketahui parameter sebagai berikut :

$$ID_s = 17,44 \text{ in}$$

$$th = 0,4375 \text{ in}$$

$$icr = 1,3125 \text{ in}$$

$$r = 18 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell (halaman 88), untuk $th = 0,4375 \text{ in}$, diperoleh sf dalam rentang $1,5 - 4,5 \text{ in}$. Dalam perancangan ini, dipilih nilai $sf = 2 \text{ in}$ untuk perhitungan lebih lanjut.. Hasil perhitungan tinggi head :

$$\text{Tinggi head} = th + b + sf = 5,4842 \text{ in} = 0,457 \text{ ft} = 0,139 \text{ m}$$

5. Menentukan Tinggi Total Reaktor

Tinggi total reaktor = panjang tube (Z) + (2 x tinggi *head* reaktor)

$$\text{Tinggi total reaktor} = 110,236 \text{ in} + (2 \times 5,4842 \text{ in})$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 121,20 \text{ in} = 3,07 \text{ m}$$

6. Menentukan Volume Reaktor

- Volume Head (VH)

Berdasarkan buku referensi Brownell & Young (halaman 88), volume head reaktor dihitung menggunakan Persamaan 5.11 sebagai berikut :

$$VH = 0,000049 \times ID_s^3$$

$$VH = 0,000049 \times (17,44 \text{ in})^3 = 0,2599 \text{ in}^3$$

- Volume Shell (VS)

$$VS = \pi/4 \times ID_s^2 \times Z$$

$$VS = \pi/4 \times (17,44 \text{ in})^2 \times 110,236 \text{ in} = 26319,6909 \text{ in}^3$$

- Volume Reaktor (VR)

$$VR = \text{Volume Head} + \text{Volume Shell}$$

$$VR = 0,2599 \text{ in}^3 + 26319,6909 \text{ in}^3 = 26320,2107 \text{ in}^3 = 0,4313 \text{ m}^3$$

5. Menentukan Kebutuhan Pendingin Reaktor

a) Menentukan $Q_{\text{pendingin}}$

Berikut merupakan neraca panas proses alkilasi etilbenzenedi dalam reaktor:

Tabel 11 Panas input reaktor

Komponen	Cp (kJ/kmol.K)	$\int Cp \, Dt$	Q (kJ/jam)
C₆H₆	153,6	42030,8	36752918,36
C₂H₄	67,5	18462,4	4550635,78
C₈H₁₀	227,3	62188,2	13898241,09
C₁₀H₁₄	304,3	83276,6	81,25
C₂H₆	85,0	23249,1	129390,31
CH₄	46,2	12645,6	26411,68
Total			55357678,47

Table 12 Panas output reactor

Komponen	Cp (kJ/kmol.K)	$\int Cp \, Dt$	Q (kJ/jam)
C₆H₆	153,9	42313,4	29832952,84
C₂H₄	67,6	18586,3	0,00
C₈H₁₀	227,7	62604,0	19767975,14
C₁₀H₁₄	304,8	83826,1	6463520,61
C₂H₆	85,1	23406,6	130266,94
CH₄	46,3	12719,3	26565,59
Total			56221281,12

Tabel 13 Panas H_f

Komponen	A	B	C	ΔH _f (kJ/kmol)
C ₆ H ₆	101,403	-0,072136	3,29E-05	70,858
C ₂ H ₄	63,053	-4,25E-02	2,29E-05	46,203
C ₈ H ₁₀	58,099	-0,11129	5,32E-05	11,784
C ₁₀ H ₁₄	17,102	-0,14198	6,89E-05	-41,637
C ₂ H ₆	-66,735	-0,069337	3,04E-05	-96,496
CH ₄	-63,425	-0,043355	1,72E-05	-82,617

Panas reaksi dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta H_R = \sum(n, \Delta H_f)_{PRODUK} - \sum(n, \Delta H_f)_{REAKTAN}$$

- Reaksi 1 = -17831,527 kJ/jam
- Reaksi 2 = -7681,65 kJ/jam
- ΔH_r total = -25513,18 kJ/jam

Table 14 Neraca panas reactor

Neraca Panas Total (kJ/jam)		
Keterangan	Input	Output
Q umpan	55357678,47	0
Q reaksi	-25513,17739	0
Q produk	0	56221281,12
Q loss	0	-8500,7193
SubTotal	55332165,29	56212780,4
Q pendingin	0	-880615,1088
Total	55332165,29	55332165,29

Dalam perhitungan neraca panas, prinsip utama yang digunakan adalah keseimbangan energi, yaitu:

$$Q_{input} = Q_{output}$$

Dari hasil perhitungan, diperoleh:

$$Q_{pendingin} = Q_{input} - Q_{output}$$

$$Q_{pendingin} = 880615,11 \text{ kJ/jam}$$

b) Menentukan Massa Pendingin Yang Dibutuhkan

Untuk menentukan jumlah panas yang diserap dalam proses pendinginan, dilakukan perhitungan berdasarkan data dari *Steam Table Calculator* pada situs *TLV Toolbox*.

Data Input :

- Jenis *Steam* : *Superheated Steam*
- Temperatur (T) : 30°C
- Tekanan (P) : 114,7 psi

Berdasarkan *steam table*, diperoleh nilai entalpi sebagai berikut:

Enthalpi Steam (ΔH) : 2.049,06 kJ/kg

Kapasitas Kalor (C_p) : 4,184 kJ/kg.°C

Diketahui kebutuhan energi pendingin total untuk proses ini adalah:

Q pendingin = 880615,11 kJ/jam

Jumlah panas yang diserap dapat dihitung menggunakan rumus

$$m_p = \frac{Q_P}{C_p \times \Delta T}$$

$$m_p = \frac{880615,11 \text{ kJ/jam}}{4,184 \text{ kJ/kg } ^\circ\text{C} (55 - 30) ^\circ\text{C}} = 8418,88 \text{ kg/jam}$$

6. 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.

$$\frac{\Delta P}{\Delta z} = \frac{G}{\rho \times g_c \times d_p} \left(\frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon^3} \right) \left(\frac{150 (1 - \epsilon) \mu}{d_p} + 1,75G \right)$$

Keterangan :

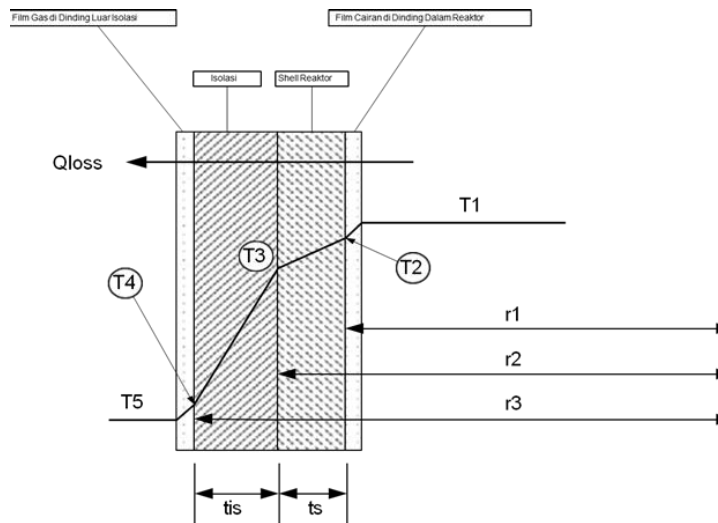
- P : Pressure/tekanan (Pa)
z : Panjang total bed (m)
 μ : Viskositas gas (mPa. s)
G : Kecepatan superfisial gas dalam tube = ρv (kg/m².s)
v : kecepatan superfisial = $\frac{\text{kecepatan volumetris}}{\text{luas penampang pipa}}$ (m/s)
dp : Diameter partikel katalis (mm) = 0,001 (m)
 ϵ : Fraksi volume rongga
(1- ϵ) : Fraksi volume padatan = $\frac{\text{volume padatan}}{\text{volume bed total}}$
 ρ : Densitas gas (kg/m³)

Berdasarkan persamaan di atas, data fisis komponen yang telah dihitung, dan data katalis, maka nilai *pressure drop* reaktor sebesar 2,7748 Pa atau $2,7385 \times 10^{-5}$ atm/meter.

7. 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 :

- Menjaga suhu reaktor agar efisien dan mencegah kehilangan panas berlebih.
- Meningkatkan keselamatan operator dengan mengurangi risiko panas berlebih.
- Melindungi material dari korosi serta memperpanjang umur peralatan.



Gambar 3 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 = $r_2 + t_{is}$

Dirancang :

$T_4 (T_w) = 55^\circ\text{C} = 131^\circ\text{F} = 590,67^\circ\text{R}$

Diketahui :

$T_1 = 300^\circ\text{C} = 572^\circ\text{F} = 1031,67^\circ\text{R}$

$T_5 (T_u) = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} = 545,67^\circ\text{R}$

$$r_1 (ID_s) = 0,44 \text{ m} = 1,4529 \text{ ft}$$

$$Z = 3 \text{ m} = 9,184 \text{ ft}$$

$$t_s = 0,01 \text{ m} = 0,036 \text{ ft}$$

$$r_2 = 0,508 \text{ m} = 1,666 \text{ ft}$$

a) Spesifikasi Isolasi

Bahan : Asbestos

Konduktivitas termal (k_{is}) : 0,1245 Btu/jam.ft².°F/ft

Emisivitas (ϵ) : 0,96

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.

b) Sifat Fisis Dinding Reaktor

Material : *Carbon Steel*

Konduktivitas termal (k_s) : 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.

c) Algoritma Perancangan

1) *Trial* tebal isolasi, $t_{is} = 9,6491 \text{ in} = 0,8009 \text{ ft}$

2) Jari-jari luar isolasi, $r_3 = r_2 + t_{is} = 2 \text{ ft}$

3) Perhitungan luas permukaan luar isolasi

$$A_{ois} = \pi \times (ID \times 2 t_p \times 2 t_{is}) \times zp$$

$$A_{ois} = 90,1931 \text{ ft}^2$$

4) *Trial* suhu permukaan luar isolasi

$$T_4 = T_w = 55 \text{ }^\circ\text{C} = 131 \text{ F} = 590,67 \text{ R}$$

5) Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi bebas dan radiasi

dari dinding luar isolasi ke sekitar

a) Koefisien perpindahan panas konveksi bebas :

$$h_c = 0,3\Delta T^{0,25}$$

$$\Delta T = T_w - T_u = 45 \text{ R}$$

$$h_c = 0,7770 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{R}$$

b) Koefisien perpindahan panas radiasi :

$$h_r = \sigma \varepsilon (T_w^4 - T_u^4) / (T_w - T_u)$$

$$h_r = 1,2083 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{R}$$

6) Perhitungan panas hilang setelah diisolasi

$$Q_4 = (h_{c2} + h_r) A_{ois} \times \Delta T$$

$$Q_4 = 8058,068 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}$$

7) Perhitungan suhu dinding luar reaktor

$$T_3 = T_2 - \left(\frac{Q_2 \ln \left(\frac{r_2}{r_1} \right)}{2\pi z_p k_s} \right)$$

Dengan menganggap $Q_2 = Q_{\text{loss}}$ dan $T_1 = T_2$ diperoleh :

$$T_3 = 1030,90 \text{ F} = 571,23 \text{ R} = 299,57 \text{ }^\circ\text{C}$$

8) Perhitungan suhu dinding luar isolasi

$$T_4 = T_3 - \left(\frac{Q_3 \ln \left(\frac{r_3}{r_2} \right)}{2\pi z_p k_{is}} \right)$$

Dengan menganggap $Q_3 = Q_{\text{loss}}$ diperoleh :

$$T_4 = 590,46 \text{ F} = 130,79 \text{ R} = 54,88 \text{ }^\circ\text{C}$$

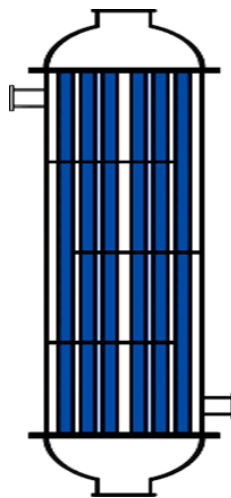
Toleransi :

$$\text{Abs}(T_4 \text{ Trial} - T_4 \text{ hitung}) = 0,1\%$$

Karena $T_4 \text{ hitung} \sim T_4 \text{ trial}$ dan $T_4 \approx 55^\circ\text{C}$ maka perhitungan sudah benar

PERHITUNGAN REAKTOR (R-02)

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi transkilasi benzene dengan dietilbenzene menjadi etilbenzena dengan bantuan katalis ZSM-5
Kondisi Operasi	: Suhu = 350°C Tekanan = 10 atm Konversi = 79% Reaksi Eksotermis
Bahan Material	: <i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Gambar Reaktor	:



Gambar 1. Desain reaktor *fixed bed*

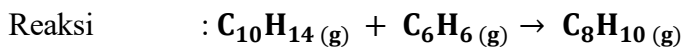
Neraca Massa Reaktor

Berikut merupakan neraca massa proses alkilasi di dalam reaktor

Tabel 1. Neraca massa di reaktor (R-02)

Komponen	Masuk	Masuk	Keluar	Keluar
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)
C₆H₆	55075,4	705,1	49327,9	631,5
C₂H₄	0,0	0,0	0,0	0,0
C₈H₁₀	33521,2	315,7	49144,5	462,9
C₁₀H₁₄	11089,5	82,6	1213,7	9,0
C₂H₆	167,3	5,6	167,3	5,6
CH₄	33,5	2,1	33,5	2,1
Subtotal	99886,9	1111,1	99886,9	1111,1
Total	99886,9	1111,1	99886,9	1111,1

Reaksi yang Terjadi di Dalam Reaktor



1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- f) Reaksi berlangsung pada fase gas dengan katalis padat.
- g) Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
- h) Perawatan, perbaikan, dan operasional mudah.
- i) *Multitube* membantu mengurangi risiko *hotspot* (zona dengan suhu sangat tinggi) di dalam reaktor yang dapat merusak katalis atau menyebabkan pembentukan produk samping.
- j) 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 Berat Molekul (BM) Campuran

Tabel 2 Berat molekul campuran reaktor (R-02)

Komponen	BM (kg/kmol)	y_i	BM Campuran (kg/kmol)
C_6H_6	78	0,6	49,6
C_2H_4	28	0,0	0,0
C_8H_{10}	106	0,3	30,2
$C_{10}H_{14}$	134	0,1	10,0
C_2H_6	30	0,0	0,2
CH_4	16	0,0	0,0
Total	393	1	89,9

Keterangan

BM : Berat molekul komponen i (kg/kmol)

y_i : Fraksi mol komponen i

b) Menentukan Faktor Kompresibilitas (Z) Umpan Reaktor

Tabel 3. Critical Properties

Komponen	BM	y_i	Pc (bar)	Pc (atm)	Tc (K)
C_6H_6	78	0,6	49,0	48,31	562,1
C_2H_4	28	0,0	50,4	49,8	282,3
C_8H_{10}	106	0,3	36,2	35,7	617,3
$C_{10}H_{14}$	134	0,1	28,8	28,4	668,0
C_2H_6	30	0,0	48,7	48,1	305,3
CH_4	16	0,0	46,0	45,4	190,6
Total		1	259,0	255,6	2625,5

- Lanjutan Tabel 3

ω	BM.yi	Pc.yi	Tc.yi	$\omega.yi$
0,2	49,6	30,7	356,7	0,1
0,1	0,0	0,0	0,0	0,0
0,3	30,2	10,1	175,4	0,1
0,3	10,0	2,1	49,7	0,0
0,1	0,2	0,2	1,5	0,0
0,0	0,0	0,1	0,4	0,0
1,1	89,9	43,24	583,634	0,2

Tc Uman	583,63 K
Pc Uman	43,24 atm
Tr (T/Tc)	1,068 K
Pr (P/Pc)	0,2266 atm
Pr/Tr	0,2123 atm/K

untuk menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan

$$B^0 = \frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega B^1 \quad B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}} \quad Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c} \right) \left(\frac{Pr}{Tr} \right)$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^0 \frac{Pr}{Tr} \quad B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}$$

(Smith et al., 2018)

Tabel 4. Menghitung Z dengan persamaan koefisien virial gas

Komponen	yi	Tr (K)	Tc (K)	Pr (atm)	Pc (atm)
C ₆ H ₆	0,7	1,1	562,1	0,2	48,3
C ₂ H ₄	0,0	2,2	282,3	0,2	49,8
C ₈ H ₁₀	0,2	1,0	617,3	0,3	35,7
C ₁₀ H ₁₄	0,0	0,9	668,0	0,3	28,4
C ₂ H ₆	0,0	2,0	305,3	0,2	48,1
CH ₄	0,0	3,3	190,6	0,2	45,4
Total	1,0	10,6	2625,5	2,9	255,6

B0	B1	BPc/RTc	Pr/Tr	Z	Z.yi
-0,3	0,0	-0,3	0,2	1,0	0,6
0,0	0,1	0,0	0,1	1,0	0,0
-0,3	0,0	-0,3	0,3	0,9	0,3
-0,4	-0,1	-0,4	0,4	0,8	0,1
-0,1	0,1	0,0	0,1	1,0	0,0
0,0	0,1	0,0	0,1	1,0	0,0
-1,1	0,3	-1,1	1,1	5,7	0,9309

Jadi, Faktor Kompresibilitas (Z) Umpan Reaktornya adalah 0,9382

c) Menentukan Densitas Umpan Gas (ρ_{gas})

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} = 17,68 \text{ kg/m}^3$$

Keterangan :

P = Tekanan (10 atm)

BM = Berat Molekul Total

R = Konstanta Gas (0,082 m³.atm/Kmol.K)

T = Suhu (623,15 K)

Z = faktor kompresibilitas

d) Menentukan Volume Gas Masuk Reaktor

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P} = 9076,97 \text{ m}^3/\text{jam} = 2,52 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Keterangan :

V_g = Laju Alir Volumetrik

n = Mol Umpan

R = Konstanta Gas (0,082 m³.atm/Kmol.K)

P = Tekanan (10 atm)

T = Suhu (623,15 K)

Z = faktor kompresibilitas

e) Menentukan Viskositas Umpan (μ)

Data sifat viskositas gas masing-masing komponen diperoleh dari buku *Chemical Engineering Properties (Yaws, 1999)*. Digunakan persamaan :

$$\mu = A + BT + CT^2$$

Keterangan :

μ = Viskositas gas (μP),

T = Temperatur (K),

A,B,C = Konstanta

Tabel 5. Viskositas gas

Komponen	A	B	C	yi	BMi gr/mol
C₆H₆	-0,151	2,57E-01	-8,98E-06	0,7898	78,1136
C₂H₄	-3,985	3,87E-01	-1,12E-04	0,1502	28,0538
C₈H₁₀	-4,267	2,47E-01	-5,43E-05	0,0570	106,1674
C₁₀H₁₄	11,39	1,74E-01	-1,67E-05	0,0000	134,2212
C₂H₆	0,514	3,34E-01	-7,11E-05	0,0014	30,0696
CH₄	3,844	4,01E-01	-1,43E-04	0,0016	16,0428
Total	7,345	1,80153	-0,00040	1,0000	392,6684

μ_i (μP)	μ_i (cP)	$\mu_i \cdot y_i \cdot BM_i^{0.5}$	$y_i \cdot BM_i^{0.5}$
156,5490	0,0157	0,0878	5,6085
193,7398	0,0194	0,0000	0,0000
128,7976	0,0129	0,0377	2,9280
113,4723	0,0113	0,0098	0,8615
181,3534	0,0181	0,0005	0,0275
198,2611	0,0198	0,0001	0,0075
972,1733	0,0972	0,1359	9,4331

Untuk menghitung viskositas campuran, digunakan persamaan (Perry & Green, 1984):

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{\sum \mu_i \cdot y_i \cdot BM_i^{0.5}}{\sum y_i \cdot BM_i^{0.5}}$$

Dari hasil perhitungan, diperoleh bahwa viskositas campuran gas adalah sebesar **0,01519 cP**

f) Menghitung Konduktivitas Umpan

Berdasarkan buku Chemical Properties Handbook (Yaws, 1999) nilai konduktivitas dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut.

$$k_{\text{gas}} = A + B + C T^2$$

Keterangan :

k = Konduktivitas panas (W/(m.K))

A, B, dan C = Koefisien regresi dari komponen kimia

T = Suhu (K)

Table 6. Data koefisien komponen kimia

Komponen	A	B	C
C₆H₆	-0,00565	3,45E-05	6,93E-08
C₂H₄	-0,00123	3,62E-05	1,25E-07
C₈H₁₀	-0,00797	4,06E-05	6,73E-08
C₁₀H₁₄	-0,01075	6,08E-05	2,46E-08
C₂H₆	-0,01936	1,25E-04	3,83E-08
CH₄	-0,00935	1,40E-04	3,32E-08
Total	-0,05431	4,38E-04	3,57E-07

Dari data tersebut maka konduktivitas gas campuran (k_{gas}) dapat dihitung sebagai berikut.

Tabel 7. Perhitungan konduktivitas gas campuran

Komponen	y _i	k _{gas} (W/m.K)	y _i .k _{gas} (W/m.K)
C₆H₆	0,6	0,0428	0,02713
C₂H₄	0,0	0,0697	0,00000
C₈H₁₀	0,3	0,0434	0,01234
C₁₀H₁₄	0,1	0,0367	0,00273
C₂H₆	0,0	0,0737	0,00037
CH₄	0,0	0,0909	0,00017
Total	1,0	0,3572	0,04274

Jadi, konduktivitas gas umpan campuran sebesar 0,0435 W/m.K

g) Menghitung Kapasitas Panas Gas Umpan (C_p campuran)

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 (kJ/kmol.K)

A, B, dan C = Koefisien regresi dari komponen kimia

T = Suhu (K)

Table 8. Data koefisien komponen kimia

Komponen	A	B	C	D	E
C₆H₆	-31,368	4,75E-01	-3,11E-04	8,52E-08	-5,05E-12
C₂H₄	32,083	-1,48E-02	2,48E-04	-2,38E-07	6,83E-11
C₈H₁₀	-20,527	5,96E-01	-3,08E-04	3,56E-08	1,24E-11
C₁₀H₁₄	34,267	5,36E-01	-5,92E-06	-2,34E-07	8,75E-11
C₂H₆	28,146	4,34E-02	1,89E-04	-1,91E-07	5,33E-11
CH₄	34,942	-4,00E-02	1,92E-04	-1,53E-07	3,93E-14
Total	77,543	1,59E+00	3,26E-06	-6,95E-07	2,17E-10

Dari data tersebut maka kapasitas gas campuran (C_p) dapat dihitung sebagai berikut

Tabel 9. Perhitungan kapasitas gas campuran (C_p)

Komponen	y_i	C_p (kJ/kmol.K)	$y_i.C_p$ (kJ/kmol.K)
C₆H₆	0,6	163,3	2,09
C₂H₄	0,0	71,8	2,56
C₈H₁₀	0,3	241,4	2,27
C₁₀H₁₄	0,1	322,4	2,40
C₂H₆	0,0	90,7	3,02
CH₄	0,0	47,5	2,96
Total	1	937	15

Jadi, kapasitas gas campuran ($C_{p \text{ mix}}$) sebesar 191,29 kJ/kmol.K

3. *Mechanical Design Reaktor*

1. Menentukan Ukuran Tube

Pemilihan dimensi tube pada reaktor multitube didasarkan pada pertimbangan aspek perpindahan panas serta pengaruh rasio antara diameter partikel katalis terhadap diameter tube (D_p/D_t). Menurut (Smith et al., 2018), nilai rasio D_p/D_t berpengaruh signifikan terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi partikel katalis.

Pada perancangan ini dipilih nilai rasio 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. Pada Tabel 10. Dipilih ratio D_p/D_t sebesar 0,15 dan hw/h nya sebesar 7,80.

Table 10. Ratio D_p/D_t dan hw/h

D_p/D_t	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

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Berdasarkan hasil perhitungan, dipilih ukuran pipa standar yang dapat memberikan koefisien perpindahan panas yang optimal. Mengacu pada **Tabel 11 *Dimensions of Steel Pipe*, hal 844** (Kern, 1983), spesifikasi pipa yang digunakan adalah sebagai berikut :

Nominal pipe size	: 4 in
Outside diameter (OD)	: 4,5 in
Schedule number	: 40
Inside diameter (ID)	: 4,026 in
Flow area per pipe	: 12,7 in ²
Surface per lin ft	: Outside = 1,178 ft ² /ft Inside = 1,055 ft ² /ft
Weight per lin ft	: 10,8 lb steel

2. Mencari Panjang tube

Panjang tube dalam reaktor multitube ditentukan berdasarkan hubungan antara laju alir volumetrik (Q), waktu tinggal (t), dan luas penampang alir tube (A). Persamaan yang digunakan adalah:

$$L = \frac{Q \cdot t}{A} = 4 \text{ m}$$

Keterangan :

L = panjang tube (m),

Q = laju alir volumetrik (m³/s),

t = waktu tinggal fluida di dalam tube (s),

A = luas penampang tube (m²)

3. Menghitung Jumlah Tube (N_t)

Bilangan Reynolds (Re) digunakan untuk menentukan karakteristik aliran fluida di dalam tube, apakah bersifat laminar atau turbulen. Persamaan yang digunakan adalah:

$$Re = \frac{Gt \times ID}{\mu}$$

Keterangan :

Re = bilangan Reynolds,

Gt = kecepatan massa fluida (kg/m²·jam)

ID = diameter dalam tube (m),

μ = viskositas fluida (kg/m·s).

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh nilai $Re = 91318,88$ yang menunjukkan bahwa aliran berada pada kondisi turbulen karena nilai $Re > 4000$. Aliran turbulen dipilih dalam desain reaktor *multitube* karena memiliki kemampuan perpindahan panas yang lebih baik dibandingkan aliran laminar.

Selain itu, semakin kecil diameter *tube* maka kecepatan alir fluida meningkat, yang selanjutnya memperbesar nilai bilangan *Reynolds*. Dengan demikian, perpindahan panas di sepanjang tube dapat berlangsung lebih efektif, sehingga mendukung efisiensi proses reaksi dalam reaktor *multitube*.

Jumlah tube (N_t) pada reaktor *multitube* ditentukan berdasarkan perbandingan antara laju alir massa total fluida yang harus dialirkan ke dalam reaktor dengan laju alir massa yang dapat dilewatkan oleh satu tube. Hubungan tersebut dapat dituliskan sebagai berikut:

$$N_t = \frac{\dot{m}_{total}}{\dot{m}_{tube}} = \frac{160438,8 \text{ kg/jam}}{401 \text{ kg/jam}} = 400 \text{ tube}$$

Keterangan :

$\dot{m}_{total}$ = laju alir massa total fluida (kg/jam),

$\dot{m}_{tube}$ = laju alir massa dalam satu tube (kg/jam).

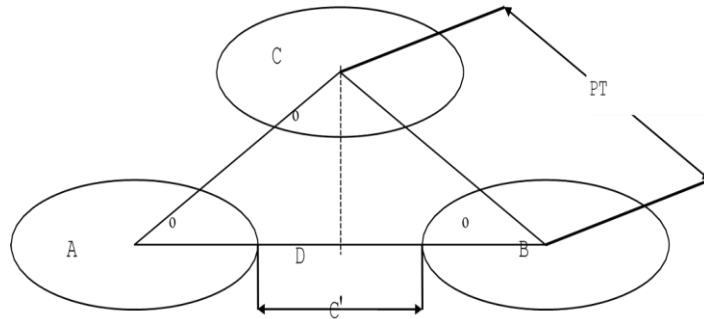
Pemilihan jumlah tube sebanyak 400 buah didasarkan pada keseimbangan antara kapasitas aliran dan nilai bilangan Reynolds. Semakin banyak jumlah tube, laju alir massa per tube menurun sehingga Re cenderung lebih kecil, sedangkan jumlah tube yang terlalu sedikit meningkatkan Re. Dengan 400 tube, aliran tetap turbulen ($Re > 4000$), sehingga perpindahan panas optimal dan reaksi berlangsung stabil.

4. Menentukan Diameter Dalam Reaktor (IDs)

Susunan tube pada alat penukar panas tipe multitube sangat berpengaruh terhadap kekuatan mekanis, kemudahan perawatan, serta efisiensi perpindahan panas. Pada perancangan ini digunakan susunan *triangular pitch*. Menurut (Kern, 1983), pola *triangular pitch* dipilih karena memberikan beberapa keuntungan, yaitu:

- d) Susunan *tube* lebih kokoh secara mekanis.
- e) Memudahkan perawatan dan pembersihan.
- f) Pola susunan ini menimbulkan turbulensi lebih tinggi pada fluida di dalam

shell, sehingga koefisien perpindahan panas konveksi (h_o) meningkat.



Gambar 1 Susunan pipa model *triangular pitch*

Untuk memperoleh nilai diameter reaktor (IDs), terlebih dahulu dilakukan perhitungan parameter geometri tube, yaitu jarak antar pusat pipa (*pitch tube*), jarak antar pipa (*clearance*), dan tebal pipa.

- *Pitch tube* (PT)

$$PT = 1,25 \times OD_t$$

$$PT = 1,25 \times 4,5 \text{ in} = 5,6250 \text{ in}$$

- *Clearance* (C')

$$C' = PT - OD_t$$

$$C' = 5,6250 \text{ in} - 4,5 \text{ in} = 1,1250 \text{ in}$$

- Tebal pipa

$$\text{Tebal Pipa} = \frac{OD \times ID}{2}$$

$$\text{Tebal Pipa} = \frac{4,5 \text{ in} \times 4,026 \text{ in}}{2} = 0,2370 \text{ in}$$

- Diameter Reaktor (IDs)

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot PT^2 \cdot 0,866}{\pi}} = 118,18 \text{ in}$$

5. Menentukan Bahan Konstruksi

Material yang digunakan adalah *Carbon Steel SA 283 Grade C* dengan *allowable stress* sebesar 12.650 psi. Pemilihan material ini didasarkan pada

sifatnya yang ekonomis, mudah difabrikasi, tahan terhadap kondisi operasi, serta ketersediaannya yang luas di pasaran.

6. Menentukan Tebal Tube

Perhitungan tebal tube dilakukan menggunakan persamaan menurut (Brownell & Young, 1959):

$$TebalTube = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

Keterangan :

$P = Pressure\ design$: 172,824 psig

$r = Jari-jari$: 2,013 in

$f = Alloweble\ Stress$: 12650 psi

$E = Well\ efficiency$: 0,85

$C = Corrosion\ allowance$: 0,125 in

Tebal *tube* yang dihitung : 0,1577 in

Tebal dinding standar yang dipilih : 0,1875 in

7. Menentukan Tebal Shell

Perhitungan tebal *shell* dilakukan menggunakan persamaan menurut (Brownell & Young, 1959):

$$ts = \frac{Pxr}{fxE - 0.6P} + c$$

Keterangan :

$P = Pressure\ design$: 172,824 psig

$r = Jari-jari$: 59,09 in

$f = Alloweble\ Stress$: 12650 psi

$E = Well\ efficiency$: 0,85

$C = Corrosion\ allowance$: 0,125 in

Tebal *shell* yang dihitung : 1,084 in

Tebal dinding standar yang dipilih : 1,125 in

8. Menentukan Diameter Luar Reaktor (ODs)

Perhitungan diameter luar shell :

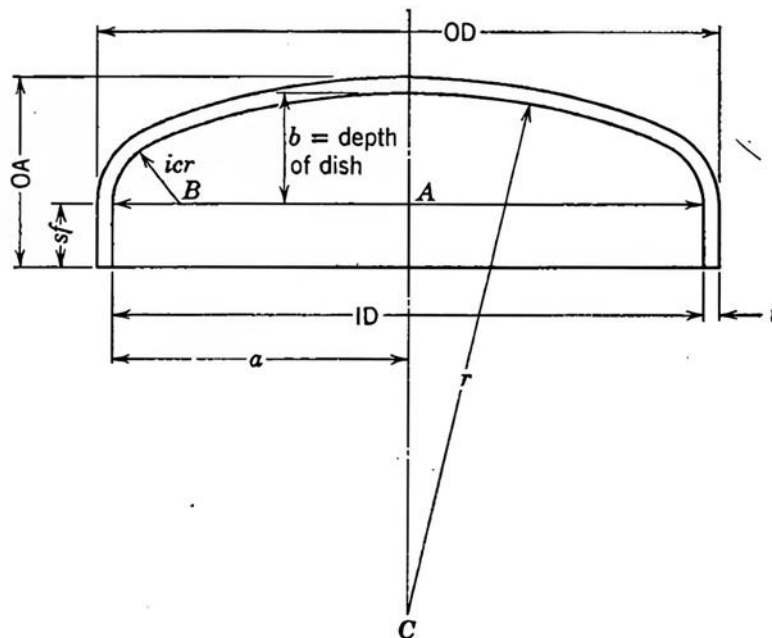
$$ODs = IDs + 2ts$$

$$ODs = 118,18 \text{ in} + 2 \times 1,125 \text{ in} = 120 \text{ in}$$

Dipilih diameter luar standar = 120 in (Brownell & Young, 1959)

4. Menentukan Dimensi Head Reaktor

7. Menentukan Bentuk Head



Gambar 2 *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 & Richardson, 2002)

- Kesesuaian dengan Rentang Tekanan

Berdasarkan referensi dari (Brownell & Young, 1959), bentuk ini cocok digunakan untuk bejana dengan tekanan operasi dalam rentang 15 – 200 psig, sehingga sesuai dengan spesifikasi proses dalam perancangan ini.

8. Menentukan Bahan Konstruksi *Head*

Dipilih material bahan konstruksi untuk head yaitu *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.
- Ketersediaan luas, mudah diperoleh di pasaran dan telah memenuhi standar internasional, sehingga cocok untuk aplikasi industri kimia dan konstruksi peralatan proses.

9. Menentukan Tebal *Head*

Perhitungan tebal *head* dilakukan menggunakan persamaan menurut (Brownell & Young, 1959):

$$\text{Tebal head (th) reaktor} = \frac{P \times ID_s}{2f \times E - 0,2P} + C$$

Keterangan :

$P = \text{Pressure design}$	: 172,824 psig
$ID_s = \text{Diameter dalam shell}$	: 118,18 in
$f = \text{Allowable Stress}$	: 12650 psi
$E = \text{Well efficiency}$	: 0,85
$C = \text{Corrosion allowance}$	: 0,125 in
Tebal <i>head</i> yang dihitung	: 1,076 in
Tebal dinding standar yang dipilih	: 1,125 in

10. Menentukan Tinggi *Head*

Berdasarkan buku referensi oleh Brownell & Young, tinggi head reaktor dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$a = \frac{ID_s}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$$

$$AB = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = th + (r - \sqrt{((r - icr)^2 - (\frac{ID_s}{2} - icr)^2)}) + sf$$

Diketahui parameter sebagai berikut :

$$ID_s = 118,18 \text{ in}$$

$$th = 1,125 \text{ in}$$

$$icr = 7,25 \text{ in}$$

$$r = 108 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell (halaman 88), untuk $th = 1,125 \text{ in}$, diperoleh sf dalam rentang $1,5 - 4,5 \text{ in}$. Dalam perancangan ini, dipilih nilai $sf = 2 \text{ in}$ untuk perhitungan lebih lanjut.. Hasil perhitungan tinggi head :

$$\text{Tinggi head} = th + b + sf = 24,734 \text{ in} = 2,060 \text{ ft} = 0,628 \text{ m}$$

11. Menentukan Tinggi Total Reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = \text{panjang tube (Z)} + (2 \times \text{tinggi head reaktor})$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 151,480 \text{ in} + (2 \times 24,734 \text{ in})$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 206,95 \text{ in} = 5,239 \text{ m}$$

12. Menentukan Volume Reaktor

- Volume Head (VH)

Berdasarkan buku referensi Brownell & Young (halaman 88), volume head reaktor dihitung menggunakan Persamaan 5.11 sebagai berikut :

$$VH = 0,000049 \times ID_s^3$$

$$VH = 0,000049 \times (118,18 \text{ in})^3 = 80,8704 \text{ in}^3$$

- Volume Shell (VS)

$$VS = \pi/4 \times ID_s^2 \times Z$$

$$VS = \pi/4 \times (118,18 \text{ in})^2 \times 151,480 \text{ in} = 1726468,1967 \text{ in}^3$$

- Volume Reaktor (VR)

$$VR = \text{Volume Head} + \text{Volume Shell}$$

$$VR = 80,8704 \text{ in}^3 + 1726468,1967 \text{ in}^3 = 1726629,94 \text{ in}^3 = 28,292 \text{ m}^3$$

5. Menentukan Kebutuhan Pendingin Reaktor

c) Menentukan $Q_{\text{pendingin}}$

Berikut merupakan neraca panas proses transkilasi etilbenzene di dalam reaktor:

Tabel 11 Panas input reaktor

Komponen	Cp (kJ/kmol.K)	$\int Cp \, Dt$	Q (kJ/jam)
C₆H₆	163,3	53083,2	37427194,60
C₂H₄	71,8	23344,3	0,00
C₈H₁₀	241,4	78465,5	24774617,24
C₁₀H₁₄	322,4	104791,9	8658056,60
C₂H₆	90,7	29464,6	163978,60
CH₄	47,5	15441,8	32250,43
Total			71056097,47

Table 12 Panas output reactor

Komponen	Cp (kJ/kmol.K)	$\int Cp \, Dt$	Q (kJ/jam)
C₆H₆	163,3	53082,4	33520917,55
C₂H₄	71,8	23344,0	0,00
C₈H₁₀	241,4	78464,4	36320882,44
C₁₀H₁₄	322,4	104790,4	947586,57
C₂H₆	90,7	29464,2	163976,17
CH₄	47,5	15441,6	32250,03
Total			70985612,77

Tabel 13 Panas H_f

Komponen	A	B	C	ΔH _f (kJ/kmol)
C ₆ H ₆	101,403	-0,072136	3,29E-05	69,22
C ₂ H ₄	63,053	-4,25E-02	2,29E-05	45,45
C ₈ H ₁₀	58,099	-0,11129	5,32E-05	9,40
C ₁₀ H ₁₄	17,102	-0,14198	6,89E-05	-44,61
C ₂ H ₆	-66,735	-0,069337	3,04E-05	-98,15
CH ₄	-63,425	-0,043355	1,72E-05	-83,75

Panas reaksi dapat dihitung sebagai berikut :

$$\Delta H_R = \sum (n \cdot \Delta H_f)_{PRODUK} - \sum (n \cdot \Delta H_f)_{REAKTAN}$$

- Reaksi = -426,995 kJ/jam
- ΔH_r total = -426,995 kJ/jam

Table 14 Neraca panas reactor

Neraca Panas Total (kJ/jam)		
Keterangan	Input	Output
Q umpan	71056097,47	0
Q reaksi	-426,99	0
Qproduk	0	70985612,77
Qloss	0	-58282,3743
SubTotal	71055670,47	70927330,39
Qpendingin	-128340,08	
Total	70927330,39	70927330,39

Dalam perhitungan neraca panas, prinsip utama yang digunakan adalah keseimbangan energi, yaitu:

$$Q_{input} = Q_{output}$$

Dari hasil perhitungan, diperoleh:

$$Q_{pendingin} = Q_{input} - Q_{output}$$

$$Q_{pendingin} = 128340,08 \text{ kJ/jam}$$

d) Menentukan Massa Pendingin Yang Dibutuhkan

Untuk menentukan jumlah panas yang diserap dalam proses pendinginan, dilakukan perhitungan berdasarkan data dari *Steam Table Calculator* pada situs *TLV Toolbox*.

Data Input :

- Jenis *Steam* : *Superheated Steam*
- Temperatur (T) : 30°C
- Tekanan (P) : 114,7 psi

Berdasarkan *steam table*, diperoleh nilai entalpi sebagai berikut:

Enthalpi Steam (ΔH) : 2.049,06 kJ/kg

Kapasitas Kalor (C_p) : 4,184 kJ/kg.oC

Diketahui kebutuhan energi pendingin total untuk proses ini adalah:

Q pendingin = 128340,08 kJ/jam

Jumlah panas yang diserap dapat dihitung menggunakan rumus

$$m_p = \frac{Q_P}{C_p \times \Delta T}$$

$$m_p = \frac{128340,08 \text{ kJ/jam}}{4,184 \text{ kJ/kg oC} \times (55 - 30) \text{ oC}} = 1226,96 \text{ kg/jam}$$

6. 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.

$$\frac{\Delta P}{\Delta z} = \frac{G}{\rho \times g_c \times d_p} \left(\frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon^3} \right) \left(\frac{150 (1 - \epsilon) \mu}{d_p} + 1,75G \right)$$

Keterangan :

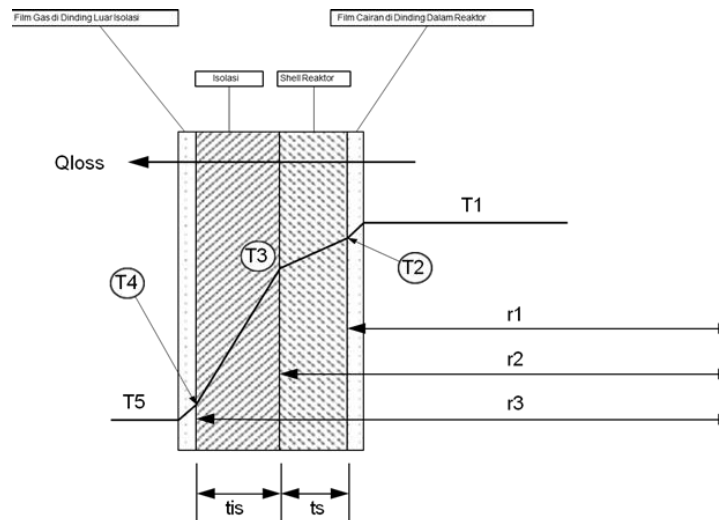
- P : Pressure/tekanan (Pa)
- z : Panjang total bed (m)
- μ : Viskositas gas (mPa. s)
- G : Kecepatan superfisial gas dalam tube = ρv (kg/m².s)
- v : kecepatan superfisial = $\frac{\text{kecepatan volumetris}}{\text{luas penampang pipa}}$ (m/s)
- dp : Diameter partikel katalis (mm) = 0,001 (m)
- ϵ : Fraksi volume rongga
- (1- ϵ) : Fraksi volume padatan = $\frac{\text{volume padatan}}{\text{volume bed total}}$
- ρ : Densitas gas (kg/m³)

Berdasarkan persamaan di atas, data fisis komponen yang telah dihitung, dan data katalis, maka nilai *pressure drop* reaktor sebesar 0,0118 Pa atau $1,168 \times 10^{-7}$ atm/meter.

7. 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 :

- d) Menjaga suhu reaktor agar efisien dan mencegah kehilangan panas berlebih.
- e) Meningkatkan keselamatan operator dengan mengurangi risiko panas berlebih.
- f) Melindungi material dari korosi serta memperpanjang umur peralatan.



Gambar 3 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 = $r_2 + t_{is}$

Dirancang :

$T_4 (T_w) = 60\text{ }^\circ\text{C} = 140\text{ F} = 600\text{ R}$

Diketahui :

$T_1 = 350\text{ }^\circ\text{C} = 662\text{ F} = 1121,66\text{ R}$

$T_5 (T_u) = 30\text{ }^\circ\text{C} = 86\text{ F} = 545,67\text{ R}$

$$r_1 \text{ (IDs)} = 3 \text{ m} = 9,85 \text{ ft}$$

$$Z = 4 \text{ m} = 13,12 \text{ ft}$$

$$t_s = 0,03 \text{ m} = 0,093 \text{ ft}$$

$$r_2 = 2,44 \text{ m} = 7,998 \text{ ft}$$

d) Spesifikasi Isolasi

Bahan : Asbestos

Konduktivitas termal (k_{is}) : 0,1267 Btu/jam.ft².°F/ft

Emisivitas (ϵ) : 0,96

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.

e) Sifat Fisis Dinding Reaktor

Material : *Carbon Steel*

Konduktivitas termal (k_s) : 24 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.

f) Algoritma Perancangan

1) *Trial* tebal isolasi, $t_{is} = 12,44 \text{ in} = 1,036 \text{ ft}$

2) Jari-jari luar isolasi, $r_3 = r_2 + t_{is} = 11 \text{ ft}$

3) Perhitungan luas permukaan luar isolasi

$$A_{ois} = \pi \times (ID \times 2 \times t_p \times 2 \times t_{is}) \times zp$$

$$A_{ois} = 498,75 \text{ ft}^2$$

4) *Trial* suhu permukaan luar isolasi

$$T_4 = T_w = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 140 \text{ F} = 600 \text{ R}$$

5) Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi bebas dan radiasi dari

dinding luar isolasi ke sekitar

c) Koefisien perpindahan panas konveksi bebas :

$$h_c = 0,3\Delta T^{0,25}$$

$$\Delta T = T_w - T_u = 45 \text{ R}$$

$$h_c = 0,8132 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{R}$$

d) Koefisien perpindahan panas radiasi :

$$h_r = \sigma \varepsilon (T_w^4 - T_u^4) / (T_w - T_u)$$

$$h_r = 1,2381 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{R}$$

6) Perhitungan panas hilang setelah diisolasi

$$Q_4 = (h_{c2} + h_r) A_{ois} \times \Delta T$$

$$Q_4 = 55249,57 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}$$

7) Perhitungan suhu dinding luar reaktor

$$T_3 = T_2 - \left(\frac{Q_2 \ln \left(\frac{r_2}{r_1} \right)}{2\pi z_p k_s} \right)$$

Dengan menganggap $Q_2 = Q_{\text{loss}}$ dan $T_1 = T_2$ diperoleh :

$$T_3 = 1121,24 \text{ F} = 661,57 \text{ R} = 349,76 \text{ }^\circ\text{C}$$

8) Perhitungan suhu dinding luar isolasi

$$T_4 = T_3 - \left(\frac{Q_3 \ln \left(\frac{r_3}{r_2} \right)}{2\pi z_p k_{is}} \right)$$

Dengan menganggap $Q_3 = Q_{\text{loss}}$ diperoleh :

$$T_4 = 599,17 \text{ F} = 139,50 \text{ R} = 59,72 \text{ }^\circ\text{C}$$

Toleransi :

$$\text{Abs}(T_4 \text{ Trial} - T_4 \text{ hitung}) = 0,27\%$$

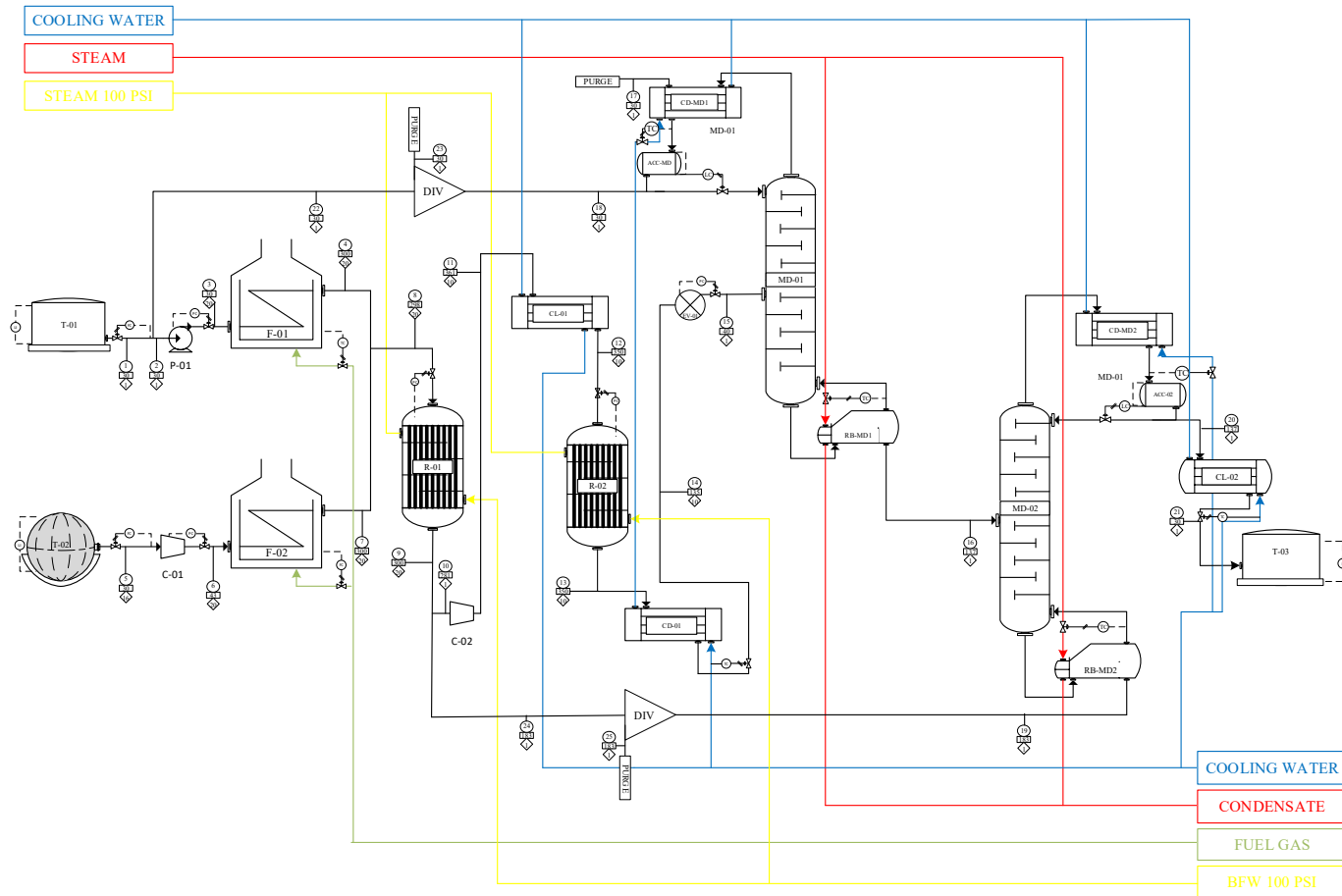
Karena $T_4 \text{ hitung} \sim T_4 \text{ trial}$ dan $T_4 \approx 60^\circ\text{C}$ maka perhitungan sudah benar

LAMPIRAN B. *PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM*

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRAPERANCANGAN PABRIK ETHYLBENZENE DARI BENZENE DAN ETHYLENE

DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 220.000 TON/TAHUN



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI
INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM
INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRAPERANCANGAN PABRIK ETHYLBENZENE DARI BENZENE DAN ETHYLENE DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 220.000 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh:

1. Nadiha Afriti Nur Anggraeni (21521067)
2. Kevin Yoga Adib Maulana (21521068)

Dosen Pembimbing:

Muflih Arisa Adnan, ST., M.Sc, Ph., D.

KETERANGAN ALAT

T	Tangki Penyimpanan
C	Kompresor
MP	Mixing Point
R	Reaktor
F	Furnace
CL	Cooler
MD	Menara distilasi
CD	Condensor
RB	Reboiler
ACC	Accumulator
EV	Expansion Valve

KETERANGAN SIMBOL

- : Nomor Arus
- : Suhu,
- ◇ : Tekanan, atm
- ▽ : Control Valve
- : Arus Sinyal Listrik
- : Arus Proses
- : Arus Fuel Gas
- : Arus Steam
- : Arus Cooling Water
- : Arus Boiler Feed Water

KETERANGAN INSTRUMEN

- FC : Flow Control
- PC : Pressure Control
- TC : Temperature Control
- LI : Level Indicator
- LC : Level Control

Komponen	Nomor Arus																								
Suhu (°C)	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
Tekanan (atm)	1	1	20	20	16	20	20	20	20	1	10	10	10	10	4	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
C ₆ H ₆ (kg/jam)	19482,47	68.297,53	68.297,53	68.297,53	0,00	0,00	0,00	68.297,53	55.068,35	55.069,52	55.069,52	55.069,52	49.320,55	49.320,55	0,01	12,40	49.308,14	0,00	0,01	0,01	48.815,06	493,08	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₄ (kg/jam)	0,00	0,00	0,00	0,00	6.914,74	6.914,74	6.914,74	6.914,74	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₁₀ (kg/jam)	0,00	23.739,01	23.739,01	23.739,01	0,00	0,00	0,00	23.739,01	33.530,86	33.529,30	33.529,30	33.529,30	49.156,61	49.156,61	25.177,17	0,64	23.978,80	0,00	25.177,17	25.177,17	23.739,01	239,79	0,00	0,00	0,00
C ₁₀ H ₁₈ (kg/jam)	0,00	0,13	0,13	0,13	0,00	0,00	0,00	0,13	10.352,33	11.092,88	11.092,88	11.092,88	1.214,54	1.214,54	1.214,54	1.214,41	0,00	0,13	756,49	457,93	457,93	0,13	0,00	741,36	15,13
C ₂ H ₆ (kg/jam)	0,00	152,46	152,46	152,46	14,90	14,90	14,90	167,36	167,36	167,36	167,36	167,36	167,36	167,36	167,36	167,36	13,35	154,00	0,00	0,00	0,00	152,46	1,54	0,00	0,00
CH ₄ (kg/jam)	0,00	21,59	21,59	21,59	11,92	11,92	11,92	33,51	33,51	33,51	33,51	33,51	33,51	33,51	33,51	33,51	11,70	21,81	0,00	0,00	0,00	21,59	0,22	0,00	0,00
Total	19482,47	92.210,73	92.210,73	92.210,73	6.941,56	6.941,56	6.941,56	99.152,29	99.152,41	99.892,57	99.892,57	99.892,57	99.892,57	99.892,57	99.892,57	26.391,59	38,10	73.462,88	756,49	25.635,10	25.635,10	72.728,25	734,63	741,36	15,13

LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU PEMBIMBINGAN TUGAS AKHIR

Nama Mahasiswa : Nadila Afitri Nur Anggraeni

NIM : 21521067

Nama Mahasiswa : Kevin Yoga Adib Maulana

NIM : 21521068

Semester/Tahun Akademik : 9 / 2024/2025

Nama Dosen : Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D

No.	Tanggal	Konsultasi	Paraf Dosen
1	11 Desember 2024	Diskusi awal mengenai penentuan kapasitas produksi pabrik berdasarkan kebutuhan pasar dan ketersediaan bahan baku	
2	19 Desember 2024	Konsultasi pemilihan proses produksi etilbenzene dari benzene dan etilen serta perbandingan beberapa alternatif proses	
3	10 Februari 2025	Penentuan spesifikasi bahan baku dan produk	
4	14 April 2025	Pembuatan diagram alir kuantitatif dan kualitatif proses produksi	
5	24 April 2025	Perancangan alat-alat proses meliputi jenis, kondisi operasi serta ukuran dalam aspen	
6	19 Mei 2025	Perhitungan Neraca massa total	
7	27 Mei 2025	Pembuatan <i>Process Engineering Flow Diagram</i> (PEFD)	

8	11 Juni 2025	Konsultasi perancangan alat penyimpanan bahan baku dan produk	
9	15 Juli 2025	Revisi perancangan alat pemisah (menara distilasi)	
10	30 Juli 2025	Perhitungan neraca panas total	
11	8 Agustus 2025	Penentuan lokasi pabrik serta struktur organisasi	
12	13 Agustus 2025	Perancangan unit utilitas seperti unit penyedia air, boiler, listrik, dan pengolahan limbah	

Disetujui draft penulisan

Yogyakarta , 14 Oktober 2025

Pembimbing



Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D

NIK. 175210102