PRARANCANGAN PABRIK KLOROBENZENA DARI BENZENA DAN KLORIN DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat untuk

Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh:

Nama	**:**	**Astri Nur Alfiani**	**Nama**	**:**	**Aulya Rizky Chada Rhanay**
No. Mahasiswa	**:**	**22521010**	**No. Mahasiswa**	**:**	**22521039**

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA

2026

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK KLOROBENZENA DARI BENZENA DAN KLORIN

DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	: Astri Nur Alfiani	**Nama**	: Aulya Rizky Chada Rhanay
No. Mahasiswi	: 22521010	**No. Mahasiswi**	: 22521039

Yogyakarta, 28 Februari 2026

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

Mahasiswa 1:	Mahasiswa 2:
Astri Nur Alfiani	Aulya Rizky Chada Rhanay

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK KLOROBEZENA DARI BENZENA DAN KLORIN DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama	**:**	**Astri Nur Alfiani**	**Nama**	**:**	**Aulya Rizky Chada Rhanay**
No. Mahasiswa	**:**	**22521010**	**No. Mahasiswa**	**:**	**22521039**

Yogyakarta, 28 Februari 2026

Pembimbing:

Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.
NIK. 165210101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK KLOROBENZENA DARI BENZENA DAN KLORIN DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Oleh:

Nama : Aulya Rizky Chada Rhanay

No. Mahasiswa : 22521039

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, 13 April 2026

Tim Penguji,

Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng. _____
Ketua Penguji

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng. _____
Penguji 1

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

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

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

PRAKATA

Assalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

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

Tugas Akhir Prarancangan Pabrik yang berjudul **"Prarancangan Pabrik Klorobenzena dari Benzena dan Klorin Kapasitas 30.000 Ton/Tahun"** merupakan tugas akhir dari Program Studi Teknik Kimia sebagai bentuk implementasi ilmu keteknikan yang telah diperoleh selama masa studi dan merupakan syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia. Penulisan Tugas Akhir ini tentunya dapat berjalan dengan baik dan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Pada kesempatan kali ini kami ingin menyampaikan terima kasih kepada :

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

6. Segenap bapak dan ibu dosen Program Studi Sarjana Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
7. Seluruh civitas akademik di lingkungan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
8. 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, 27 Februari 2026

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'alamin, puji syukur kehadirat Allah SWT atas segala limpahan rahmat, hidayah, serta karunia-Nya, sehingga laporan Tugas Akhir ini dapat terselesaikan dengan baik. Perjalanan panjang selama delapan semester ini telah memberikan banyak pelajaran hidup, membentuk saya menjadi pribadi yang lebih dewasa, terus bertumbuh, dan mengenal hal-hal baru.

Di dalam proses perjuangan ini, Allah menghadirkan orang-orang luar biasa sebagai penyemangat, penguat, serta alasan bagi saya untuk terus berkembang hingga akhirnya dapat menuntaskan laporan Prarancangan Pabrik ini. Tugas Akhir ini merupakan garis akhir dari perjuangan saya di bangku kuliah strata satu (S1). Sebagai bentuk rasa syukur, lembar persembahan ini saya tujukan sebagai ucapan terima kasih yang tulus:

1. Untuk diriku sendiri, terima kasih telah berjuang dan bertahan sejauh ini. Atas setiap pengorbanan, tetesan air mata, dan kerja keras yang telah dilalui, terima kasih karena tidak menyerah meski jalan terasa sangat berat. Kamu sangat hebat. Terima kasih telah bertumbuh menjadi pribadi yang lebih baik. Tetaplah bersemangat menyambut pengalaman baru di masa depan. Semoga langkah ke depannya membawa kesuksesan dan kebermanfaatan bagi banyak orang.
2. Untuk kedua orang tuaku tercinta, Bapak Tribowo Cahyanto & Ibu Sri Rahayu Asnawati. Terima kasih yang tak terhingga atas segala dukungan, baik secara finansial maupun penguatan mental yang tiada hentinya. Terima kasih telah mengizinkan dan memercayai putri semata wayangmu ini untuk menempuh pendidikan di kota yang jauh. Terima kasih telah membebaskanku memilih jalan

hidup sendiri, atas segala untaian doa yang dipanjatkan, serta seluruh usaha dan kerja keras demi membahagiakanku. Semoga pencapaian ini menjadi salah satu bentuk bakti yang membanggakan untuk Ayah dan Mama.

3. Untuk Ibu Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir. Terima kasih yang sebesar-besarnya atas segala bimbingan, serta arahan yang Ibu berikan selama perjalanan ini. Terima kasih telah mendampingi saya dengan penuh kesabaran dan ketulusan. Pertemuan bimbingan minggu demi minggu terasa begitu berkesan. Semoga ilmu yang Ibu berikan menjadi amal jariyah yang tak terputus, dan Ibu senantiasa diberikan kesehatan serta kebahagiaan.
4. Untuk Aulya Rizky Chada Rhanay, terima kasih telah menjadi partner yang sangat sangat luar biasa baiknya. Terima kasih atas segala semangat, dukungan, serta kesabaranmu dalam menghadapi segala kekuranganku selama proses ini. Terima kasih telah senantiasa menyemangatiku dan memberikan dukungan dalam segala hal. Terima kasih banyak sudah berjuang bersama Astri hingga titik ini. Semoga kesuksesan senantiasa menyertaimu di masa depan, dan segala cita-citamu dapat terwujud.
5. Untuk Dwi, Erlativa, dan Aca. Teman-teman seperjuangan dari awal semester hingga saat ini, terima kasih atas segala pengalaman yang telah kita lalui bersama di bangku perkuliahan. Terima kasih untuk setiap canda tawa dan kebersamaan saat kita berkumpul yang selalu menjadi penghibur di tengah lelahnya masa studi. Semoga kebahagian dan kesuksesan menyertai langkah kita masing-masing.
6. Untuk Salma, Sita, Tata, Aida, Naswa, Ifa, Nisa dan Ayya teman seperjuangan sejak SD. Terima kasih telah senantiasa memberikan dukungan dan semangat

yang luar biasa. Meskipun kita menempuh program studi dan universitas yang berbeda, kehadiran kalian selalu menjadi penyemangat bagiku. Terima kasih telah tetap ada dan tumbuh bersama hingga saat ini.

7. Untuk Riza, Putri, Sania, Khansa, Salma, Hasna. Terima kasih telah menjadi teman seperjuangan sejak SMA hingga seperjuangan masuk ke perguruan tinggi. Waktu berlalu begitu cepat, dari berambisi mengejar program studi impian hingga akhirnya kini sampai di titik kelulusan. Semoga keberhasilan selalu mengikuti perjalanan kalian selanjutnya dan semua impian besar kalian tercapai.
8. Untuk seseorang pemilik NIM 22511072, yang telah membersamai penulis selama penyusunan Tugas Akhir dalam kondisi apapun, terimakasih telah menjadi bagian dari perjalanan hidup penulis. Berkontribusi banyak dalam penulisan karya tulis ini, baik waktu maupun tenaga kepada penulis. Telah mendukung, menghibur, dan mendengarkan keluh kesah, serta memberikan semangat hingga penyusunan Tugas Akhir ini selesai.
9. Untuk teman-teman seperjuangan Program Studi Teknik Kimia Angkatan 2022, terima kasih telah menjadi motivasi, inspirasi selama perjalanan kuliah ini. Sukses untuk kita semua. Semoga kebahagiaan dan kesuksesan senantiasa menyertai kita semua di mana pun kita berada.
10. Terima kasih kepada semua pihak yang telah membantu penyelesaian laporan ini yang tidak dapat saya sebutkan satu per satu. Semoga segala kebaikan mendapatkan balasan terbaik dari Allah SWT.

Astri Nur Alfiani

LEMBAR PERSEMBAHAN

Bismillahirrahmannirrahim. Puji syukur ke hadirat Allah SWT, Sang Pemilik Ilmu yang telah memberikan setitik cahaya-Nya sehingga perjalanan panjang ini menemui muaranya. Tugas Akhir ini bukan sekadar tumpukan kertas berisi perhitungan teknis melainkan saksi bisu atas doa-doa yang dipanjatkan dan usaha yang nyaris menyentuh batas lelah.

Kepada diri sendiri terima kasih telah menjadi kawan paling tangguh. Terima kasih telah memilih untuk tidak menyerah saat angka-angka di neraca massa tak kunjung menemui titik temu dan saat diagram alir terasa serumit jalan kehidupan.

Tugas akhir ini adalah penutup dari satu bab pendek bernama "kuliah". Namun ia merupakan kata pengantar bagi petualangan besar di depan sana. Dengan penuh takzim dan rasa syukur, lembar ini saya persembahkan sebagai wujud cinta kepada:

1. Ayah dan Mama, dua pilar utama yang menjadi alasan saya tidak pernah menyerah. Terima kasih atas setiap tetes keringat Ayah yang menjadi biaya pendidikan ini dan setiap untaian doa Mama di sujud yang menjadi pelindung di setiap langkah saya. Terima kasih telah menjadi rumah yang paling nyaman untuk pulang yang selalu menerima saya dengan segala lelah dan keluh kesah. Gelar ini mungkin tertulis atas nama saya namun setiap perjuangan di dalamnya adalah milik Ayah dan Mama.
2. Adikku tersayang, *my little boy*. Terima kasih sudah hadir di tengah-tengah kami dan memberikan warna yang berbeda di rumah. Terima kasih telah menjadi sosok yang hebat dengan menjaga Mama saat Ayah dan Kakak tidak di rumah. Kamu adalah salah satu alasan kuat bagi Kakak untuk terus berjuang

hingga garis akhir. Tetaplah menjadi anak yang baik, ya.

3. Ibu Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing tugas akhir. Terima kasih, Bu telah menjadi pelita yang menenangkan di tengah rumitnya perhitungan dan rancangan ini. Terima kasih atas dukungan, semangat, serta inspirasi yang Ibu berikan tanpa henti. Pertemuan bimbingan setiap minggunya tidak lagi menjadi beban yang berat karena selalu Ibu sisipi dengan kehangatan dan candaan kecil yang membangkitkan semangat. Terima kasih untuk ilmu yang diberikan semoga menjadi amal baik dan semoga sehat selalu, Bu.
4. Astri Nur Alfiani, teman dan *partner* dalam menyelasaikan tugas akhir ini. Terima kasih untuk kerja sama yang *solid*, semangat yang saling menguatkan, dan momen-momen bimbingan yang kita lalui bersama.
5. Maida Ayu Amelia, sahabat rasa saudara bagi penulis. Terima kasih karena selalu menyempatkan waktu untuk menelepon dan mendengarkan keluh kesah penulis di tengah kesibukan penelitianmu yang juga tidak mudah. Kehadiranmu melalui suara di telepon adalah penyemangat luar biasa yang meredakan penat di tengah proses tugas akhir ini. Terima kasih telah menjadi sistem pendukung yang selalu ada tanpa jeda.
6. Virna Kumula Sari, terima kasih telah menjadi teman sejak pertama kali saya menginjakkan kaki di Yogyakarta hingga detik ini. Terima kasih telah menemani setiap proses adaptasi, melewati suka dan duka di tanah perantauan, hingga akhirnya kita sampai di titik ini.
7. Bela Tania Sari, terima kasih karena selalu memberikan apresiasi sekecil apa pun terhadap pencapaian dan proses yang penulis lalui. Dukunganmu sangat berarti bagi penulis untuk tetap percaya diri dalam menuntaskan perjalanan ini.

Terima kasih telah menjadi sosok yang selalu menguatkan.

8. Mira, Uly, Icha, Lim, Erlang, Reisya, dan Muis terima kasih telah menjadi bagian dari cerita hidup penulis selama di Yogyakarta. Terima kasih atas kebersamaan, tawa, dan kenangan indah yang telah kita ukir bersama.
9. Terakhir, untuk diri saya sendiri. Terima kasih telah berjuang begitu hebat dan tidak pernah benar-benar berhenti meski lelah berkali-kali datang menyapa di tengah sunyi. Terima kasih telah mampu bertahan melewati batas kemampuan diri, menaklukkan ketakutan yang seringkali menghantui, dan tetap melangkah hingga sampai di titik ini. Terima kasih untuk tetap sabar, tidak pernah bosan, dan tidak menyerah pada setiap obat yang harus dikonsumsi itu demi menjaga raga ini tetap tegak. Gelar ini bukan sekadar validasi akademik, melainkan hadiah atas setiap air mata, kesabaran, dan keberanianmu untuk tetap bertahan hidup. *I am so proud of you, you've fought a good fight.*

Aulya Rizky Chada Rhanay

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL ..... **i**
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING ..... **ii**
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI ..... **iii**
PRAKATA ..... **iv**
LEMBAR PERSEMBAHAN ..... **vi**
DAFTAR ISI ..... **xii**
DAFTAR TABEL ..... **xvi**
DAFTAR GAMBAR ..... **xix**
DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN ..... **xx**
ABSTRAK ..... **xxiii**
ABSTRACT ..... **xxiv**
BAB I. PENDAHULUAN **1**
1.1. Latar Belakang 1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik 2
1.2.1. *Supply* 3
1.2.2. *Demand* 4
1.2.3. Kapasitas Pabrik Klorobenzena Luar Negeri 6
1.3. Tinjauan Pustaka 7
1.3.1. Klorobenzena 7
1.3.2. Pemilihan Proses 9
1.4. Tinjauan Termodinamika 11
1.5. Tinjauan Kinetika 14
BAB II. PERANCANGAN PRODUK **16**
2.1. Spesifikasi Produk 16
2.2. Spesifikasi Bahan Baku 19
2.3. Pengendalian Kualitas 21
2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku 21
2.3.2. Pengendalian Proses Produksi 22
2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk 24
BAB III. PERANCANGAN PROSES **25**
3.1. Diagram Alir Proses dan Material 25
3.1.1. Diagram Alir Kualitatif 25
3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif 26
3.2. Uraian Proses 27
3.2.1. Penyimpanan dan Persiapan Bahan Baku 27
3.2.2. Proses Reaksi Klorinasi 28

3.2.3. Penyerapan dan Pemisahan Gas 29
3.2.4. Pemurnian produk 29
3.2.5. Penyimpanan Produk 30
3.3. Spesifikasi Alat 30
3.3.1. Reaktor (R-01) 30
3.3.2. Menara Distilasi (MD-01) 32
3.3.3. Menara Distilasi (MD-02) 33
3.3.4. Absorber (ABS-01) 34
3.3.5. Akumulator (ACC-01) 35
3.3.6. Akumulator (ACC-02) 36
3.3.7. Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk 38
3.3.8. Alat Transportasi Bahan 41
3.3.8.1. *Blower* 41
3.3.8.2. *Expansion valve* 41
3.3.8.3. *Pump* 42
3.3.9. Alat Penukar Panas 44
3.4. Neraca Massa 49
3.5. Neraca Panas 51
BAB IV. PERANCANGAN PABRIK 55
4.1. Lokasi Pabrik 55
4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*). 59
4.3. Tata Letak Alat Proses (*Machines Layout*) 64
4.4. Organisasi Perusahaan 65
4.4.1. Bentuk Organisasi Perusahaan 65
4.4.2. Struktur Organisasi 68
4.4.3. Jumlah Karyawan dan Tingkat Pendidikan 73
4.4.4. Gaji Karyawan 75
4.4.5. Tunjangan Karyawan 77
4.4.6. Fasilitas Karyawan 78
4.4.7. Jam Kerja Karyawan 78
4.4.8. Cuti Karyawan 80
BAB V. UTILITAS 84
5.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air 85
5.1.1. Unit Penyediaan Air 85
5.1.2. Pengolahan Air 90
5.1.3. Spesifikasi Alat Utilitas untuk Kebutuhan Air 92
5.1.4. Diagram Unit Pengolahan Air 101
5.2. Unit Pembangkit *Steam* 102
5.3. Unit Pembangkit Listrik 103

5.4. Unit Penyedia Udara Tekan 107
5.5. Unit Penyedia Bahan Bakar 109
BAB VI. EVALUASI EKONOMI 111
6.1. Proyeksi Harga Alat 111
6.2. Dasar Perhitungan 117
6.3. Komponen Biaya 117
6.4. Analisa Risiko 122
6.5. Analisa Keuntungan 123
6.6. Analisa Kelayakan 123
6.7. Hasil Evaluasi Ekonomi 128
BAB VII. KESIMPULAN DAN SARAN 130
7.1. Kesimpulan 130
7.2. Saran 131
DAFTAR PUSTAKA 133
LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR 137
LAMPIRAN B. *PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM* 170
LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN 172

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Impor klorobenzena di Indonesia 4
Tabel 1.2 Konsumsi klorobenzena di Indonesia 5
Tabel 1.3 Taksiran harga pasar per 12 Oktober 2025 9
Tabel 1.4 Perhitungan EP pada proses klorinasi 10
Tabel 1.5 Perhitungan EP pada proses oksiklorinasi 10
Tabel 1.6 Perbandingan metode produksi klorobenzena 11
Tabel 1.7 Harga ΔHf° pada masing-masing komponen 12
Tabel 1.8 Harga ΔGf° pada masing-masing komponen 12
Tabel 2.1 Spesifikasi klorobenzena 16
Tabel 2.2 Spesifikasi diklorobenzena 17
Tabel 2.3 Spesifikasi asam klorida 18
Tabel 2.4 Spesifikasi benzena 19
Tabel 2.5 Spesifikasi klorin 20
Tabel 3.1 Spesifikasi alat penyimpanan 38
Tabel 3.2 Spesifikasi *blower* 41
Tabel 3.3 Spesifikasi *expansion valve* 41
Tabel 3.4 Spesifikasi *pump* 42
Tabel 3.5 Spesifikasi *heat exchanger* 44
Tabel 3.6 Neraca massa total 49
Tabel 3.7 Neraca massa di reaktor 01 (R-01) 49
Tabel 3.8 Neraca massa di menara distilasi 01 (MD-01) 49
Tabel 3.9 Neraca massa di menara distilasi 02 (MD-02) 50
Tabel 3.10 Neraca massa di absorber 01 (ABS-01) 50
Tabel 3.11 Neraca panas total 51
Tabel 3.12 Neraca panas di reaktor 01 (R-01) 52
Tabel 3.12 Neraca panas di menara distilasi 01 (MD-01) 52
Tabel 3.14 Neraca panas di menara distilasi 02 (MD-02) 52
Tabel 3.15 Neraca panas di absorber 01 (ABS-01) 52
Tabel 3.16 Neraca panas di *heater* 01 (HE-01) 52
Tabel 3.17 Neraca panas di *heater* 02 (HE-02) 52
Tabel 3.18 Neraca panas di *heater* 03 (HE-03) 53
Tabel 3.19 Neraca panas di *cooler* 01 (CL-01) 53
Tabel 3.20 Neraca panas di *cooler* 02 (CL-02) 53
Tabel 3.21 Neraca panas di *cooler* 03 (CL-03) 53
Tabel 3.22 Neraca panas di *cooler* 04 (CL-04) 53
Tabel 3.23 Neraca panas di *reboiler* 01 (RB-01) 53

Tabel 3.24 Neraca panas di *reboiler* 02 (RB-02)..... 53
Tabel 3.25 Neraca panas di *condensor* 01 (CD-01) 54
Tabel 3.26 Neraca panas di *condensor* 02 (CD-02)..... 54
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik 61
Tabel 4.2 Rincian jumlah tenaga kerja 74
Tabel 4.3 Rincian gaji pokok karwayan 76
Tabel 4.4 Rincian tunjungan karyawan..... 77
Tabel 4.5 Jadwal shift karyawan..... 79
Tabel 5.1 Kebutuhan air untuk keperluan umum 87
Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin 87
Tabel 5.3 Kebutuhan air umpan boiler..... 88
Tabel 5.4 Kebutuhan air keseluruhan..... 90
Tabel 5.5 Spesifikasi pompa..... 99
Tabel 5.6 Spesifikasi *boiler*. 103
Tabel 5.7 Spesifikasi generator. 104
Tabel 5.8 Kebutuhan listrik alat proses 104
Tabel 5.9 Kebutuhan listrik alat utilitas. 105
Tabel 5.10 Kebutuhan listrik pabrik 107
Tabel 5.11 Spesifikasi kompresor udara tekan..... 108
Tabel 5.12 Spesifikasi tangki silika 108
Tabel 5.12 Spesifikasi tangki udara tekan 108
Tabel 5.13 Total kebutuhan bahan bakar..... 109
Tabel 5.14 Dimensi tangki penyimpanan bahan bakar..... 110
Tabel 6.1 Indeks harga alat pada tahun 1963 - 2000 112
Tabel 6.2 Harga alat proses..... 115
Tabel 6.3 Harga alat utilitas 116
Tabel 6.4 *Direct plant cost* 118
Tabel 6.5 *Indirect plant cost*..... 118
Tabel 6.6 *Fixed capital investment (FCI*..... 118
Tabel 6.7 *Working capital investment (WCI)* 119
Tabel 6.8 *Capital investment*..... 119
Tabel 6.9 *Direct manufacturing cost (DMC)*..... 119
Tabel 6.10 *Indirect manufacturing cost (IMC)*..... 120
Tabel 6.11 *Fixed manufacturing cost (FMC)* 120
Tabel 6.12 *Manufacturing cost* (MC)..... 120
Tabel 6.13 *General expenses* 121
Tabel 6.14 Total *production cost*..... 121
Tabel 6.15 Analisa risiko pabrik 122
Tabel 6.16 *Annual fixed manufacturing Cost* (Fa) 125
Tabel 6.17 *Annual regulated expenses* (Ra) 126

Tabel 6.18 *Annual variable value* (Va) 126
Tabel 6.19 *Annual sales value* (Sa) 126
Tabel 6.20 Hasil analisa ekonomi 129

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1 Diagram alir kualitatif 25
Gambar 3.2 Diagram alir kuantitatif 26
Gambar 4.1. Rencana lokasi pendirian pabrik klorobenzena 56
Gambar 4.2 *Layout* pabrik klorobenzena 63
Gambar 4.3 Tata letak mesin proses 65
Gambar 4.4 Bagan struktur organisasi perusahaan 83
Gambar 5.1 Diagram unit pengolahan air 101
Gambar 6.1 Regresi linier indeks harga 114
Gambar 6.2 Grafik evaluasi ekonomi 128

DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN

A : Luas penampang, m^2

a : Selisih tahun

BEP : *Break Event Point*

BM : Berat molekul, g/kmol

BWG : *Birmingham Wire Gauge*

C" : *Corrosion allowance*

C_6H_6 : Benzena

C_6H_5Cl : Monoklorobenzena

$C_6H_4Cl_2$: Diklorobenzena

Cl_2 : Klorin

CEPCI : *Chemical Engineering Plant Cost*

COC : *Cycle of Concentration*

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

D : Diameter, m

DCFRR : *Discounted Cash Flow Rate of Return*

fall : *Allowable Stress*, psia

Fa : *Annual Fixed Cost*

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

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

T : Temperature, ℃

t : Waktu, jam

th : Tebal *head*, in

ts : Tebal *shell*, in

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

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

V : Volume, m^3

Va : *Annual Variable Cost*

x : Konversi, %

xi : Tebal isolasi

%P : Persen pertumbuhan per tahun

ΔH : Entalpi, kJ/jam

ΔPT : Pressure Drop, psia

ε : Efisiensi sambungan

μ : Viskositas, cP

ρ : Densitas, kg/m^3

ABSTRAK

Klorobenzena merupakan senyawa kimia penting yang banyak digunakan sebagai prekursor dalam produksi berbagai bahan kimia turunan, diantaranya fenol, anilin, dan diklorodifeniltrikloroetana (DDT). Prarancangan pabrik klorobenzena ini menggunakan bahan baku benzena dan klorin dengan kapasitas produksi sebesar 30.000 ton/tahun. Pabrik direncanakan didirikan di Cilegon, Banten, di atas lahan seluas ±2,5 hektar dan mempekerjakan sekitar 88 karyawan. Proses utama yang digunakan adalah klorinasi menggunakan reaktor *bubble* dengan pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm. Bahan baku benzena yang dibutuhkan sebesar 3.563,65 kg/jam dan klorin sebesar 3.435,83 kg//jam, menghasilkan produk klorobenzena sebagai produk utama sebesar 3.787,8787 kg/jam serta produk samping berupa diklorobenzena sebesar 1.060,7971 kg/jam dan larutan asam klorida sebesar 4725,5532 kg/jam. Pabrik beroperasi selama 330 hari per tahun dan 24 jam per hari. Kebutuhan utilitas mencakup air sebesar 13.125,67 kg/jam, listrik sebesar 120 kW, batu bara 325,35 kg/jam, dan solar sebesar 11,37 kg/jam. Pada perancangan ini tidak ada limbah. Berdasarkan analisis resiko, pabrik ini dikategorikan *low risk*. Sejalan dengan hasil penilaian tersebut, pendekatan *low risk* juga diterapkan dalam analisis kelayakan ekonomi pabrik. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan profit setelah pajak sebesar Rp72.751.861.900 Rp/tahun dengan ROI setelah pajak 18,52%, POT 3,51 tahun, BEP 50,24%, SDP 20,91%, dan DCFRR 25,16%. Berdasarkan parameter ekonomi dan teknis tersebut, pabrik etilen dari etanol dinyatakan layak untuk didirikan.

Kata kunci : Benzena, Klorin, Klorinasi, Klorobenzena, Evaluasi Ekonomi

ABSTRACT

Chlorobenzene is an important chemical compound widely used as a precursor in the production of various derivative chemicals, including phenol, aniline, and dichlorodiphenyltrichloroethane (DDT). This preliminary design of a chlorobenzene plant uses benzene and chlorine as raw materials with a production capacity of 30,000 tons per year. The plant is planned to be constructed in Cilegon, Banten, on a land area of approximately ±2.5 hectares and will employ about 88 workers. The main process used is the chlorination reaction in a bubble reactor operating at a temperature of 70°C and a pressure of 1 atm. The required benzene feed rate is 3,563.65 kg/h and chlorine is 3,435.83 kg/h, producing chlorobenzene as the main product at a rate of 3,787.8787 kg/h. By-products include dichlorobenzene at 1,060.7971 kg/h and hydrochloric acid solution at 4,725.5532 kg/h. The plant is designed to operate for 330 days per year and 24 hours per day. Utility requirements include water at 13,125.67 kg/h, electricity at 120 kW, coal at 325.35 kg/h, and diesel fuel at 11.37 kg/h. No waste is generated in this plant design. Based on the risk analysis, the plant is categorized as low risk. In line with this classification, a low-risk approach is also applied in the economic feasibility analysis. The economic evaluation results indicate an after-tax profit of IDR 72.751.861.900 per year, with an after-tax ROI of 18,52%, POT of 3.51 years, BEP of 50,24%, SDP of 20,91%, and DCFRR of 25,16%. Based on these technical and economic parameters, the chlorobenzene plant is considered feasible to be established.

Keywords : Benzene, Chlorine, Chlorination, Chlorobenzene, Economic Evaluation

BAB I. PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Kemajuan suatu negara sering kali diukur dari pertumbuhan ekonomi. Di Indonesia, sektor industri memegang peranan vital sebagai pilar penopang utama ekonomi dengan perannya yang dapat meningkatkan pendapatan negara, penyedia lapangan kerja, serta mengurangi ketergantungan pada impor. Pertumbuhan ekonomi berkorelasi dengan peningkatan kesejahteraan masyarakatnya yang dicerminkan dari kualitas sumber daya manusia yang dimiliki. Oleh karena itu, investasi dan peningkatan pembangunan bidang industri merupakan upaya nyata untuk menyejahterakan masyarakat. Di antara berbagai sektor industri, salah satunya industri kimia yang menunjukkan potensi dan perkembangan pesat di Indonesia.

Dalam kerangka pengembangan industri kimia, klorobenzena dapat menjadi pilihan untuk dikembangkan secara domestik. Klorobenzena adalah salah satu senyawa kimia penting yang banyak digunakan sebagai prekursor dalam produksi berbagai bahan kimia turunan, diantaranya fenol, anilin, dan diklorodifeniltrikloroetana (DDT) (Gorodetsky, 2014). Senyawa ini memiliki peranan strategis dalam industi kimia, khususnya pada produksi nitroklorobenzena dan oksida difenil untuk menghasilkan komoditas herbisida, zat warna, dan karet (Cole, 2024).

Di indonesia, kebutuhan klorobenzena hingga kini masih dipenuhi melalui impor karena keterbatasan fasilitas produksi dalam negeri. Ketergantungan pada impor berisiko tinggi terhadap stabilitas pasokan maupun harga akibat kondisi pasar global. Data dari Badan Pusat Statistik (2024) menunjukkan bahwa volume impor klorobenzena dalam beberapa tahun terakhir cenderung fluktuatif yang menegaskan

perlu adanya kemandirian dalam produksi.

Pendirian pabrik klorobenzena dari benzena dan klorin diharapkan menjadi solusi strategis untuk mengurangi ketergantungan terhadap impor bahan kimia. Selain mampu menjamin ketersediaan pasokan, keberadaan pabrik ini juga berkontribusi pada penciptaan lapangan kerja dan berkontribusi pada stabilitas serta keberlanjutan ekonomi nasional.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam menentukan kapasitas pabrik klorobenzena, salah satu faktor utama yang harus dipertimbangkan adalah ketersediaan bahan baku klorin dan benzena. Bahan baku benzena diperoleh dari PT Trans-Pasific Petrochemical Indotama dengan kapasitas produksi 400.000 ton/tahun. Kemudian, bahan baku klorin diperoleh dari PT Asahimas Chemical dengan kapasitas produksi 29.900 ton/tahun dan didukung juga oleh PT Lamurindo. Untuk mengoperasikan pabrik ini, diperlukan suplai benzena sebanyak 28.509,2369 ton/tahun dan klorin 27.486,6150 ton/tahun.

Estimasi kapasitas produksi pabrik klorobenzena yang akan dibangun pada tahun 2031 menggunakan metode *geometric mean annual growth rate*. Formulasi hitungan ini mengacu pada teori Carl Friedrich Gauss yang tercantum pada literatur *Basic Econometrics* (Gujarati dan Porter, 2009). Persamaan perhitungan sebagai berikut.

a. Pertumbuhan Rata - Rata per Tahun

$$i = \frac{\Sigma \%P}{n} \qquad (1.1)$$

Dengan,

$$\%P = \frac{\text{Produksi tahun berjalan} - \text{Produksi tahun sebelumnya}}{\text{Produksi tahun sebelumnya}} \times 100\% \qquad (1.2)$$

b. Prediksi Data Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor

$$m_{\text{tahun yang dicari}} = m_{\text{tahun terakhir}} \times (1 + i)^a \quad (1.3)$$

c. Peluang Kapasitas Produksi

$$m_{2031} = (m_{k2031} + m_{e2031}) - (m_{p2031} + m_{i2031}) \quad (1.4)$$

Dimana:

i : Pertumbuhan rata-rata per tahun

%P : Persen pertumbuhan per tahun

n : Jumlah data %P

a : Selisih tahun

m : Peluang kapasitas

m_p : Proyeksi data produksi

m_k : Proyeksi data konsumsi

m_e : Proyeksi data ekspor

m_i : Proyeksi data impor

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

1.2.1. *Supply*

Supply merujuk pada jumlah total produk atau komoditas yang tersedia untuk dijual di pasar pada berbagai tingkat harga selama periode waktu tertentu meliputi data produksi dalam negeri dan impor.

a. Produksi

Hingga saat ini belum terdapat data mengenai keberadaan pabrik yang memproduksi klorobenzena di Indonesia sehingga kebutuhan domestik dipenuhi melalui impor.

b. Impor

Data statistik klorobenzena diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) 2020-2024 yang terlihat pada Tabel 1.1 sebagai berikut.

Tabel 1. 1 Impor klorobenzena di Indonesia

Tahun	Ton/Tahun	%P
2020	6.418,123	-
2021	5.677,204	-11,54%
2022	7.876,185	27,92%
2023	8.701,611	9,49%
2024	7.733,219	-12,52%
∑%P		**13,35%**
i		**3,34%**
m_{i2031}		**9.732,838 ton/tahun**

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2024

Pertumbuhan rata - rata per tahun (*i*)

$$i = \frac{\Sigma\%P}{n} = \frac{13,35}{5} = 3,34\%$$

Proyeksi data impor tahun 2031 (m_{i2031})

$m_{i2031} = m_{2025} \times (1 + i)^{a} = 7.733,219 \times (1 + 3,34\%)^{(2031-2024)} = 9.732,838$ ton/tahun

Dari hasil perhitungan perkiraan data produksi dan impor klorobenzena di Indonesia, maka diperoleh *supply* klorobenzena sebagai berikut:

***Supply* = Impor + Produksi**

= (9.732,838 + 0) ton/tahun

= 9.732,838 ton/tahun

1.2.2. *Demand*

Demand merujuk pada jumlah permintaan terhadap suatu produk atau komoditas meliputi data konsumsi dalam negeri dan ekspor.

a. Konsumsi

Mengacu pada keterbatasan data konsumsi klorobenzena per tahun, maka perhitungan konsumsi domestik diasumsikan berdasarkan kapasitas produksi industri derivatif klorobenzena, yaitu fenol yang beroperasi di Indonesia dengan mempertimbangkan peran klorobenzena sebagai bahan baku utama dan pendekatan stoikiometri. Merujuk pada literatur Smith (2005) karena nilai konversi tidak diketahui secara pasti maka digunakan konversi sebesar 95%. Informasi konsumsi kemudian diestimasi dari kapasitas masing-masing perusahaan. Tabel 1.2 menunjukkan data perusahaan yang memproduksi fenol di Indonesia.

Tabel 1. 2 Konsumsi klorobenzena di Indonesia

No	Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)	Konversi Klorobenzena	Kebutuhan Klorobenzena pada pabrik
1	PT Metropolitan Penol Pratama	40.000	95%	50.400
2	PT Lambang Tri Usaha	45.000	95%	56.700
3	PT Batu Penggal Chemical Industri	35.000	95%	44.100
4	PT Bumi Banjar Utama Sakti	5.250	95%	6.615
	$\sum$kebutuhan klorobenzena			**157.815 ton/tahun**

Sumber: Suhadi et al., 2023

Rasio massa stoikiometri

$$\text{Rasio massa stoikiometri} = \frac{\text{Mr dari klorobenzena}}{\text{Mr dari fenol}} \tag{1.5}$$

Kebutuhan klorobenzena

$$\text{Kebutuhan} = \frac{\text{Kapasitas produk fenol} \times \text{Rasio massa stoikiometri}}{\text{Konversi}} \tag{1.6}$$

b. Ekspor

Hingga saat ini, Indonesia belum melakukan aktivitas ekspor klorobenzena karena tidak terdapat fasilitas produksi di dalam negeri. Kebutuhan pasar domestik masih sepenuhnya dipenuhi melalui impor oleh beberapa negara.

Dari hasil perhitungan proyeksi konsumsi dan ekspor klorobenzena di Indonesia diperoleh nilai *demand* sebagai berikut:

Demand **= Konsumsi + Ekspor**

= (157.815 + 0) ton/tahun

= 157.815 ton/tahun

Berdasarkan proyeksi kebutuhan produksi, impor, konsumsi dan ekspor klorobenzena pada tahun 2031, peluang pasar untuk klorobenzena dapat ditentukan mengacu pada perhitungan berikut:

Peluang **= *Demand* – *Supply***

= (157.815 – 9.732,838) ton/tahun

= 148.082,162 ton/tahun

1.2.3. Kapasitas Pabrik Klorobenzena di Luar Negeri

Berdasarkan data dari *Agency for Toxic Substances and Disease Registry* (ATSDR, 2020) klorobenzena diproduksi secara komersial di beberapa negara dengan Amerika Serikat menjadi salah satu produsen utama pada periode 1980-2000an. Beberapa perusahaan besar yang memproduksi klorobenzena di Amerika Serikat antara lain Monsanto Chemical Company, PPG Industries, Inc., dan Standard Chlorine Chemical Co., Inc. Kapasitas nasional di Amerika Serikat mengalami penurunan dari tahun ke tahun seiring dengan berkurangnya permintaan klorobenzena untuk bahan baku pestisida dan pelarut organik. Kapasitas produksi tertinggi tercatat pada tahun 1990 sebesar 167.000 ton/tahun dan menurun hingga

24.000 ton/tahun pada tahun 2014.

Oleh karena itu, penentuan kapasitas rancangan pabrik klorobenzena didasarkan pada faktor peluang pasar, risiko, dan ketersediaan bahan baku klorin dengan mengambil batas 20% dari total peluang, yaitu 29.616,432 ton/tahun. Dengan mempertimbangkan faktor pembulatan komersial dan ketersediaan bahan baku maka pabrik yang akan didirikan berkapasitas 30.000 ton/tahun.

1.3. Tinjauan Pustaka

1.3.1. Klorobenzena

Monoklorobenzena atau klorobenzena adalah adalah senyawa organik aromatik dengan rumus kimia C_6H_5Cl. Senyawa ini berupa cairan tidak berwarna, mudah menguap, dan memiliki bau khas seperti almond. Klorobenzena bersifat stabil secara kimia, tidak larut dalam air tetapi larut dalam pelarut organik, serta termasuk dalam golongan halobenzena yang diperoleh dari substitusi atom hidrogen pada cincin benzena oleh atom klor (Mu *et al*., 2022).

Produksi klorobenzena telah mengalami penurunan sejak mencapai puncaknya pada tahun 1969. Senyawa ini merupakan produk setengah jadi (semi-finished product) yang umumnya digunakan sebagai bahan baku maupun bahan penunjang dalam industri kimia (Li *et al*., 2022). Secara garis besar, beberapa proses pembuatan klorobenzena sebagai berikut:

a. Proses Klorinasi

Proses klorinasi dimulai dengan masuknya benzena dalam fase cair dan klorin dalam fase gas ke dalam klorinator pada suhu 70°C dengan rasio mol klorin per benzena adalah 1,06 melalui reaksi berikut (Smith, 1981):

$$C_6H_{6(l)} + Cl_{2(g)} \rightarrow C_6H_5Cl_{(l)} + HCl_{(l)} \quad \text{dengan } X_1 = 75\% \tag{1.7}$$

$$C_6H_5Cl_{(l)} + Cl_{2(g)} \rightarrow C_6H_5Cl_{2(l)} + HCl_{(l)} \quad \text{dengan } X_2 = 15\% \tag{1.8}$$

Hasil keluaran klorinator berupa gas Cl_2 dan HCl yang dialirkan ke absorber serta produk dalam fase cair (benzena, air, toluena, klorobenzena, dan diklorobenzena) yang akan dialirkan menuju proses pemurnian dengan dua menara distilasi (Keyes dan Cark, 1975). Pada proses ini reaksi yang beroperasi pada reaktor pada suhu 40ºC-70ºC dengan tekanan 1 atm (Vilbrandt dan Dreydans, 1959). Klorinasi yang terjadi termasuk dalam reaksi substitusi aromatik elektrofilik, di mana atom hidrogen pada cincin benzena digantikan oleh atom klorin (Galabov *et al*., 2016).

b. Proses *Rasching*

Proses *Rasching-Hooker* memproduksi klorobenzena dengan melibatkan benzena, HCl dan udara dalam fase gas sebagai bahan bakunya. Terdapat dua tahapan dalam proses ini, yaitu reaksi pembentukan klorobenzena serta reaksi hidrolisis klorobenzena yang menghasilkan produk fenol dan hidrogen klorida Tahapan tersebut ditunjukkan melalui persamaan berikut (Prahl *et al*., 1961) .

$$C_6H_{6(g)} + HCl_{(g)} + 0{,}5O_{2(g)} \xrightarrow{katalis} C_6H_5Cl_{(l)} + H_2O_{(l)} \quad (1.9)$$

$$C_6H_{6(g)} + 0{,}5O_{2(g)} \xrightarrow{katalis} C_6H_5OH_{(g)} \quad (1.10)$$

Pemanasan bahan baku dilakukan pada tekanan atmosfer dengan suhu operasi 220-260ºC menggunakan katalis oksida tembaga. Sementara itu, reaksi antara benzena dan klorin berlangsung pada suhu tinggi, yaitu 400-500ºC. Proses ini menghasilkan konversi 10-15%. Kerugian pada proses ini adalah suhu reaksi yang digunakan lebih tinggi dari titik didih benzena menyebabkan banyak benzena yang terbakar atau teruapkan sehingga reaksi tidak terkontrol. Selain itu biaya produksi yang mahal dan tidak ekonomis karena bahan baku yang digunakan dalam fase padatan menyebabkan proses ini tidak digunakan lagi

secara komersial (Kirk dan Othmer, 1961).

c. Proses *Loeser* dan *Schmidt*

Proses *Hoechst* (*Loeser* & *Schmidt*) merupakan pengembangan dari Proses Raschig untuk menghasilkan klorobenzena secara kontinu. Pada proses ini klorobenzena dihasilkan melalui reaksi antara benzena sebagai hidrokarbon aromatis, klorin sebagai halida hidrogen, serta udara yang berperan sebagai sumber oksigen. Reaksi ini menggunakan suhu 150-300^{o}C dan tekanan atmosfer. Dalam proses klorinasi pada *fluidized bed,* reaktan dialirkan melewati katalis yang berada dalam keadaan terfluidisasi. Katalis yang digunakan adalah *ferric chloride*. Setelah reaksi berlangsung, klorobenzena dipisahkan menggunakan Proses *Raschig.* Reaksinya dapat dituliskan sebagai berikut (Loeser *et al*., 1954):

$$C_6H_{6(g)} + HCl_{(g)} + 0{,}5O_{2(g)} \xrightarrow{katalis} C_6H_5Cl_{(l)} + H_2O_{(l)} \qquad (1.11)$$

1.3.2. Pemilihan Proses

Dari semua proses yang dijelaskan sebelumnya perlu dilakukan seleksi untuk memilih proses yang berlangsung secara efektif dan ekonomis dengan berbagai pertimbangan dengan gambaran dari berbagai proses sebagai berikut.

Dilakukan perhitungan *preliminary* berdasarkan persamaan dari literatur Smith (2005), yaitu:

Economic Potential = Nilai produk – Biaya bahan baku (1.12)

Tabel 1. 3 Taksiran harga pasar per 12 Oktober 2025

Komponen	Massa molar kg.kmol^{-1}	Harga (Rp/ton)	Harga (Rp/kg)
C_6H_6	78,11	12.800.000	12.800
Cl_2	71	12.138.240	12.138
C_6H_5Cl	112,5	16.000.000	16.000
HCl	36,5	17.600.000	17.600

Sumber: *Made-in-china.com*

Proses 1: Klorinasi

Dengan menggunakan reaksi pada persamaan 1.7 dan 1.12 didapatkan nilai *economic potential* sebagai berikut:

Tabel 1. 4 Perhitungan EP pada proses klorinasi

Komponen	Massa Molar kg/kmol	Harga Rp/kg	Total Rp/kmol
Bahan Baku			
C_6H_6	78,11	12.800	999.808
Cl_2	70,9	12.138	860.584
Total biaya bahan baku			**1.860.392**
Produk			
C_6H_5Cl	112,56	16.000	1.800.960
HCl	36,46	17.600	641.696
Total nilai produk			**2.442.656**
Nilai *Economic Potential*			**582.264**

Proses 2: Oksiklorinasi (*Rasching*, *Loeser* dan *Schmidt*)

Dengan menggunakan reaksi pada persamaan 1.9, 1.11, dan 1.12 didapatkan nilai *economic potential* sebagai berikut:

Tabel 1. 5 Perhitungan EP pada proses oksiklorinasi

Komponen	Massa Molar kg/kmol	Harga Rp/kg	Total Rp/kmol
Bahan Baku			
C_6H_6	78,11	12.800	999.808
HCl	36,46	17.600	641.696
O_2	32	0	0
Total biaya bahan baku			**1.641.504**
Produk			
C_6H_5Cl	112,56	16.000	1.800.960
H_2O	18,02	0	0
Total nilai produk			**1.800.960**
Nilai *Economic Potential*			**159.456**

Nilai EP pada proses klorinasi lebih tinggi dibandingkan proses oksiklorinasi.

Tabel 1. 6 Perbandingan metode produksi klorobenzena

Parameter	Proses		
	Klorinasi	***Rasching***	***Loeser* dan *Schmidt***
Suhu reaksi, ºC	40ºC-70ºC	400-500ºC	150-300ºC
Tekanan, atm	1	5-10	1
Fase reaksi	Cair-Gas	Gas	Gas
Konversi, %	75%	10-15%	10-15%.
Bahan baku	Benzena dan Klorin	Benzena, Asam Klorida, dan Oksigen	Benzena, Asam Klorida, dan Oksigen
Produk samping	Diklorobenzena dan Asam klorida	Air dan Fenol	Air
Keuntungan ekonomis investasi, Rp/kmol	582.264	159.456	159.456

Dari segala pertimbangan tersebut dipilih untuk produksi klorobenzena menggunakan proses klorinasi.

1.4. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika dilakukan untuk menentukan apakah reaksi bersifat

endotermis (menyerap panas) atau eksotermis (melepaskan panas). Penentuan ini dilakukan melalui perhitungan menggunakan data panas pembentukan standar (ΔHf°) pada kondisi tekanan 1 atm dan suhu 298 K yang diperoleh dari literatur *Chemical Properties Handbook* (Yaws, 1999). Reaksi pembentukan klorobenzena sebagai produk utama dan diklorobenzena serta HCl sebagai produk samping dapat dilihat dari persamaan reaksi 1.12 dan 1.13. Untuk data panas pembentukan standar (ΔH_f°) dapat dilihat pada Tabel 1.4 berikut:

$$C_6H_{6(l)} + Cl_{2(g)} \rightarrow C_6H_5Cl_{(l)} + HCl_{(l)}$$

$$C_6H_5Cl_{(l)} + Cl_{2(g)} \rightarrow C_6H_4Cl_{2(l)} + HCl_{(l)}$$

Tabel 1. 7 Harga ΔH_f° pada masing-masing komponen

Komponen	**ΔH_f° (kJ/mol)**
C_6H_6	82,93
Cl_2	0
C_6H_5Cl	51,84
HCl	-92,30
$C_6H_4Cl_2$	26,47

Sumber : Yaws, 1999

Untuk reaksi pada persamaan 1.7:

$$\Delta H_{reaksi}^{\circ} = \Delta H_{f\,produk}^{\circ} - \Delta H_{f\,reaktan}^{\circ} \qquad (1.13)$$

$$\Delta H_{reaksi}^{\circ} = (\Delta H_{f\,C_6H_5Cl}^{\circ} + \Delta H_{f\,HCl}^{\circ}) - (\Delta H_{f\,C_6H_6}^{\circ} + \Delta H_{f\,Cl_2}^{\circ})$$

$$\Delta H_{reaksi}^{\circ} = (51,84 + (-92,30)) - (82,93 + 0)\ kJ/mol$$

$$\Delta H_{reaksi}^{\circ} = -123,39\ kJ/mol$$

Untuk reaksi pada persamaan 1.8:

$$\Delta H_{reaksi}^{\circ} = (\Delta H_{f\,C_6H_5Cl_2}^{\circ} + \Delta H_{f\,HCl}^{\circ}) - (\Delta H_{f\,C_6H_5Cl}^{\circ} + \Delta H_{f\,Cl_2}^{\circ})$$

$$\Delta H_{reaksi}^{\circ} = (26,47 + (-92,30)) - (51,84 + 0)\ kJ/mol$$

$\Delta H_{reaksi}° = -117,67$ kJ/mol

Untuk mengetahui nilai entalpi keseluruhan dilakukan energi Gibbs pada kondisi suhu 298 ^oK dengan menggunakan data energi Gibbs dari masing-masing komponen, yaitu sebagai berikut:

Tabel 1. 8 Harga $\Delta G_f°$ masing-masing komponen

Komponen	**$\Delta G_f°$ (kJ/mol)**
C_6H_6	129,66
Cl_2	0
C_6H_5Cl	99,16
HCl	-95,30

Sumber : Yaws, 1999

Perhitungan dilakukan pada reaksi pembentukan produk utama (pers. 1.13), yaitu klorobenzena. Energi Gibbs secara keseluruhan:

$$\Delta G_{reaksi}° = \Delta G_{f\,produk}° - \Delta G_{f\,reaktan}° \qquad (1.14)$$

$$\Delta G_{reaksi}°_{(298)} = (\Delta G_{f\,C_6H_5Cl}° + \Delta G_{f\,HCl}°) - (\Delta G_{f\,C_6H_6}° + \Delta H_{f\,Cl_2}°)$$

$$\Delta G_{reaksi}°_{(298)} = (99,16 + (-95,30)) - (129,66 + 0)$$

$$\Delta G_{reaksi}°_{(298)} = -125,80 \text{ kJ/mol}$$

Reaksi *overall* dari proses pembuatan klorobenzena sebagai produk utama dan diklorobenzena sebagai produk samping diketahui bahwa reaksinya termasuk eksotermis dengan kesetimbangan reaksi bernilai negatif, yaitu $\Delta H_{reaksi}° = -241,06$ kJ/mol maka reaksi pembentukan melepaskan kalor dari sistem ke lingkungan sehingga kalor dari sistem berkurang. Untuk nilai energi Gibbs yang diperoleh dari perhitungan sebesar -125,80 kJ/mol dengan nilai bernilai negatif maka reaksi bersifat spontan.

Untuk mengetahui reaksi berjalan secara *reversible* atau *irreversible* dilakukan dengan menghitung konstanta kesetimbangan dengan syarat jika nilai K >

1 maka reaksi irreversible dan nilai K < 1 reaksi berjalan reversible. Perhitungan dilakukan dengan menggunakan persamaan dari literatur Smith dan Van Ness (1997) sebagai berikut:

$$\ln K_1 = \left(\frac{-\Delta G_{reaksi}^{\circ}}{T \times R}\right)$$

$$\ln K_1 = \frac{1}{T} \times \frac{-(-125{,}80)}{8{,}314}$$

$$K_1 = e^{\frac{1}{298} \times 15{,}13110416}$$

$$K_1 = 1{,}0513$$

Reaksi yang terjadi pada klorinator pada kondisi suhu 70ºC dengan menggunakan data $\Delta H_{reaksi}^{o}1$ maka besarnya konstanta kesetimbangan (K_2) diperoleh nilai sebesar:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = -\left(\frac{\Delta H}{R}\right)\left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)$$

$$\ln \frac{K_2}{1{,}0513} = -\left(\frac{-123{,}39}{8{,}314}\right)\left(\frac{1}{343} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\ln \frac{K_2}{1{,}0513} = -0{,}0065$$

$$\frac{K_2}{1{,}0513} = e^{-0{,}0065}$$

$$\frac{K_2}{1{,}0513} = 0{,}9935$$

$$K_2 = 1{,}0445$$

Reaksi berjalan secara *irreversible* karena memenuhi syarat K > 1 artinya reaksi berlangsung ke arah produk. Dengan kata lain, konsentrasi produk jauh lebih besar dibandingkan reaktan pada keadaan setimbang yang diperkuat dengan nilai energi Gibbs yang bernilai negatif dimana reaksi berlangsung spontan ke arah

pembentukan produk.

1.5. Tinjauan Kinetika

Tinjauan kinetika dilakukan untuk melihat kecepatan dan laju reaksi. Laju reaksi sendiri adalah perubahan konsentrasi reaktan terhadap waktu dimana laju reaksi akan meningkat seiring bertambahnya waktu. Peningkatan ini menyebabkan volume reaktor yang diperlukan berkurang. Dari persamaan 1.7 dan 1.8 diperoleh persamaan laju reaksi orde satu sebagai berikut (Bodman, 1968).

$$-\frac{dx_{C_6H_6}}{dt} = k_1.x_{C_6H_6} \tag{1.15}$$

$$\frac{dx_{C_6H_5Cl}}{dt} = k_1.x_{C_6H_6} - k_2.x_{C_6H_5Cl} \tag{1.16}$$

Dengan,

x = fraksi mol

k_1 = konstanta laju reaksi 1 (pada suhu 70^{o}C) = 1,55 jam^{-1}

k_2 = konstanta laju reaksi 2 (pada suhu 70^{o}C) = 0,45 jam^{-1}

BAB II. PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

Tabel 2. 1 Spesifikasi klorobezena

Produk Utama	
Rumus Molekul	C_6H_5Cl
Berat Molekul	112,56 g/mol
Titik Didih	132°C
Titik Lebur	-45°C
Titik Nyala	27°C
Tekanan Uap	9,04 mmHg (20°C)
Densitas	1,106 g/ml (25 °C)
Bentuk	Cair
Viskositas	0,730 cP
Kelarutan	0,207 g/L (20°C
Sifat Bahan	Mudah terbakar, menyebabkan iritasi, dan berbahaya jika terhirup
Hazard	(NFPA, 2010)
Kemurnian yang Dijual Dipasaran	99,8%

Sumber : Safety Data Sheet Sigma Aldrich, 2024

Tabel 2. 2 Spesifikasi diklorobezena

Produk Samping	
Rumus Molekul	$C_6H_4Cl_2$
Berat Molekul	147 g/mol
Titik Didih	180ºC
Titik Lebur	-18ºC
Titik Nyala	66ºC
Tekanan Uap	1,58 mmHg (35ºC)
Densitas	1,28 g/ml (25 ºC)
Bentuk	Cair
Viskositas	1 cP
Kelarutan	0, 1558 g/L (20ºC
Sifat Bahan	Berbahaya jika tertelan dan terhirup, menyebabkan iritasi, dan sangat toksik pada kehidupan perairan
Hazard	(NFPA, 2010)
Kemurnian yang Dijual Dipasaran	99,5%

Sumber : Safety Data Sheet Sigma Aldrich, 2025

Tabel 2. 3 Spesifikasi asam klorida

Produk Samping	
Rumus Molekul	HCl
Berat Molekul	36,46 g/mol
Titik Didih	> 100°C
Titik Lebur	-30°C
Titik Nyala	Tidak berlaku
Tekanan Uap	170,2 mmHg (21,1°C)
Densitas	1,2 g/ml (25 °C)
Bentuk	Cair
Viskositas	0,062 cP
Kelarutan	67,3 g/100 g air
Sifat Bahan	Bersifat korosif terhadap logam, menyebabkan luka bakar serius, kerusakan mata, dan iritasi saluran pernapasan
Hazard	(NFPA, 2010)
Kemurnian yang Dijual Dipasaran	30-32%

Sumber : Safety Data Sheet Sigma Aldrich, 2025

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2. 4 Spesifikasi benzena

Bahan Baku Utama	
Rumus Molekul	C_6H_6
Berat Molekul	78,12 g/mol
Titik Didih	80°C
Titik Lebur	5,5°C
Titik Nyala	-11 °C
Tekanan Uap	74,6 mmHg (20°C)
Densitas	0,879 g/ml (25 °C)
Bentuk	Cair
Viskositas	0,6 cP (20°C)
Kelarutan	1,8 g/L (25°C)
Sifat Bahan	Mudah terbakar, menyebabkan iritasi, dan bersifat karsinogenik
Hazard	(NFPA, 2010)
Kemurnian yang Dijual Dipasaran	99%

Sumber : Safety Data Sheet Sigma Aldrich, 2025

Tabel 2. 5 Spesifikasi klorin

Bahan Baku Utama	
Rumus Molekul	Cl_2
Berat Molekul	70,91 g/mol
Titik Didih	-34°C
Titik Lebur	-101°C
Titik Nyala	Tidak berlaku
Tekanan Uap	4,8 mmHg (20°C)
Densitas	1,4 g/ml (25 °C)
Bentuk	Gas
Viskositas	13,3 cP (20°C)
Kelarutan	7,41 g/L (20°C)
Sifat Bahan	Mudah terbakar, menyebabkan iritasi, dan bersifat karsinogenik
Hazard	(NFPA, 2010)
Kemurnian yang Dijual Dipasaran	99%

Sumber : Safety Data Sheet Sigma Aldrich, 2024

2.3. Pengendalian Kualitas

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Kualitas bahan baku yang digunakan dalam proses produksi sangat menentukan keberhasilan proses dan kualitas produk akhir. Pada pabrik klorobenzena yang menggunakan benzena dan klorin sebagai bahan utama, pengendalian mutu bahan baku dilakukan dengan menilai beberapa parameter penting sebagai berikut:

a. Kemurnian Benzena dan Klorin

Kemurnian benzene dan klorin adalah parameter utama yang menentukan seberapa murni benzena dan klorin yang digunakan sebagai bahan baku. Pengujian kemurnian dilakukan untuk memastikan bahwa kandungan benzena dan klorin dalam sampel sangat tinggi dan bebas dari kontaminan yang dapat mempengaruhi proses produksi atau kualitas produk akhir (Shchekoldina *et al*., 2021).

b. Kandungan Impuritis

Selain kemurnian, analisis terhadap kandungan impuritas juga perlu dilakukan untuk mengetahui keberadaan senyawa pengotor yang mungkin terdapat dalam bahan baku. Impuritas seperti hidrokarbon aromatik lain pada benzena atau logam terlarut pada klorin dapat menurunkan efisiensi proses serta mempengaruhi hasil reaksi. Oleh karena itu, batas kadar pengotor harus dikontrol agar tetap berada dalam rentang yang diperbolehkan (Shchekoldina *et al*., 2021).

c. Parameter Fisika

Parameter fisika seperti densitas, viskositas, titik didih, tekanan, suhu, dan titik leleh juga dilakukan pada tahap pengendalian kualiatas bahan baku. Pengujian parameter fisika ini memastikan bahwa karakteristik fisik benzena dan klorin sesuai

dengan standar yang ditetapkan sehingga tidak menimbulkan masalah dalam proses produksi berikutnya. Seperti pada kasus, perubahan densitas atau viskositas dapat mempengaruhi efisiensi proses pemisahan atau reaksi kimia yang melibatkan benzena sehingga sangat penting dilakukan uji parameter ini (Cristian dan Alexandru, 2018).

d. Uji Residu dan *Byproduct*

Evaluasi terhadap kemungkinan adanya residu atau produk samping dari tahapan penanganan bahan sebelumnya juga dilakukan untuk menghindari gangguan pada proses reaksi maupun penurunan kualitas produk. Kandungan residu yang tinggi dapat menyebabkan kontaminasi silang atau reaksi tak diinginkan selama proses produksi (Shchekoldina *et al*., 2021).

e. Uji Kestabilan dan Konsistensi

Uji kestabilan dan konsistensi dilakukan dengan pengujian berulang untuk memastikan bahwa hasil pengujian tetap konsisten dan bahan baku stabil selama penyimpanan maupun transportasi. Hal ini penting untuk menjamin kualitas bahan baku tetap terjaga hingga digunakan dalam proses produksi, sehingga tidak terjadi perubahan sifat yang dapat mempengaruhi hasil akhir (Shchekoldina *et al*., 2021).

2.3.2. Pengendalian Proses Produksi

Proses pembuatan klorobenzena dari benzena dan klorin dikendalikan secara otomatis dengan bantuan berbagai instrumen kontrol, seperti sensor aliran, suhu, tekanan, dan ketinggian cairan. Sistem kontrol tersebut berperan menjaga kondisi proses tetap stabil dalam batas yang ditentukan, sehingga reaksi klorinasi benzena berlangsung optimal dan produk yang dihasilkan memiliki mutu terbaik. Pengendalian yang dilakukan sebagai berikut (Sun *et al*., 2022).

a. Pengendalian Suhu (*Temperature Control*)

Suhu perlu dijaga agar proses reaksi dan pemisahan berjalan optimal. Sebagai contoh, pada pemisahan benzena dan klorobenzena dimana suhu kolom distilasi diatur sedemikian rupa untuk memperoleh hasil pemisahan yang maksimal. Jika suhu terlalu tinggi atau terlalu rendah mengakibatkan hasil pemisahan kurang optimal. Oleh karena itu, pengaturan suhu dilakukan menggunakan sensor suhu dan sistem pemanas/pendingin yang dikontrol otomatis.

b. Pengendalian Tekanan (*Pressure Control*)

Tekanan di dalam peralatan proses, seperti reaktor atau kolom distilasi harus dijaga tetap stabil. Tekanan yang terlalu tinggi dapat menimbulkan bahaya sedangkan tekanan yang terlalu rendah dapat menyebabkan reaksi tidak berlangsung dengan optimal. Oleh karena itu, pengendalian tekanan dilakukan menggunakan sensor tekanan dan katup pengatur otomatis.

c. Pengendalian Aliran (*Flow Rate Control*)

Aliran bahan baku benzena dan klorin serta produk harus diatur agar sesuai dengan kebutuhan proses. Jika aliran terlalu cepat atau lambat mengakibatkan hasil reaksi kurang maksimal. *Flowmeter* dan katup otomatis digunakan untuk mengatur aliran

d. Pengendalian Level (*Level Control*)

Level cairan peralatan proses harus dijaga agar tidak terjadi kelebihan (*overflow*) atau kekurangan (kosong). Apabila level tidak terkontrol menyebabkan proses bisa terganggu bahkan merusak peralatan. Untuk itu, digunakan sensor level dan pompa/katup otomatis guna menjaga level tetap sesuai kebutuhan.

e. Sistem Kontrol Terintegrasi (*Integrated Control System*)

Semua parameter di atas dikendalikan secara otomatis dan terpusat

menggunakan sistem komputer melalui *Distibuted Control System* (DCS). Sistem ini memantau dan mengatur suhu, tekanan, level, dan aliran secara *real-time* sehingga proses lebih aman, efisien, dan mudah diawasi.

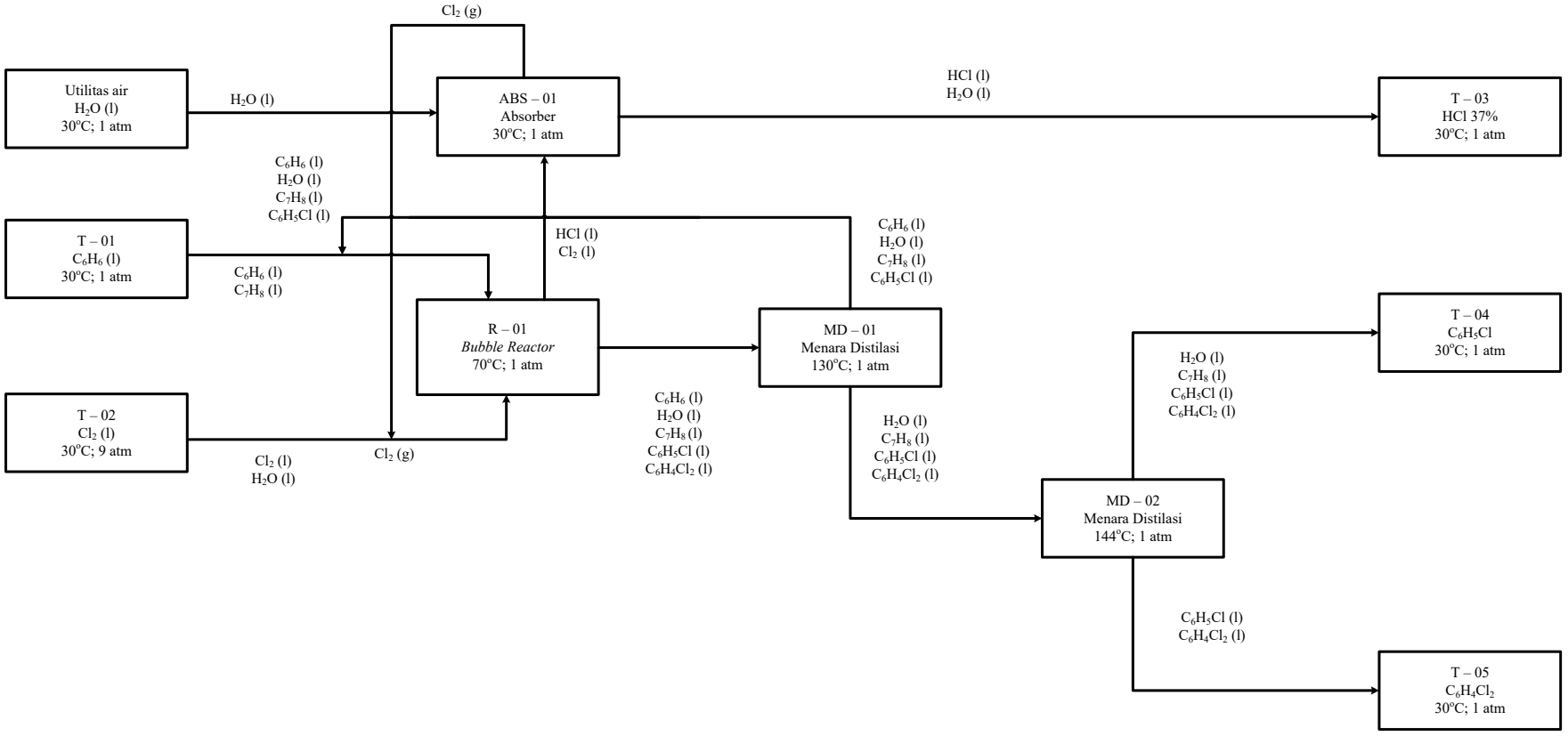
2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk

Untuk menjamin mutu produk yang memenuhi standar, diperlukan penggunaan bahan baku berkualitas serta penerapan sistem pengawasan dan pengendalian proses yang terintegrasi melalui *system control*. Dengan demikian, produk yang dihasilkan memiliki kualitas tinggi dan layak dipasarkan. Evaluasi kesesuaian produk terhadap standar dilakukan melalui pengujian sifat fisik dan kimia, meliputi densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk, serta komposisi komponen.

BAB III. PERANCANGAN PROSES

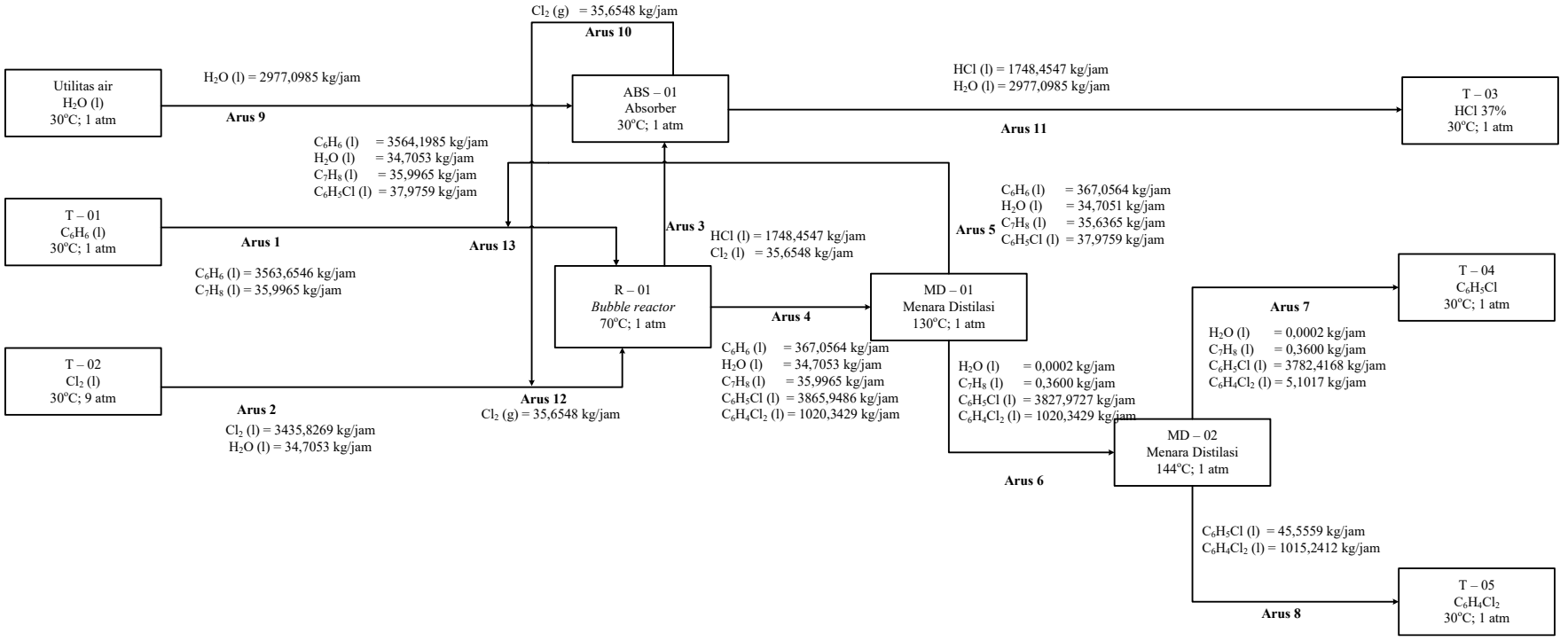
3.1. Diagram Alir Proses dan Material

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

Pabrik pembuatan klorobenzena (C6H5Cl) dirancang dengan kapasitas 30.000 ton per tahun dengan bahan baku benzena (C6H6) dan klorin (Cl2). Proses berlangsung melalui reaksi klorinasi dimana atom hidrogen pada cincin benzena digantikan oleh atom klor. Reaksi pada proses ini bersifat eksotermis. Dari reaksi 1.7 dan 1.8, klorobenzena dihasilkan sebagai produk utama dan diklorobenzena serta asam klorida sebagai produk samping. Pabrik ini beroperasi secara kontinu selama 24 jam per hari dan 330 hari per tahun. Secara garis besar, proses dapat dibagi menjadi empat tahap utama, yaitu:

1. Persiapan bahan baku
2. Proses reaksi klorinasi
3. Proses penyerapan dan pemisahan gas
4. Proses pemurnian produk
5. Penyimpanan produk

3.2.1. Penyimpanan dan Persiapan Bahan Baku

Bahan baku benzena dengan kemurnian 99% dengan impuritas toluena 1% disimpan dalam fase cair di dalam tangki T-01. Tangki ini merupakan tangki silinder tegak yang dirancang dengan *flat bottom* dan atap berbentuk *torispherical head*. Kondisi penyimpanan dijaga pada suhu lingkungan 30°C dan tekanan atmosferik 1 atm. Untuk mempermudah pemantauan stok di ruang kendali, tangki dilengkapi dengan *level indicator*. Benzena berfungsi sebagai substrat utama dalam reaksi substitusi aromatik. Kemudian, benzena diumpankan dari tangki penyimpanan menuju reaktor menggunakan pompa sentrifugal P-02. Sebelum memasuki reaktor, benzena dilewatkan melalui pemanas *heater*-01 (HE-01) untuk menaikkan suhunya

dari 30°C menjadi 70°C sesuai dengan kondisi operasi di dalam reaktor.

Sementara itu, klorin dengan kemurnian 99% dengan impuritas air 1% disimpan dalam kondisi cair di dalam tangki bola dengan atap *eliptical head* (T-02) pada tekanan 9 atm dan suhu 30°C yang dilengkapi *level* dan *pressure indicator*. Sebelum diumpankan, klorin dilewatkan melalui *expansion valve* untuk diturunkan tekanannya menjadi 1 atm sehingga berubah fase menjadi gas. Gas klorin tersebut kemudian dipanaskan melalui *heater*-02 hingga mencapai suhu 70°C. Dalam rancangan ini, klorin diumpankan secara berlebih (*excess*) yang bertujuan untuk menggeser kesetimbangan agar konversi mengarah ke benzena meningkat.

3.2.2. Proses reaksi klorinasi

Umpan benzena dan klorin masuk ke dalam reaktor gelembung berpengaduk (R-01) yang beroperasi pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm dengan target konversi sebesar 75%. Reaktor ini dilengkapi dengan *plate coil* yang dialiri air pendingin guna menyerap panas reaksi karena reaksi klorinasi bersifat eksotermis.

Mekanisme reaksi yang terjadi di dalam reaktor diawali dengan tahap transfer massa, dimana gas klorin yang diinjeksikan ke dasar reaktor pecah menjadi gelembung-gelembung kecil. Molekul klorin kemudian berdifusi dari inti gelembung gas melewati lapisan film antarmuka untuk melarut ke dalam fase benzena cair. Faktor yang mempengaruhi tahap ini, yaitu luas permukaan kontak gelembung dimana semakin kecil ukuran gelembung, semakin cepat klorin tersedia dalam bentuk terlarut untuk memulai reaksi.

Setelah klorin terlarut dalam fase cair, klorin yang terserap bertumbukan dengan molekul benzena untuk menghasilkan monoklorobenzena. Namun, karena reaksi ini bersifat seri, monoklorobenzena yang sudah terbentuk dapat bereaksi lebih lanjut dengan klorin yang masih tersedia untuk menghasilkan diklorobenzena.

Kemudian, tahap desorpsi yaitu pelepasan produk samping berupa asam klorida (HCl). Sebagai hasil dari reaksi klorinasi, HCl akan terbentuk dan terakumulasi di dalam fase cair karena HCl memiliki volatilitas yang tinggi dan kelarutan yang terbatas dalam benzena akan berpindah dari fase cair masuk kembali ke dalam gelembung gas yang sedang bergerak naik ke permukaan. Proses desorpsi ini membersihkan cairan dari produk samping berbentuk gas, sehingga gelembung yang keluar dari bagian atas reaktor merupakan campuran sisa gas klorin dan gas HCl hasil reaksi.

3.2.3. Penyerapan dan pemisahan gas

Aliran gas yang keluar dari bagian atas reaktor, yang terdiri dari sisa klorin dan gas HCl dialirkan menuju *cooler-01* yang dilengkapi dengan *temperature controller* untuk diturunkan suhunya menjadi 30 °C. Campuran gas tersebut kemudian dimasukkan ke dalam kolom absorber (ABS-01). Di dalam kolom ini, gas HCl akan diserap secara lawan arus (*counter-current*) menggunakan media air proses dari utilitas sehingga menghasilkan produk samping asam klorida cair dengan konsentrasi 37%. Absorber dilengkapi dengan *pressure indicator* untuk memantau tekanan kolom serta *flow controller* pada aliran air penyerap. Larutan HCl ini kemudian dipompa oleh P-03 menuju tangki penyimpanan *flat bottom* dan atap berbentuk *torispherical head* T-03. Sementara itu, gas klorin yang tidak terlarut akan keluar melalui puncak absorber dan dialirkan kembali sebagai arus *recycle* menuju umpan reaktor melalui pompa P-09.

3.2.4. Pemurnian produk

Hasil bawah reaktor yang berupa campuran fase cair dipompa oleh P-05 menuju menara distilasi-01 (MD-01) untuk memisahkan benzena sisa yang tidak bereaksi. Menara ini beroperasi pada suhu umpan 130 °C dan tekanan 1 atm. Uap

yang keluar dari puncak menara MD-01 (didominasi benzena) diembunkan seluruhnya di dalam kondensor total (CD-01) dengan menggunakan media pendingin *cooling water*. Hasil kondensasi fase cair kemudian dialirkan menuju akumulator (ACC-01) yang berfungsi sebagai tangki penampung sementara. Laju pengeluaran distilat dari akumulator dikendalikan oleh *level controller* (LC) untuk menjaga stabilitas inventori cairan di dalam tangki. Sebagian cairan dari akumulator dikembalikan ke menara sebagai refluks melalui pompa P-04 untuk menjaga profil suhu dan kemurnian pemisahan, sementara sebagian lainnya dialirkan sebagai produk atas (atau *recycle*).

Cairan yang terkumpul di dasar menara MD-01 dialirkan menuju reboiler (RB-01) untuk diberikan energi panas guna menguapkan kembali komponen ringan hingga suhu 150 °C. Reboiler ini menggunakan *saturated steam* sebagai media pemanas, di mana panas laten dari *steam* ditransfer ke cairan proses sehingga terjadi penguapan parsial. Uap yang dihasilkan dari reboiler dikembalikan ke bagian bawah menara untuk menyediakan aliran uap (*vapor rise*) yang diperlukan dalam proses kontak antar fase. Sementara itu, fraksi berat yang tetap dalam fase cair dikeluarkan sebagai hasil bawah menara melalui pompa P-06 untuk diteruskan ke tahap pemisahan selanjutnya di MD-02.

Pada menara distilasi MD-02, terjadi proses pemisahan antara monoklorobenzena sebagai produk utama (distilat) dan diklorobenzena sebagai produk samping (hasil bawah). Uap monoklorobenzena yang keluar dari puncak menara dikondensasikan di dalam CD-02 dan ditampung dalam akumulator ACC-02. Akumulator ini dilengkapi dengan *level controller* untuk mengatur pembagian aliran, di mana sebagian cairan dialirkan menuju tangki penyimpanan produk dan sebagian lainnya dikembalikan ke menara sebagai refluks. Sementara itu, cairan yang

terkumpul di dasar menara MD-02 dialirkan menuju *reboiler* RB-02. Di dalam *reboiler*, sebagian cairan diuapkan kembali dan dialirkan ke bagian bawah menara sedangkan fraksi cair lainnya dikeluarkan sebagai produk bawah menuju tangki penyimpanan diklorobenzena.

3.2.5. Penyimpanan Produk

Sebelum memasuki tahap penyimpanan akhir, produk monoklorobenzena didinginkan di *cooler*-03 dan produk samping diklorobenzena didinginkan di *cooler*-04 hingga mencapai suhu 30 °C. Monoklorobenzena disimpan di dalam tangki T-04 sedangkan diklorobenzena disimpan di dalam tangki T-05 dimana keduanya merupakan tangki silinder tegak dengan atap *torispherical head*. kedua tangki dilengkapi dengan *level controller* serta sistem perpipaan yang terintegrasi dengan unit pengisian (*loading station*) untuk distribusi produk.

3.3. Spesifikasi Alat

3.3.1. Reaktor (R-01)

Nama dan Kode	:	Reaktor 01 (R-01)
Fungsi	:	Melakukan reaksi klorinasi benzena dan klorin menjadi monoklorobenzena sebagai produk utama dan diklorobenzena dan asam klorida sebagai produk samping
Jenis	:	Reaktor *Bubble* dengan pengaduk (*stirred vessel tank*)
Material	:	*Stainless steel* SA 167 *grade* 11 *type* 316
Tipe perancangan	:	Silinder tegak dengan *flange and dish head* (*torispherical*) sebagai tutup atas dan bawah
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp5.500.371.288,59
Kondisi operasi		
a. Tekanan	:	1 atm

b. Suhu : 70 ºC

c. Konversi : 75%

d. Waktu tinggal : 1,9 jam

Ukuran tangki

a. Volume cairan : 8,5975 m^3

b. Volume tangki : 10,3170 m^3

c. Volume reaktor : 10,3170 m^3

Diameter : 2,2860 m

Tinggi : 3,6804 m

Tebal : 5/16 in

d. Diameter gelembung : 0,0106 m

e. Kecepatan gelembung : 0,0367 m/s

Pipa pemasukkan dan pengeluaran

a. Pipa umpan dan produk cair

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

b. Pipa umpan dan produk gas

OD : 10,75 in

ID : 10,02 in

Ukuran *head*

a. Tebal : 5/16 in

b. Tinggi : 0,4686 m

Pengaduk

a. Jenis : *Flat blade turbine impeller*

b. Diameter : 0,762 m

c. Jumlah *blade* : 6

d. Lebar *blade* : 0,0953 m

e. Jumlah *baffle* : 4

f. Lebar *baffle* : 0,1905 m

g. Putaran : 63,6621 rpm

h. *Power* : 40 HP

Pendingin

a. Media pendingin : Air
b. Luas transfer panas : 42,0311 m^2
c. Luas *coil* : 30,5357 m^2
d. Jenis *coil* : *Coil*
e. Diameter *coil* : 3/8 in
f. Jumlah *coil* : 125
g. Kebutuhan air pendingin : 214,4823 kg/jam

Isolator

a. Bahan : *Glass fiber*
b. Suhu : 40 ºC
c. Tebal : 0,0061 m

3.3.2. Menara Distilasi (MD-01)

Nama dan Kode : Menara Distilasi 01 (MD-01)
Fungsi : Memisahkan campuran umpan menjadi produk distilat yang kaya akan komponen ringan seperti benzena dan air serta produk residu yang didominasi oleh komponen berat berupa klorobenzena dan diklorobenzena
Jenis : *Multicomponent distillation*
Tipe : *Tray distillation column*
Material : *Carbon Steel* SA 283 *grade* C

Kondisi operasi

a. Tekanan : 1 atm
b. Suhu
   Puncak menara : 100,4307 ºC
   Umpan : 129,8491 ºC
   Dasar menara : 150,9831 ºC

Spesifikasi

Shell

a. Diameter : 0,6604 m
b. Tinggi : 16 m

c. Tebal : 1/8 in

Head

a. Jenis : *Torispherical dished head*
b. Tinggi : 0,1636 m
c. Tebal : 1/8 in

Tray

a. Jenis *tray* : *Sieve tray*
b. *Feed plate* : 6
c. Jumlah *plate* aktual : 46 (termasuk *reboiler*)
d. Susunan *hole* : *Triangular pitch*
e. Diameter *hole* : 0,0048 m
f. *Tray spacing* : 0,0191 m
g. Jumlah lubang : 633

Jumlah : 1

Harga : Rp1.522.115.286,33

3.3.3. Menara Distilasi (MD-02)

Nama dan Kode : Menara Distilasi 02 (MD-02)

Fungsi : Memurnikan monoklorobenzena dengan cara memisahkannya dari komponen berat berupa diklorobenzena dimana monoklorobenzena sebagai produk utama (distilat) sementara diklorobenzena (residu)

Jenis : *Multicomponent distillation*

Tipe : *Tray distillation column*

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

Kondisi operasi

a. Tekanan : 1 atm
b. Suhu

Puncak menara : 138,6694 ºC

Umpan : 150,9831 ºC

Dasar menara : 180,2473 ºC

Spesifikasi

Shell

a. Diameter	:	0,7620 m
b. Tinggi	:	12 m
c. Tebal	:	1/8 in

Head

a. Jenis	:	*Torispherical dished head*
b. Tinggi	:	0,1810 m
c. Tebal	:	1/8 in

Tray

a. Jenis *tray*	:	*Sieve tray*
b. *Feed plate*	:	17
c. Jumlah *plate* aktual	:	32 (termasuk *reboiler*)
d. Susunan *hole*	:	*Triangular pitch*
e. Diameter *hole*	:	0,0048 m
f. *Tray spacing*	:	0,0191 m
g. Jumlah lubang	:	1325
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp1.268.429.405,28

3.3.4. Absorber (ABS-01)

Nama dan Kode	:	Absorber 01 (ABS-01)
Fungsi	:	Menyerap komponen yang berasal dari keluaran reaktor atas dengan media penyerap air
Jenis	:	*Packed tower*
Material	:	*Stainless Steel* SA 167 *grade* 11 *type 316*
Kondisi operasi		
a. Tekanan	:	1 atm
b. Suhu	:	30 ºC
Kondisi proses	:	Adiabatis, *non-isothermal*

Spesifikasi

Shell

a. Diameter : 0,6902 m
b. Tinggi : 4,3661 m
c. Tebal : 3/16 in

Head

a. Jenis : *Torispherical dished head*
b. Tinggi : 0,2083 m
c. Tebal : 3/16 in

Bahan isian/*packing*

a. Jenis : Intalox® Saddles
b. Bahan konstruksi : Keramik
c. Susunan : *Random packing*
d. Diameter : 1 in

HETP : 0,8763 m

Jumlah : 1

Harga : Rp456.634.585,90

3.3.5. Akumulator 01 (ACC-01)

Nama dan Kode : Akumulator 01 (ACC-01)

Fungsi : Menampung embunan yang berasal dari kondensor (CD-01) yang berupa campuran

Jenis : *Cylinder tank horizontal*

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

Kondisi operasi

a. Tekanan : 1 atm
b. Suhu : 100,43 ºC

Spesifikasi

Shell

a. Diameter : 1,1407 m
b. Tinggi : 5,7036 m
c. Tebal : 3/16 in

Head

a. Jenis	:	*Torispherical dished head*
b. Tinggi	:	0,0048 m
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp212.721.541,55

3.3.6. Akumulator (ACC-02)

Nama dan Kode	:	Akumulator 02 (ACC-02)
Fungsi	:	Menampung embunan yang berasal dari kondensor (CD-02) yang berupa campuran
Jenis	:	*Cylinder tank horizontal*
Material	:	*Carbon Steel* SA 283 *grade* C

Kondisi operasi

a. Tekanan	:	1 atm
b. Suhu	:	138,67 ºC

Spesifikasi

Shell

a. Diameter	:	0,8976 m
b. Tinggi	:	2,6981 m
c. Tebal	:	3/16 in

Head

a. Jenis	:	*Torispherical dished head*
b. Tinggi	:	0,0048 m
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp95.218.213,84

3.3.7. Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Tabel 3. 1 Spesifikasi alat penyimpanan

Tangki	T-01	T-02
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan kebutuhan bahan baku benzena	Menyimpan kebutuhan bahan baku klorin
Lama Penyimpanan	14 hari	7 hari
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder *vertical*	*Spherical tank*
Kondisi Operasi		
a. Suhu	30 ºC	30 ºC
b. Tekanan	1 atm	9 atm
Spesifikasi		
a. Bahan konstruksi	*Carbon steel* SA 283 *grade* C	*Stainless Steel* SA 167 *grade* 11 *type 316*
b. Volume tangki	2052,3632 m^3	499,116 m^3
c. Diameter	18,2880 m	12,192 m
d. Tinggi	7,6546 m	12,192 m
e. Jumlah *course*	4	-
f. Tebal *shell*	*Course* 1 : 1/4 in *Course* 2 : 1/4 in *Course* 3 : 1/4 in *Course* 4 : 1/4 in	1 in
Head and bottom		Secara teknis tidak memerlukan *head and bottom* terpisah seperti tangki silinder
a. Jenis *head*	*Torispherical dished head*	
b. Tebal *head*	3/16 in	
c. Jenis *bottom*	*Flat bottom*	
d. Tebal *bottom*	1/4 in	
Harga	Rp415.313.485,88	Rp6.211.599.280,26

Tabel 3. 1 Spesifikasi alat penyimpanan (lanjutan)

Tangki	T-03	T-04
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan produk samping asam klorida	Menyimpan produk utama klorobenzena
Lama Penyimpanan	14 hari	30 hari
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder *vertical*	Silinder *vertical*
Kondisi Operasi		
a. Suhu	30 C	30 C
b. Tekanan	1 atm	1 atm
Spesifikasi		
a. Bahan konstruksi	*Carbon steel* SA 283 *grade* C	*Carbon steel* SA 283 *grade* C
b. Volume tangki	2583,5388 m^3	4270,3980 m^3
c. Diameter	21,3360 m	24,3840 m
d. Tinggi	7,7272 m	9,5907 m
e. Jumlah *course*	4	5
f. Tebal *shell*	*Course* 1 : 1/4 in *Course* 2 : 1/4 in *Course* 3 : 1/4 in *Course* 4 : 1/4 in	*Course* 1 : 1/4 in *Course* 2 : 1/4 in *Course* 3 : 1/4 in *Course* 4 : 0,27 in *Course* 5 : 0,34 in
Head and bottom		
a. Jenis *head*	*Torispherical dished head*	*Torispherical dished head*
b. Tebal *head*	5/16 in	5/16 in
c. Jenis *bottom*	*Flat bottom*	*Flat bottom*
d. Tebal *bottom*	3/8 in	3/8 in
Harga	Rp1.521.465.501,93	Rp1.910.442.035,04

Tabel 3. 1 Spesifikasi alat penyimpanan (lanjutan)

Tangki	**T-05**
Fungsi Peruntukan Alat	**Menyimpan produk samping diklorobenzena**
Lama Penyimpanan	30 hari
Fasa	Cair
Jumlah Tangki	1
Jenis Tangki	Silinder *vertical*
Kondisi Operasi	
a. Suhu	30 C
b. Tekanan	1 atm
Spesifikasi	
a. Bahan konstruksi	*Carbon steel* SA 283 *grade* C
b. Volume tangki	810,8337 m^3
c. Diameter	13,7160 m
d. Tinggi	5,7566 m
e. Jumlah *course*	3
f. Tebal *shell*	*Course* 1 : 3/16 in
	Course 2 : 3/16 in
	Course 3 : 3/16 in
Head and bottom	
a. Jenis *head*	*Torispherical dished head*
b. Tebal *head*	3/16 in
c. Jenis *bottom*	*Flat bottom*
d. Tebal *bottom*	1/4 in
Harga	788.082.663,45

3.3.8. Alat Transportasi Bahan

3.3.8.1. *Blower*

Tabel 3. 2 Spesifikasi blower

Nama dan kode		***Blower* 01 (BL-01)**
Fungsi peruntukkan alat	:	Mengalirkan gas dari keluaran atas R-01 menuju ABS-01
Nama bahan yang di-*transport*	:	HCl dan Cl_2
Kapasitas	:	0,0012 m^3/jam
Normal operating conditions		
a. Suhu	:	30 ºC
b. Tekanan	:	1 atm
***Blower* efisiensi**	:	80%
Jenis *blower*	:	*Backward curve blade centrifugal blower*
Daya motor	:	962,1417 watt
Material construction	:	*Carbon steel* SA 283 *grade* C
Harga	:	Rp382.442,89

3.3.8.2. *Expansion valve*

Tabel 3. 3 Spesifikasi *expansion valve*

Nama dan kode		***Expansion valve* 01 (EV-01)**
Fungsi peruntukkan alat	:	Menurunkan tekanan keluaran T-02 dari 9 atm menjadi 1 atm untuk diumpankan ke R-01
Jenis *expansion valve*	:	*Globe valve open*
Kapasitas	:	2,4917 m^3/jam
Spesifikasi		
a. NPS	:	1 ¼ in
b. *Schedule number*	:	40
c. a't (*flow area per pipe*)	:	0,006 ft^2
d. Le (panjang ekivalen)	:	12,1914 m
Material construction	:	*Stainless Steel* SA 167 *grade* 11 *type 316*

3.3.8.3. *Pump*

Tabel 3. 4 Spesifikasi *pump*

Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki utilitas menuju ABS-01	Mengalirkan benzena dan toluena dari T-01 menuju R-01	Mengalirkan hasil bawah ABS-01 menuju T-03
Viskositas	0,8150 cP	0,5623 cP	0,5364 cP
Kapasitas	3,5 m^3/jam	4,4 m^3/jam	6,1 m^3/jam
Kecepatan	1,01 m/s	1,27 m/s	1,29 m/s
Spesifikasi			
a. NPS	1,25 in	1,25 in	1,5 in
b. Sch	40	40	40
Pump head	5,7 m	5,9 m	5,3 m
Suhu fluida	30°C	30°C	30°C
Jenis pompa	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Daya motor	372,85 watt	372,85 watt	372,85 watt
Material construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp105.347.811,05	Rp105.347.811,05	Rp117.503.327,71

Tabel 3. 4 Spesifikasi *pump* (lanjutan)

Kode	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan distilat MD-01 menuju aliran bahan baku benzena	Mengalirkan hasil bawah R-01 menuju MD-01	Mengalirkan *bottom* MD-01 menuju MD-02
Viskositas	0,0212 cP	0,3075 cP	2,85E-01 cP
Kapasitas	0,7 m^3/jam	9,6 m^3/jam	5,8 m^3/jam
Kecepatan	1,05 m/s	1,23 m/s	1,23 m/s
Spesifikasi			
a. NPS	0,5 in	2 in	1,5 in
b. Sch	40	40	40
Pump head	5,2 m	5,1 m	5,1 m
Suhu fluida	130°C	70°C	150°C
Jenis pompa	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Daya motor	37,2850 watt	559,2750 watt	372,85 watt
Material construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp60.777.583,30	Rp139.788.441,59	Rp117.503.327,71

Tabel 3. 4 Spesifikasi *pump* (lanjutan)

	P-07	**P-08**	**P-09**
Fungsi	Mengalirkan distilat MD-02 menuju T-04	Mengalirkan *bottom* MD-02 menuju T-05	Mengalirkan hasil atas ABS-01 menuju aliran bahan baku klorin
Viskositas	0,2713 cP	0,3871 cP	0,3344 cP
Kapasitas	4,7 m^3/jam	1,1 m^3/jam	4,2 m^3/jam
Kecepatan	1,35 m/s	1,59 m/s	1,22 m/s
Spesifikasi			
a. NPS	1,25 in	0,5 in	1,25 in
b. Sch	40	40	40
Pump head	5,7 m	7,2 m	5,3 m
Suhu fluida	144°C	144°C	30°C
Jenis pompa	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Daya motor	372,8500 watt	124,2833 watt	372,8500 watt
Material construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp105.347.811,05	Rp60.777.583,30	Rp105.347.811,05

3.3.9. Alat Penukar Panas

Tabel 3. 5 Spesifikasi *heat exchanger*

Kode	**HE-01**	**HE-02**	**HE-03**
Jenis HE	*Double pipe*	*Double pipe*	*Double pipe*
		Operating condition - annulus	
Fluid	*Saturated steam*	*Saturated steam*	*Saturated steam*
Fluid type	*Hot*	*Hot*	*Hot*
Flowrate	106,046 kg/jam	63,1896 kg/jam	222,9678 kg/jam
Temperature			
In	110°C	110°C	144°C
Out	110°C	110°C	144°C
Pressure	2 atm	2 atm	3 atm
		Operating condition - tube	
Fluid	99,99% benzena dan 0,001% toluena	99,99% klorin dan 1,46E-07% air	Keluaran bawah R-01 menuju MD-01
Fluid type	*Cold*	*Cold*	*Cold*
Flowrate	3197,1221 kg/jam	3400,6911 kg/jam	5339,2329 kg/jam
Temperature			
In	30°C	30°C	70°C
Out	70°C	70°C	130°C
Pressure	1 atm	1 atm	1 atm
		Mechanical design - annulus	
Panjang	12 ft	12 ft	3,6576 m
Hairpin	3	2	4
NPS	1 ¼ in	1 ¼ in	4 in
Sch	40	40	40
A	1,4049 m^2	0,6697 m^2	3,7145 m^2
ΔP_{cal} / Δp_{allow}	18925,28/34464,28 Pa	4903,25/34464,28 Pa	99,3931/34464,28 Pa
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,795/0,529 kJ/m^2.s.K	0,635/0,529 kJ/m^2.s.K	0,783/0,529 kJ/m^2.s.K
		Mechanical design - tube	
NPS	1 in	1 in	1 ¼ in
Sch	40	40	40
ΔP_{cal} / Δp_{allow}	13832,64/68928,57 Pa	6312,79/68928,57 Pa	10155,06/68928,57 Pa
Harga	Rp24.311.033,32	Rp30.388.791,65	Rp56.725.744,41

Tabel 3. 5 Spesifikasi *heat exchanger* (lanjutan)

Kode	**HE-04**	**CL-01**	**CL-02**
Jenis HE	*Double pipe*	*Double pipe*	*Double pipe*
		Operating condition - annulus	
Fluid	*Saturated steam*	Keluaran atas R-01 menuju ABS-01	Distilat MD-01 menuju R-01
Fluid type	*Hot*	*Hot*	*Hot*
Flowrate	29,8687 kg/jam	3210,7918 kg/jam	490,1413 kg/jam
Temperature			
In	100°C	70°C	100°C
Out	100°C	30°C	70°C
Pressure	2 atm	1 atm	1 atm
		Operating condition - tube	
Fluid	Keluaran atas ABS-01 menuju R-01	Air pendingin	Air pendingin
Fluid type	*Cold*	*Cold*	*Cold*
Flowrate	1462,0702 kg/jam	6725,6763 kg/jam	373,6609 kg/jam
Temperature			
In	30°C	10°C	30°C
Out	70°C	20°C	50°C
Pressure	1 atm	1 atm	1 atm
		Mechanical design - annulus	
Panjang	12 ft	12 ft	12 ft
Hairpin	1	2	1
NPS	1 in	8 in	⅜ in
Sch	40	40	40
A	1,2898 m^2	3,4296 m^2	0,2141 m^2
ΔP_{cal} / Δp_{allow}	26,89/34464,28 Pa	17357,31/34464,28 Pa	12136,94/34464,28 Pa
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,836/0,529 kJ/m^2.s.K	0,827/0,529 kJ/m^2.s.K	0,673/0,529 kJ/m^2.s.K
		Mechanical design - tube	
NPS	2 ½ in	6 in	¾ in
Sch	40	40 in	40
ΔP_{cal} / Δp_{allow}	39049,20/68928,57 Pa	7,7272/68928,57 Pa	13984,76/68928,57 Pa
Harga	Rp38.492.469,42	Rp56.725.744,41	Rp20.259.194,43

Tabel 3. 5 Spesifikasi *heat exchanger* (lanjutan)

Kode	**CL-03**	**CL-04**
Jenis HE	*Double pipe*	*Double pipe*
	Operating condition - annulus	
Fluid	Distilat MD-02 menuju T-04	Distilat MD-02 menuju T-05
Fluid type	*Hot*	*Hot*
Flowrate	3787,8788 kg/jam	1061,2128 kg/jam
Temperature		
In	139°C	180,247°C
Out	30°C	30°C
Pressure	1 atm	1 atm
	Operating condition - tube	
Fluid	Air pendingin	Air pendingin
Fluid type	*Cold*	*Cold*
Flowrate	14059,4527 kg/jam	5176,1028 kg/jam
Temperature		
In	10°C	10°C
Out	20°C	20°C
Pressure	1 atm	1 atm
	Mechanical design - annulus	
Panjang	12 ft	12 ft
Hairpin	8	2
NPS	4 in	2 in
Sch	40	40
A	4,2359 m^2	1,2822 m^2
ΔP_{cal} / Δp_{allow}	512,620/34464,28 Pa	5067,08/34464,28 Pa
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,860/0,529 kJ/m^2.s.K	0,845/0,529 kJ/m^2.s.K
	Mechanical design - tube	
NPS	2 in	1 ½ in
Sch	40	40
ΔP_{cal} / Δp_{allow}	20244,22/68928,57 Pa	2742,23/68928,57 Pa
Harga	Rp60.777.583,30	Rp38.492.469,42

Tabel 3. 5 Spesifikasi *heat exchanger* (lanjutan)

Kode	**CD-01**	**CD-02**
Jenis HE	*Shell and tube*	*Shell and tube*
	Operating condition - shell	
Fluid	Distilat MD-01	Distilat MD-02
Fluid type	*Hot*	*Hot*
Flowrate	2343,1468 kg/jam	6414,8475 kg/jam
Temperature		
In	104°C	139°C
Out	100°C	139°C
Pressure	1 atm	1 atm
	Operating condition - tube	
Fluid	Air pendingin	Air pendingin
Fluid type	*Cold*	*Cold*
Flowrate	15452,0669 kg/jam	24252,7126 kg/jam
Temperature		
In	30°C	30°C
Out	50°C	50°C
Pressure	1 atm	1 atm
	Mechanical design - shell	
Pass	1	1
NPS	10 in	10 in
$\mathbf{\Delta P_{cal}}$ / $\mathbf{\Delta p_{allow}}$	4,8320/34464,28 Pa	31,4578/34464,28 Pa
$\mathbf{Rd_{cal}}$ / $\mathbf{Rd_{min}}$	0,853/0,529 kJ/m^2.s.K	0,7112/0,529 kJ/m^2.s.K
	Mechanical design - tube	
Length	12 ft	12 ft
Pass	1	1
NPS	¾ in	¾ in
BWG	14	14
Number	73 *tube*	73 *tube*
A	11,6303 m^2	11,4348 m^2
Pitch	15/16 in *triangular*	15/16 in *triangular*
$\mathbf{\Delta P_{cal}}$ / $\mathbf{\Delta p_{allow}}$	17,6687/68928,57 Pa	115,5629/68928,57 Pa
Harga	Rp474.065.149,73	Rp470.013.310,85

Tabel 3. 5 Spesifikasi *heat exchanger* (lanjutan)

Kode	**RB-01**	**RB-02**
Jenis HE	*Shell and tube*	*Shell and tube*
Tipe HE	*Kettle reboiler*	*Kettle reboiler*
	Operating condition - shell	
Fluid	*Bottom* dari MD-01	*Bottom* dari MD-01
Fluid type	*Cold*	*Cold*
Flowrate	8879,8881 kg/jam	8024,1132 kg/jam
Temperature		
In	146°C	140°C
Out	151°C	180°C
Pressure	1 atm	1 atm
	Operating condition - tube	
Fluid	*Saturated steam*	*Saturated steam*
Fluid type	*Hot*	*Hot*
Flowrate	599,1393 kg/jam	1127,5648 kg/jam
Temperature		
In	161°C	182°C
Out	161°C	182°C
Pressure	1 atm	1 atm
	Mechanical design - shell	
Pass	1	1
NPS	18 in	22 in
ΔP_{cal} / Δp_{allow}	Diabaikan karena *pool boiling*	Diabaikan karena *pool boiling*
Rd_{cal} / Rd_{min}	0,7711/0,529 kJ/m^2.s.K	0,7599/0,529 kJ/m^2.s.K
	Mechanical design - tube	
Length	12 ft	12 ft
Pass	1	1
NPS	¾ in	¾ in
BWG	14	14
Number	241 *tube*	384 *tube*
A	47,5829 m^2	83,9602 m^2
Pitch	15/16 in *triangular*	15/16 in *triangular*
ΔP_{cal} / Δp_{allow}	0,0074/32,014 Pa	0,0098/32,014 Pa
Harga	Rp494.324.344,17	Rp646.268.302,42

3.4. Neraca Massa

Tabel 3. 6 Neraca massa total

Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)
HCl	0,0000	1748,4547
Cl_2	3400,1721	0,0000
C_6H_6	3196,5982	0,0000
H_2O	2977,0987	2977,0987
C_7H_8	0,0360	0,0360
C_6H_5Cl	0,0000	3782,4168
$C_6H_4Cl_2$	0,0000	1015,2412
Total	**9574,2290**	**9574,2990**

Tabel 3. 7 Neraca massa reaktor (R-01)

Komponen	*Input* (kg/jam)		*Output* (kg/jam)	
	A12	A13	A3	A4
HCl	0,0000	0,0000	1748,4547	0,0000
Cl_2	3435,8269	0,0000	35,6548	0,0000
C_6H_6	0,0000	3563,6546	0,0000	367,0564
H_2O	0,0000	34,7053	0,0000	34,7053
C_7H_8	0,0000	35,9965	0,0000	35,9965
C_6H_5Cl	0,0000	37,9759	0,0000	3865,9486
$C_6H_4Cl_2$	0,0000	0,0000	0,0000	1020,3429
Total	**3435,8269**	**3672,3324**	**1748,1095**	**5324,0498**

Tabel 3. 8 Neraca massa menara distilasi 01 (MD-01)

Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)	
	A4	A5	A6
HCl	0,0000	0,0000	0,0000
Cl_2	0,0000	0,0000	0,0000
C_6H_6	367,0564	367,0564	0,0000
H_2O	34,7053	34,7051	0,0002
C_7H_8	35,9965	35,6365	0,3600
C_6H_5Cl	3865,9486	37,9759	3827,9727
$C_6H_4Cl_2$	1020,3429	0,0000	1020,3429
Total	**5324,0498**	**475,3740**	**4848,6758**

Tabel 3. 9 Neraca massa menara distilasi 02 (MD-02)

Komponen	*Input* (kg/jam)	*Output* (kg/jam)	
	A6	**A7**	**A8**
HCl	0,0000	0,0000	0,0000
Cl_2	0,0000	0,0000	0,0000
C_6H_6	0,0000	0,0000	0,0000
H_2O	0,0002	0,0002	0,0000
C_7H_8	0,3600	0,3600	0,0000
C_6H_5Cl	3827,9727	3782,4168	45,5559
$C_6H_4Cl_2$	1020,3429	5,1017	1015,2412
Total	**4848,6758**	**3787,8788**	**1060,7971**

Tabel 3. 10 Neraca massa menara *absorber* (ABS-01)

Komponen	*Input* (kg/jam)		*Output* (kg/jam)	
	A3	**A9**	**A10**	**A11**
HCl	1748,4547	0,0000	0,0000	1748,4547
Cl_2	35,6548	0,0000	35,6548	0,0000
C_6H_6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H_2O	0,0000	2977,0985	0,0000	2977,0985
C_7H_8	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C_6H_5Cl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
$C_6H_4Cl_2$	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	**1748,1095**	**2977,0985**	**1462,0702**	**4725,5532**

3.5. Neraca panas

Tabel 3. 11 Neraca panas total

Alat	*Input* (kj/kg)	*Output* (kj/kg)
Reaktor-01	4.584.757,84	4.584.757,84
Menara distilasi-01	1.909.705,81	1.909.705,81
Menara distilasi-02	3.237.418,35	3.237.418,35
Absorber-01	86.443,97	86.443,97
Heater-01	315.281,70	315.281,70
Heater-02	187.185,24	187.185,24
Heater-03	945.362,71	945.362,71
Cooler-01	572.940,50	572.940,50
Cooler-02	78.470,12	78.470,12
Cooler-03	1.335.751,02	1.335.751,02
Cooler-04	474.471,17	474.471,17
Reboiler-01	2.624.327,35	2.624.327,35
Reboiler-02	4.079.176,84	4.079.176,84
Condensor-01	1.445.632,40	1.445.632,40
Condensor-02	3.602.287,54	3.602.287,54
Total	**25.479.212,58**	**25.479.212,58**

Tabel 3. 12 Neraca panas di reaktor (R-01)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	217.677,5	Qproduk	88.424,6
Qreaksi	4.313.080,3	Qpendingin	4.496.333,3
Total	**4.584.757,84**	**Total**	**4.584.757,84**

Tabel 3. 13 Neraca panas di menara distilasi 01 (MD-01)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	814.498,6	Qproduk	939.026,6
Q*boiler*	983.972,1	Q*condensor*	970.679,5
Qpenyerapan	111.235,2		
Total	**1.909.705,81**	**Total**	**1.909.705,81**

Tabel 3. 14 Neraca panas di menara distilasi 02 (MD-02)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	867.897,6	Qproduk	841.593,7
Q*boiler*	2.369.520,7	Q*condensor*	2.014.576,7
		Qpenyerapan	381.247,9
Total	**3.237.418,35**	**Total**	**3.237.418,35**

Tabel 3. 15 Neraca panas di *absorber* 01 (ABS-01)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	86.443,97	Qproduk	86.443,97
Total	**86.443,97**	**Total**	**86.443,97**

Tabel 3. 16 Neraca panas di *heater* 01 (HE-01)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	28.385,8	Qproduk	315.281,70
Qpemanas	286.895,8		
Total	**315.281,70**	**Total**	**315.281,70**

Tabel 3. 17 Neraca panas di *heater* 02 (HE-02)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	16.249,9	Qproduk	187.185,24
Qpemanas	170.935,3		
Total	**187.185,24**	**Total**	**187.185,24**

Tabel 3. 18 Neraca panas di *heater* 03 (HE-03)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	338.950,4	Qproduk	945.362,71
Qpemanas	606.412,3		
Total	**945.362,71**	**Total**	**945.362,71**

Tabel 3. 19 Neraca panas di *cooler* 01 (CL-01)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	572.940,50	Qproduk	135.402,4
		Qpendingin	437.538,1
Total	**572.940,50**	**Total**	**572.940,50**

Tabel 3. 20 Neraca panas di *cooler* 02 (CL-02)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	78.470,12	Qproduk	41.763,1
		Qpendingin	36.707,0
Total	**78.470,12**	**Total**	**78.470,12**

Tabel 3. 21 Neraca panas di *cooler* 03 (CL-03)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	1.335.751,02	Qproduk	152.806,3
		Qpendingin	1.182.944,8
Total	**1.335.751,02**	**Total**	**1.335.751,02**

Tabel 3. 22 Neraca panas di *cooler* 04 (CL-04)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	474.471,17	Qproduk	38.977,9
		Qpendingin	435.493,2
Total	**474.471,17**	**Total**	**474.471,17**

Tabel 3. 23 Neraca panas di *reboiler* 01 (RB-01)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	1.351.223,6	Qproduk	2.624.327,35
Qpemanas	1.273.103,7		
Total	**2.624.327,35**	**Total**	**2.624.327,35**

Tabel 3. 24 Neraca panas di *reboiler* 02 (RB-02)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qumpan	1.013.392,9	Qproduk	4.079.176,84
Qpemanas	3.065.783,9		
Total	**4.079.176,84**	**Total**	**4.079.176,84**

Tabel 3. 25 Neraca panas di *condensor* 01 (CD-01)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qbeban	1.445.632,40	Qpendingin	1.445.632,40
Total	**1.445.632,40**	**Total**	**1.445.632,40**

Tabel 3. 26 Neraca panas di *condensor* 02 (CD-02)

Input		***Output***	
Komponen energi	**Panas (kJ/kg)**	**Komponen energi**	**Panas (kJ/kg)**
Qbeban	3.602.287,54	Qpendingin	3.602.287,54
Total	**3.602.287,54**	**Total**	**3.602.287,54**

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

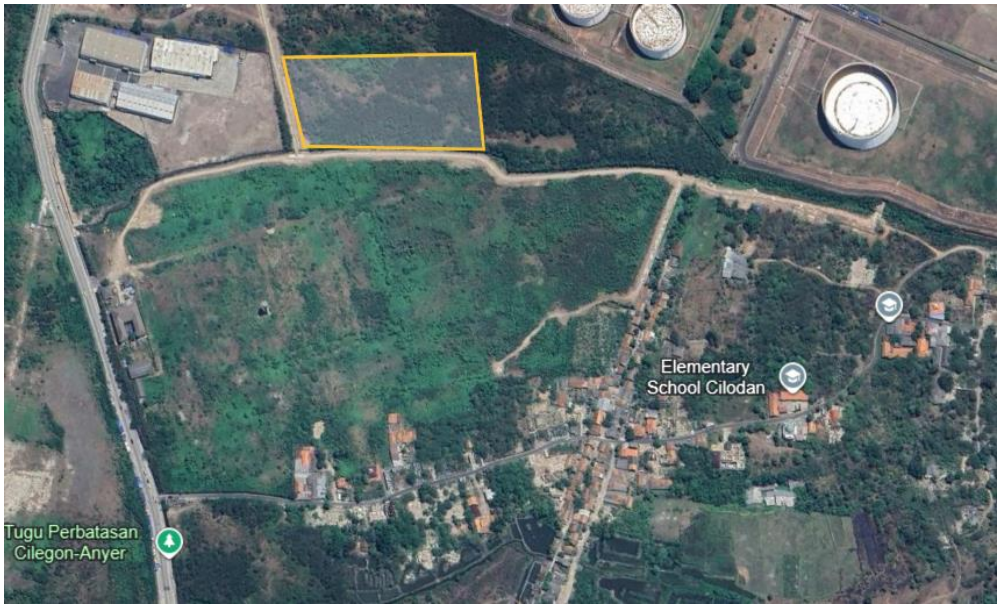
Pemilihan lokasi pabrik merupakan tahapan krusial dalam pra rancangan pabrik kimia karena berpengaruh langsung terhadap kelayakan ekonomi serta efisiensi operasional jangka panjang. Secara teknis, lokasi yang strategis harus mampu menyeimbangkan antara minimalisasi biaya produksi dan optimalisasi distribusi produk ke konsumen. Berdasarkan prinsip dasar yang dikemukakan oleh Vilbrandt dan Dryden (1959) dalam *Chemical Engineering Plant Design*, pemilihan lokasi ideal harus mempertimbangkan kedekatan dengan sumber bahan baku (*raw material oriented*) maupun pasar (*market oriented*).

Berdasarkan pertimbangan teknis dan ekonomis tersebut, pabrik klorobenzena dengan kapasitas 30.000 ton/tahun direncanakan untuk didirikan di Kawasan Industri Cilegon, Banten, tepatnya di Kecamatan Ciwandan seluas 25000 m^2 atau 2,5 ha. Pemilihan lokasi ini sangat strategis karena Cilegon merupakan pusat industri petrokimia di Indonesia. Secara legalitas dan regulasi, pemilihan lokasi ini telah selaras dengan kebijakan pemerintah, antara lain:

a. Undang-Undang RI No. 3 Tahun 2014 tentang Perindustrian, yang mengatur standarisasi Kawasan Industri guna mencapai efisiensi nasional dan daya saing industri yang lebih tinggi.
b. Peraturan Daerah (Perda) No. 1 Tahun 2020 Kota Cilegon tentang Rencana Tata Ruang Wilayah (RTRW) yang secara spesifik menetapkan wilayah Pulomerak dan sekitarnya sebagai zona industri berat dan kimia. Hal ini memberikan kepastian hukum terkait perizinan dan keberlangsungan operasional pabrik di masa yang akan datang.

Selain aspek teknis dan regulasi tata ruang, pemilihan lokasi di Cilegon juga diperkuat oleh adanya fasilitas Kemudahan Layanan Investasi Langsung Konstruksi (KLIK). Kawasan yang terpilih, yakni Krakatau Sarana Properti (dahulu KIEC) di Kota Cilegon dengan luas area mencapai 570 hektare merupakan salah satu kawasan industri yang ditunjuk pemerintah untuk menjalankan program ini.

Melalui program KLIK, investor yang telah mengantongi izin investasi atau izin prinsip diperkenankan untuk langsung memulai proses konstruksi pabrik secara paralel sambil mengurus perizinan daerah lainnya. Implementasi program ini memberikan keuntungan berupa efisiensi waktu pada tahap *commissioning* dan awal pembangunan. Hal tersebut meminimalkan risiko keterlambatan proyek (*project delay*) dan mempercepat realisasi operasional sehingga pengembalian modal (*Return on Investment*) dapat tercapai lebih awal sesuai dengan target kelayakan ekonomi yang direncanakan.



Gambar 4. 1 Rencana lokasi pendirian pabrik klorobenzena

Berikut alasan utama lokasi yang dipilih lebih unggul dibandingkan daerah lain:

1. Ketersediaan dan kedekatan bahan baku

   Dalam perancangan pabrik ini, ketersediaan bahan baku ditetapkan sebagai prioritas utama dalam menentukan lokasi. Bahan baku utama yang digunakan adalah Benzena yang disuplai oleh PT Trans-Pacific Petrochemical Indotama (TPPI) di Tuban, Jawa Timur, serta Klorin yang diperoleh dari PT Asahimas Chemical di Cilegon, Banten dan PT Lumurindo di Karawang. Meskipun sumber bahan baku berasal dari tiga lokasi berbeda, pemilihan lokasi pabrik di Kawasan Industri Cilegon didasarkan pada pertimbangan bahwa klorin memiliki sifat fisik yang jauh lebih volatil. Dengan menempatkan pabrik berdekatan dengan produsen klorin, risiko kebocoran selama transportasi dapat diminimalisasi dan biaya penanganan material (*material handling costs*) untuk gas cair yang bertekanan dapat ditekan secara signifikan.

2. Kedekatan dengan area pemasaran

   Ditinjau dari aspek pasar, pemilihan lokasi di Pulau Jawa, khususnya di wilayah Banten dan Jawa Barat sangat strategis mengingat keberadaan konsumen utama klorobenzena yang terkonsentrasi di area ini. Meskipun saat ini belum terdapat pabrik klorobenzena di Indonesia, kebutuhan pasar domestik tetap ada seiring peran klorobenzena sebagai bahan baku (prekursor) pada produksi turunan kimia seperti fenol.

   Hal ini terkonfirmasi dari adanya sejumlah industri pengguna aktif, di antaranya PT Metropolitan Penol Pratama di Serang serta PT Lambang Tri Usaha di Cibitung, Bekasi. Walaupun terdapat pengguna di wilayah lain seperti PT Batu Penggal Chemical Industri di Samarinda dan PT Bumi Banjar Utama Sakti di Barito Kuala konsentrasi industri hilir yang paling mudah dijangkau

secara logistik tetap berada di wilayah Banten-Jawa Barat.

3. Pertimbangan fasilitas transportasi

Lokasi pabrik ini memiliki akses langsung ke Pelabuhan Internasional Merak dan Pelabuhan Ciwandan yang berperan vital dalam menunjang logistik laut, terutama untuk menerima suplai benzena via kapal tanker dari Tuban, Jawa Timur. Selain itu, akses pelabuhan ini mempermudah mobilitas alat berat, pengadaan material penunjang operasional, serta memperluas jangkauan distribusi produk ke konsumen di luar Pulau Jawa, seperti di Pulau Kalimantan. Selain jalur laut, lokasi pabrik terhubung langsung dengan jaringan Jalan Tol Jakarta-Merak. Fasilitas transportasi darat ini mendukung distribusi produk ke konsumen utama yang terkonsentrasi di kawasan industri Serang, Bekasi, dan sekitarnya.

4. Ketersediaan utilitas

Kebutuhan air bersih akan disuplai langsung oleh PT Krakatau Tirta Industri (KTI). Dengan jaminan suplai air yang telah memenuhi standar industri, pabrik tidak perlu membangun unit pengolahan air baku (*Primary Water Treatment*) secara mandiri. Pengolahan di sisi internal pabrik difokuskan pada penyesuaian kualitas air proses (*water polishing*) melalui demineralisasi.

Kebutuhan daya listrik untuk operasional pabrik, terutama untuk penggerak unit-unit proses dan instrumen akan disuplai melalui jaringan interkoneksi PLN (Persero) dari PLTU Suralaya.

5. Ketersediaan tenaga kerja

Pemilihan lokasi pabrik di Cilegon didasarkan pada perannya sebagai salah satu pusat industri kimia terbesar di Indonesia. Selain itu, Provinsi Banten memiliki ketersediaan SDM yang kompeten dan memiliki budaya keselamatan

kerja (*safety culture*) yang tinggi terhadap penanganan bahan kimia berbahaya.

6. Iklim

   Secara teknis, kondisi iklim di Kecamatan Pulomerak, Kota Cilegon, berada dalam rentang yang mendukung operasional industri kimia. Temperatur rata-rata harian berkisar antara 26 °C hingga 34 °C dengan kelembapan udara relatif sebesar 70%–85%. Parameter iklim tersebut menjadi pertimbangan penting dalam penentuan spesifikasi material peralatan proses, khususnya untuk mengantisipasi potensi laju korosi akibat paparan lingkungan atmosferik pesisir.

7. Politik dan keamanan

   Ditinjau dari aspek politik dan keamanan, pemilihan lokasi di Kawasan Industri Cilegon memberikan jaminan stabilitas yang sangat baik bagi keberlangsungan operasional pabrik. Sebagai salah satu Obyek Vital Nasional (Obvitnas) di bidang industri, kawasan Cilegon memiliki sistem keamanan yang terintegrasi dan mendapatkan prioritas perlindungan dari aparatur negara. Stabilitas politik di wilayah Banten yang kondusif didukung oleh kebijakan pemerintah daerah yang pro-investasi. Selain itu, hubungan industrial antara pemerintah, pengelola kawasan, dan masyarakat sekitar yang baik meminimalkan risiko hambatan operasional yang disebabkan oleh faktor eksternal politik.

4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Total perkiraan luas tanah yang dibutuhkan untuk membangun pabrik klorobenzena dari benzena dan klorin adalah 23.713 m^2 atau 2,37 ha dimana tata letak pabrik umumnya terbagi dalam beberapa zona utama yang meliputi:

1. Zona administrasi, laboratorium, dan fasilitas pendukung
2. Zona proses dan ruang control

3. Zona penyimpanan, bengkel, dan garasi
4. Zona utilitas dan *power station*
5. Zona pengolahan limbah.

Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam perencanaan tata letak pabrik menurut Peters dan Timmerhaus (1991) meliputi:

a. Urutan proses produksi di mana susunan peralatan harus mengikuti aliran proses agar pemindahan material berlangsung efisien.
b. Kemungkinan perluasan pabrik sehingga tata letak yang dirancang mampu mengakomodasi pengembangan kapasitas di masa mendatang tanpa memerlukan perubahan besar.
c. Distribusi utilitas dan bahan baku yang ekonomis termasuk penyediaan air uap proses dan tenaga listrik agar dapat menunjang operasi pabrik secara efisien dan berkelanjutan.
d. Kemudahan pemeliharaan dan perbaikan peralatan sehingga aktivitas perawatan dapat dilakukan dengan aman dan tidak mengganggu jalannya proses produksi.
e. Aspek keamanan dan keselamatan kerja yang mencakup pencegahan kecelakaan, pengendalian risiko, serta perlindungan terhadap pekerja dan fasilitas pabrik.
f. Luas dan kondisi bangunan serta jenis konstruksi yang digunakan harus memenuhi persyaratan teknis dan keselamatan sesuai dengan standar yang berlaku.
g. Fleksibilitas tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan proses atau mesin sehingga penyesuaian yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang besar.
h. Sistem pembuangan limbah cair yang dirancang agar aman efisien dan

memenuhi ketentuan lingkungan hidup.

i. Pengaturan area pelayanan seperti ruang ibadah, kantin, toilet, dan area parkir yang ditempatkan secara strategis agar mudah diakses oleh pekerja tanpa mengganggu aktivitas produksi.

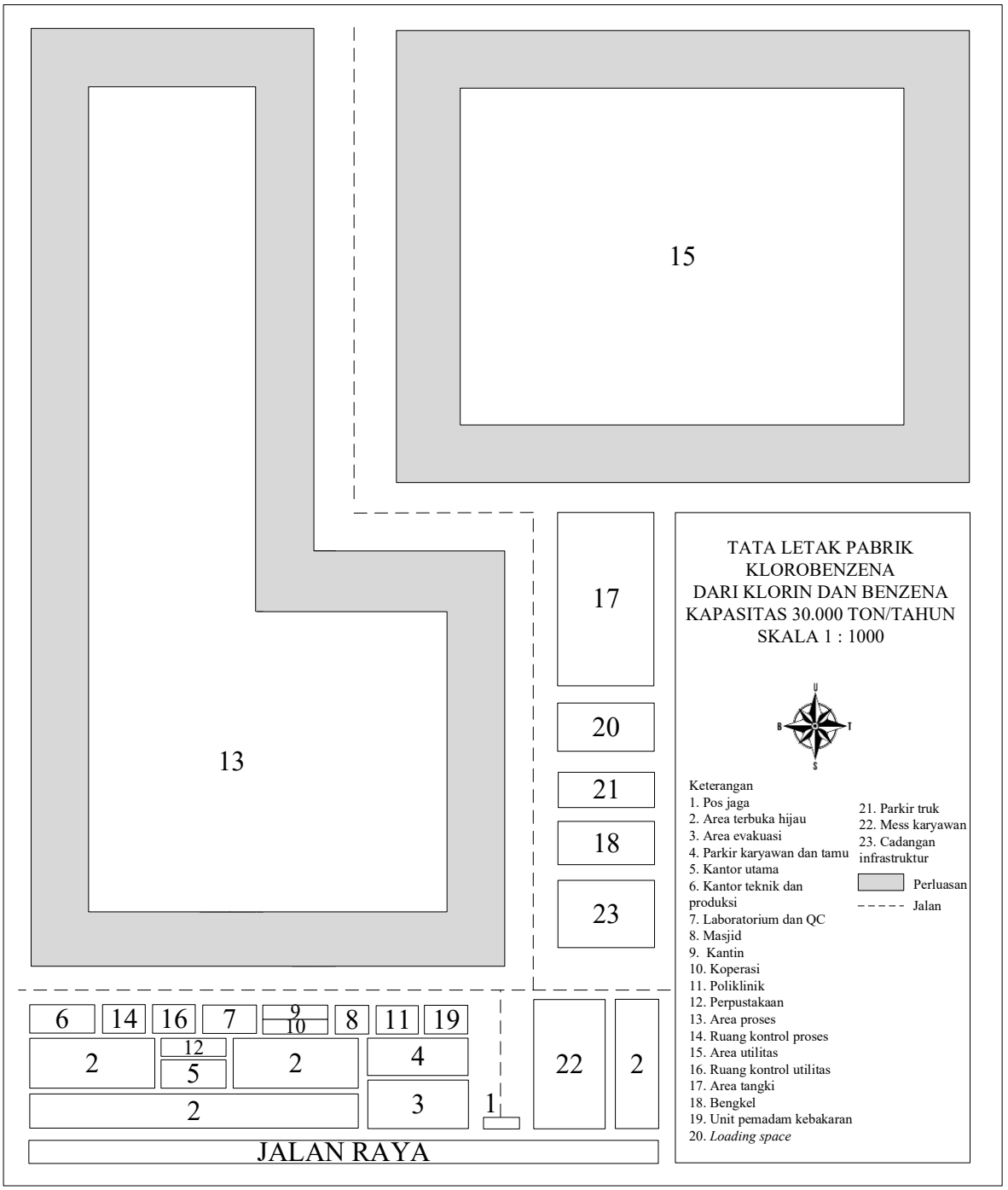
Dengan rincian luas per objek bangunan sebagai berikut.

Tabel 4. 1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

No.	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m^2)
1.	Area proses	80 x 50	4000
2.	Area evakuasi	20 x 10	200
3.	Area utilitas	30 x 30	900
4.	Bengkel dan *Workshop*	15 x 15	225
5.	Kantin karyawan	15 x 10	150
6.	Kantor teknik dan produksi	15 x 10	150
7.	Kantor utama	20 x 15	300
8.	Koperasi	8 x 6	48
9.	Laboratorium	12 x 10	120
10.	Unit Pemadam Kebakaran (*Fire Dept)*	10 x 10	100
11.	*Loading space*	30 x 20	600
12.	Masjid	10 x 10	100
13.	Mess karyawan	20 x 15	300
14.	Parkir karyawan	20 x 12	240
15.	Parkir truk	30 x 15	450
16.	Perpustakaan	6 x 8	48
17.	Poliklinik	6 x 8	48
18.	Pos jaga	2 x 3	6
19.	Ruang kontrol proses	8 x 8	64

Tabel 4. 1 Rincian luas tanah dan bangunan pabrik (lanjutan)

No	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m^2)
20.	Ruang kontrol utilitas	8 x 8	64
21.	Ruang terbuka hijau	-	1800
22.	Area tangki	25x 20	500
23.	Area perluasan proses	80 x100	8000
24.	Area perluasan utilitas	30 x 60	1800
25.	Area cadangan infrastruktur	-	1000
26.	Cadangan jalan dan drainase	-	2500
Total kebutuhan lahan			**23713**



Gambar 4. 2 *Layout* pabrik klorobenzena

4.3. Tata letak alat proses (*Machines Layout*)

Dalam perancangan tata letak peralatan proses, terdapat beberapa aspek penting yang harus diperhatikan agar operasi pabrik dapat berjalan secara efisien, aman, dan ekonomis, antara lain:

1. Aliran bahan baku dan produk

   Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang baik dapat meningkatkan efisiensi operasional serta menekan biaya produksi. Penempatan fasilitas yang dekat dengan jalur transportasi akan mengurangi waktu dan biaya pemindahan material. Untuk jalur perpipaan, rak pipa dipasang setinggi 4 meter agar tidak menghalangi akses kendaraan. Pipa disusun berdasarkan suhu dimana pipa bersuhu paling panas diletakkan di posisi paling atas diikuti pipa bersuhu lebih rendah di bawahnya untuk keamanan pekerja.

2. Aliran udara

   Sirkulasi udara di dalam dan di sekitar peralatan proses harus dirancang dengan baik untuk menjamin kelancaran operasi, menjaga kondisi kerja yang aman, serta mencegah akumulasi panas atau gas berbahaya.

3. Pencahayaan

   Pencahayaan yang memadai di seluruh area pabrik sangat penting, terutama pada area dengan tingkat risiko tinggi untuk mendukung keselamatan kerja dan memudahkan pengawasan proses.

4. Kelancaran lalu lintas

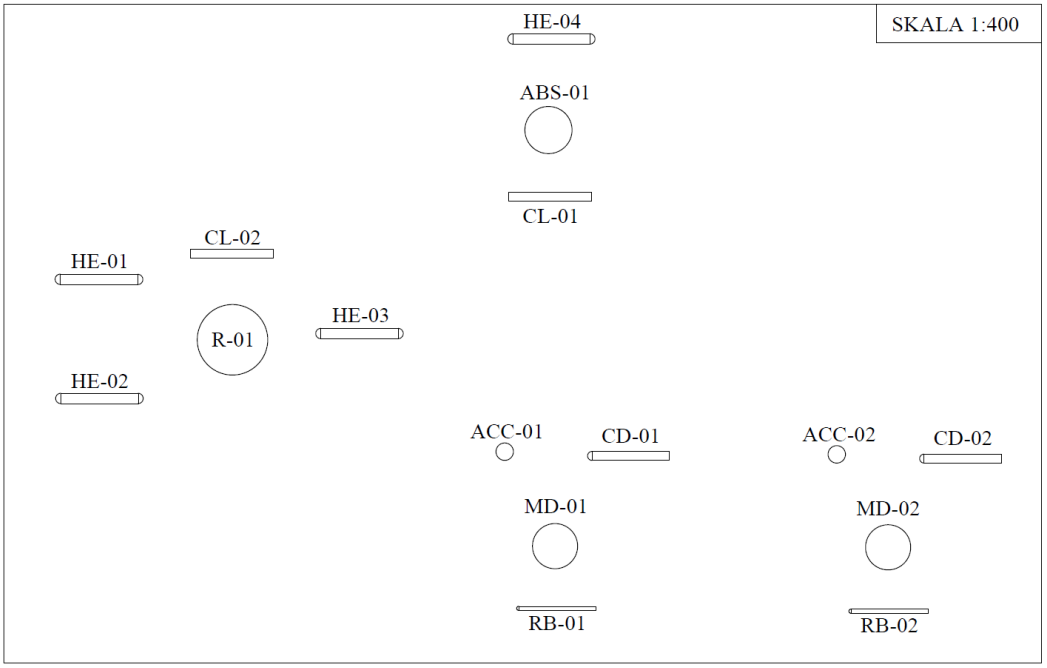
   Tata letak harus memungkinkan pergerakan manusia dan material berlangsung dengan lancar tanpa hambatan sehingga dapat meningkatkan produktivitas serta meminimalkan potensi kecelakaan kerja.

5. Pertimbangan ekonomi

Penempatan peralatan produksi perlu mempertimbangkan aspek ekonomi dengan tujuan menekan biaya operasi, meningkatkan efisiensi, serta menjamin kelangsungan dan keamanan proses produksi.

6. Jarak antar peralatan proses

Peralatan yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi sebaiknya ditempatkan dengan jarak yang aman dari peralatan lainnya minimal 4 meter untuk mengurangi risiko rambatan kebakaran atau ledakan yang dapat membahayakan unit proses lain.



Gambar 4. 3 Tata letak mesin proses

4.4. Organisasi Perusahaan

4.4.1. Bentuk Organisasi Perusahaan

Pemilihan bentuk badan hukum perusahaan merupakan langkah strategis yang menentukan keberlangsungan dan fleksibilitas pengembangan usaha di masa depan. Berdasarkan pertimbangan skala produksi, kebutuhan modal yang besar, dan

tingkat risiko operasional yang tinggi, pabrik klorobenzena ini dirancang dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT). Terdapat beberapa faktor strategis yang mendasari pemilihan bentuk Perseroan Terbatas sebagai badan hukum perusahaan, di antaranya yaitu:

1. Fleksibilitas permodalan

   Struktur PT mempermudah penghimpunan modal dalam skala besar, baik melalui mekanisme penjualan saham kepada investor maupun pengajuan fasilitas kredit dari lembaga perbankan.

2. Kepastian hukum dan tanggung jawab

   Keamanan finansial pemegang saham lebih terjamin karena tanggung jawab mereka terbatas hanya pada modal yang disetorkan, sehingga aset pribadi tetap terlindungi dari risiko kewajiban perusahaan.

3. Kontinuitas operasional yang stabil

   Adanya pemisahan yang jelas antara pemilik modal dan manajemen eksekutif menjamin keberlangsungan perusahaan. Operasional pabrik tidak akan terganggu meskipun terjadi perubahan kepemilikan saham atau pergantian pengurus di tingkat manajemen.

4. Manajemen profesional

   Perusahaan dapat dikelola secara lebih efisien karena pemegang saham memiliki otoritas untuk menunjuk jajaran direksi dan dewan komisaris yang memiliki keahlian teknis serta pengalaman manajerial yang mumpuni.

5. Potensi ekspansi yang luas

   Dengan kapasitas untuk menarik modal masyarakat secara masif, perusahaan memiliki peluang lebih besar untuk memperluas jangkauan pasar dan skala usahanya di masa depan.

6. Kredibilitas perbankan

Status sebagai badan hukum formal memudahkan perusahaan dalam memperoleh kepercayaan dari pihak bank guna mendapatkan dukungan pendanaan dengan jaminan aset perusahaan yang sah.

Sebagai badan hukum berbentuk Perseroan Terbatas (PT), operasional pabrik klorobenzena ini wajib mematuhi kerangka regulasi yang berlaku di Indonesia guna menjamin legalitas dan standar keamanan industri. Berikut adalah landasan hukum utama yang menjadi acuan perusahaan

1. Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas

Regulasi ini menjadi dasar dalam mengatur tata cara pendirian, struktur organisasi, tanggung jawab hukum pemegang saham, serta mekanisme operasional perusahaan. Hal ini termasuk pemenuhan ketentuan modal dasar dan modal disetor yang menjadi syarat formal legalitas PT.

2. Undang-Undang Nomor 13 Tahun 2003 tentang Ketenagakerjaan

Perusahaan berkomitmen memenuhi hak dan kewajiban antara pemberi kerja dan karyawan, yang mencakup standarisasi upah minimum, pengaturan jam kerja, serta jaminan keselamatan dan kesehatan kerja (K3) bagi seluruh staf pabrik.

3. Undang-Undang Nomor 32 Tahun 2009 tentang Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup

Mengingat industri klorobenzena berkaitan dengan bahan kimia, regulasi ini menjadi pedoman utama dalam menjaga kelestarian ekosistem sekitar serta menjalankan sistem pengelolaan limbah industri yang aman dan terakreditasi.

4. Regulasi industri petrokimia

Perusahaan wajib memiliki izin usaha industri yang sesuai dengan spesifikasi produksi bahan kimia organik dasar, serta memenuhi standar keamanan proses produksi klorobenzena untuk memitigasi risiko kecelakaan kerja dan dampak lingkungan.

4.4.2. Struktur organisasi

Operasional perusahaan memerlukan integrasi yang kuat antara sumber daya manusia dan sistem manajemen yang didasarkan pada pembagian tugas serta wewenang yang jelas. Struktur organisasi ini dirancang secara spesifik untuk memenuhi kebutuhan pabrik klorobenzena melalui sistem *line* and *staff* untuk memastikan setiap posisi memiliki kedudukan dan tanggung jawab yang terukur. Dalam sistem ini, kelompok *line* berperan sebagai eksekutor tugas pokok untuk mencapai target organisasi, sementara kelompok *staff* berfungsi memberikan dukungan teknis dan saran strategis berdasarkan keahlian khusus mereka kepada unit operasional. Pembagian struktur organisasi dan klasifikasi departemen di perusahaan ini berdasarkan referensi dari buku *Chemical Engineering Design* karya Donald Garrett pada halaman 50 yang meliputi:

1. Rapat umum pemegang saham (RUPS)

Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) memegang kekuasaan tertinggi dalam struktur organisasi perusahaan yang mengadopsi sistem garis dan staf. Forum ini dihadiri oleh para pemegang saham serta dewan komisaris dan diselenggarakan sekurang-kurangnya satu kali dalam setahun untuk mengevaluasi kinerja serta arah kebijakan perusahaan. Dalam kondisi mendesak, RUPS dapat dilaksanakan di luar jadwal rutin sesuai ketentuan yang berlaku. Wewenang RUPS meliputi pengangkatan dan pemberhentian dewan komisaris

serta direktur utama, pengesahan laporan tahunan dan keuangan, serta penetapan penggunaan laba perusahaan.

2. Dewan komisaris

Dewan Komisaris dipilih oleh RUPS sebagai wakil pemegang saham dan bertanggung jawab langsung kepada RUPS. Dewan ini berperan dalam melakukan pengawasan serta memberikan arahan strategis terhadap kebijakan perusahaan. Tugas utamanya meliputi penilaian dan persetujuan rencana kerja, pengawasan pelaksanaan tugas direktur utama, serta pemberian saran dalam pengambilan keputusan strategis.

3. Direktur utama

Direktur Utama adalah pimpinan tertinggi yang bertanggung jawab penuh atas pencapaian target dan operasional perusahaan sesuai keputusan RUPS. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris atas seluruh kebijakan dan kegiatan perusahaan. Dalam menjalankan tugasnya untuk memimpin koordinasi internal dan mewakili perusahaan terhadap pihak eksternal, direktur utama dibantu oleh direktur produksi teknik, dan keuangan umum, serta sekretaris dan staf ahli.

4. Direktur produksi dan teknik

Bertanggung jawab dalam mengawasi seluruh aspek teknis pabrik dan memastikan target volume produksi tercapai secara efisien.

5. Direktur keuangan dan umum

Bertanggung jawab dalam mengelola struktur permodalan perusahaan, kebijakan akuntansi, serta urusan administrasi secara menyeluruh.

6. Staf pendukung direksi

a. Sekretaris diangkat oleh direktur utama untuk menjamin kelancaran

administrasi, pengelolaan kearsipan, surat-menyurat, serta penyusunan dokumen manajerial dan hubungan eksternal.

b. Staf Ahli bertugas memberikan masukan, saran, serta pertimbangan teknis dan manajerial kepada pimpinan terkait aspek operasional, keselamatan, dan pengembangan perusahaan.

c. *Chief* Internal Audit bertugas melakukan pengawasan dan evaluasi internal terhadap sistem manajemen.

7. Departemen administrasi dan keuangan

Departemen ini mengelola fungsi manajerial, finansial, dan infrastruktur sistem informasi.

a. Manager keuangan dan akuntansi bertugas mengkoordinasikan perencanaan anggaran tahunan serta mengawasi kelayakan laporan keuangan perusahaan.

b. Staf akuntansi dan pajak bertanggung jawab atas pencatatan transaksi harian, rekonsiliasi bank, dan pelaporan kewajiban pajak sesuai regulasi.

c. Staf pengadaan bertugas mengelola antai pasok mulai dari seleksi vendor hingga pembelian material kebutuhan operasional pabrik.

d. Staf pemasaran dan penjualan bertugas menyusun strategi penjualan produk dan menjalin komunikasi intensif dengan mitra bisnis atau konsumen.

e. *Information technology Support* bertanggung jawab atas pemeliharaan infrastruktur jaringan, keamanan data, dan dukungan sistem komputerisasi pabrik.

8. Departemen operasi

Departemen Operasi bertanggung jawab langsung terhadap pelaksanaan proses produksi dan optimalisasi pengoperasian pabrik.

a. Manager produksi bertugas mengatur alur kerja di lantai produksi agar

proses transformasi bahan baku berjalan sesuai standar mutu.

b. *Process engineer* bertanggung jawab menganalisis parameter proses kimia atau mekanik untuk meningkatkan efisiensi dan memecahkan kendala teknis di lapangan.

c. *Shift foremen* (pengawas) bertugas mengawasi jalannya operasional pabrik pada setiap *shift* kerja.

d. Operator produksi bertugas menjalankan mesin proses sesuai prosedur standar.

e. Operator utilitas bertugas menjalankan mesin unit utilitas sesuai prosedur standar.

f. *Helpers* bertugas membantu kelancaran teknis di area produksi.

9. Departemen *maintenance and engineering*

Bertanggung jawab atas pemeliharaan peralatan dan keandalan fasilitas pabrik guna menjaga kontinuitas operasi.

a. Manager *maintenance* bertanggung jawab atas merancang program pemeliharaan aset jangka panjang untuk meminimalkan waktu henti mesin (*downtime*).

b. Teknisi mekanik bertugas melakukan perbaikan berkala dan penanganan kerusakan pada komponen-komponen mekanik mesin produksi.

c. Teknisi listrik dan instrumen bertugas memelihara sistem kelistrikan pabrik serta mengkalibrasi alat ukur otomatis agar tetap akurat.

d. *Warehouse staff* (staf gudang) bertugas mengelola keluar-masuknya suku cadang dan material teknik dari gudang penyimpanan secara tertib.

10. Departemen laboratorium dan *quality control*

Divisi ini bertanggung jawab memastikan kualitas produk sesuai

spesifikasi melalui analisis laboratorium terhadap bahan baku dan produk akhir.

a. Manager *quality control* bertanggung jawab menjamin bahwa setiap produk yang dihasilkan telah memenuhi standar spesifikasi pasar yang ketat.
b. Analisis laboratorium bertugas melakukan pengujian kimiawi dan fisik terhadap sampel bahan baku serta produk akhir secara detail.
c. *Samplers* bertugas mengambil sampel rutin dari berbagai titik proses produksi kemudian diuji di laboratorium.

11. Departemen HSE dan *shipping*

Bertanggung jawab atas mengelola logistik pengiriman dan keselamatan kerja (HSE).

a. Manager HSE bertanggung jawab memastikan seluruh aktivitas perusahaan patuh terhadap standar keselamatan kerja dan perlindungan lingkungan.
b. *Safety officer* dan ERT bertugas melakukan inspeksi risiko kecelakaan harian dan bertindak sebagai tim penyelamat dalam kondisi darurat.
c. Paramedis bertanggung jawab memberikan layanan kesehatan dasar dan penanganan medis pertama bagi seluruh karyawan di lingkungan kerja.
d. Staf gudang dan penjualan bertugas mengatur penyimpanan produk jadi di gudang logistik dan menyiapkan administrasi pengiriman barang.

12. Departemen umum dan keamanan

Bertanggung jawab atas pengamanan aset fisik dan penanganan darurat dengan melibatkan personel keamanan serta dukungan medis bagi tindakan evakuasi atau kecelakaan.

a. Manager HRD dan umum bertanggung jawab mengelola siklus hidup karyawan mulai dari perekrutan, pengembangan, hingga urusan fasilitas kantor.

b. Staf personalia dan legal bertugas menangani administrasi kepegawaian, penggajian, serta memastikan kepatuhan hukum perusahaan.
c. Satpam bertanggung jawab menjaga keamanan fisik aset pabrik dan personel selama 24 jam.
d. *Cleaning service* dan *gardener* bertanggung jawab atas kebersihan area gedung, keasrian taman, dan sanitasi lingkungan pabrik.
e. Supir bertanggung jawab mengoperasikan kendaraan dinas untuk mendukung keperluan mobilitas operasional dan tugas luar kantor..

4.4.3. Jumlah Karyawan dan Tingkat Pendidikan

Penentuan jumlah karyawan pada pabrik ini didasarkan pada kapasitas produksi sebesar 30.000 ton/tahun dengan mempertimbangkan kompleksitas proses, jumlah unit peralatan (*equipment units*), serta tingkat otomatisasi sistem kendali yang digunakan. Pengambilan keputusan ini merujuk pada metode estimasi kebutuhan tenaga kerja menurut Peters & Timmerhaus (2003), dimana kebutuhan operator lapangan ditentukan berdasarkan jumlah unit operasi utama untuk menjamin efisiensi dan keselamatan kerja. Selain itu, penentuan jumlah personel juga mempertimbangkan sistem kerja kontinu selama 24 jam yang dibagi ke dalam 4 *shift* (3 *shift* kerja dan 1 *shift* libur) untuk menjaga stabilitas produksi serta memenuhi regulasi ketenagakerjaan mengenai jam kerja karyawan.

Penentuan jumlah operator pada Departemen Operasi (produksi) dilakukan melalui perhitungan teknis yang merujuk pada Tabel 6-13 (*Typical labor requirements for process equipment*) dalam buku *"Plant Design and Economics for Chemical Engineers"* karya Peters & Timmerhaus. Berdasarkan referensi tersebut, kebutuhan tenaga kerja ditentukan secara spesifik berdasarkan jenis dan jumlah peralatan proses yang dioperasikan, seperti reaktor, kolom distilasi, pemanas (*heat*

exchanger), dan pompa.

Sementara itu, untuk bagian non-produksi seperti manajemen, administrasi, dan laboratorium, digunakan pendekatan rasio organisasi menurut Couper (2003) dalam buku *"Process Engineering Economics"*. Dalam literatur tersebut, jumlah tenaga kerja tidak langsung (*indirect labor*) biasanya berkisar antara 50% hingga 100% dari jumlah tenaga kerja langsung (*direct labor*). Berdasarkan struktur organisasi yang telah disusun, total tenaga kerja yang dibutuhkan untuk menjalankan operasional pabrik adalah sebanyak 88 orang.

Pemilihan jumlah ini juga didorong oleh beberapa pertimbangan praktis di lapangan. Penggunaan sistem kontrol berbasis DCS (*Distributed Control System*) memungkinkan pemantauan proses dilakukan secara terpusat, sehingga tidak diperlukan terlalu banyak orang untuk berjaga di area alat. Selain itu, dengan luas lahan yang hanya 1,78 ha jarak antar bangunan dan unit proses menjadi saling berdekatan. Hal ini memudahkan pengawasan seluruh area pabrik dan mempercepat pergerakan tim keamanan maupun medis jika terjadi kondisi darurat sehingga jumlah personel yang ada sudah cukup memadai untuk menjaga operasional tetap aman.

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

Tabel 4. 2 Rincian jumlah tenaga kerja

No	Jabatan/Posisi	Jumlah	Pendidikan minimal
1	**Pimpinan dan Staf Direksi**		
	Direktur utama	1	S1/S2 Teknik/Manajemen
	Direktur produksi dan teknik	1	S1 Teknik Kimia/Mesin
	Direktur keuangan dan umum	1	S1 Akuntansi/Manajemen
	Sekretaris dan staf ahli	1	S1 Teknik
	Chief internal audit	1	S1 Akuntansi (Sertifikasi Audit)
2	**Dept. Administrasi dan keuangan**		
	Manager keuangan dan akuntansi	1	S1 Akuntansi/Manajemen
	Staf akuntansi dan pajak	1	S1 Akuntansi (Brevet A/B)

Tabel 4. 2 Rincian jumlah tenaga kerja (lanjutan)

No	Jabatan/Posisi	Jumlah	Pendidikan minimal
	Staf pengadaan	1	S1 Semua Jurusan
	Staf pemasaran dan penjualan	1	S1 Manajemen/Komunikasi
	IT *support*	1	D3/S1 Informatika
3	**Dept. Operasi**		
	Manager produksi	1	S1 Teknik Kimia
	Process engineer	2	S1 Teknik Kimia
	Shift foremen	4	D3/S1 Teknik Kimia
	Operator produksi	20	SMK Kimia/D3 Teknik Kimia
	Operator utilitas	16	SMK Kimia/D3 Teknik Kimia
	Helpers	2	SMK/SMA
4	**Dept. *Maintenance and Engineering***		
	Manager *maintenance*	1	S1 Teknik Mesin/Elektro
	Teknisi mekanik	3	SMK/D3 Teknik Mesin
	Teknisi listrik dan instrumen	2	SMK/D3 Teknik Elektro
	Warehouse staff	1	SMK/SMA Sederajat
5	**Dept. Laboratorium dan *Quality Control***		
	Manager *quality control*	1	S1 Kimia/Teknik Kimia
	Analisis laboratorium	2	D3/S1 Kimia
	Samplers	2	SMK Kimia Industri
6.	**Dept. HSE dan Logistik**		
	Manager HSE	1	S1 Teknik/K3
	Safety officer dan ERT	3	D3/S1 K3/ Teknik
	Staf gudang dan penjualan	1	SMK/D3 Logistik
	Paramedis	1	D3 Keperawatan (Sertifikat K3 Medis)
7.	**Dept. Umum dan Keamanan**		
	Manager HRD dan umum	1	S1 Hukum/Psikologi
	Staf personalia dan legal	1	S1 Hukum/Psikologi
	Satpam	8	SMA (Sertifikat Gada Pratama)
	Cleaning service and gardener	3	SD/SMP/SMA
	Supir	2	SMA (SIM B1/A)
	Total karyawan	**88**	

4.4.4. Gaji Karyawan

Sistem pengupahan karyawan pada pabrik ini disusun berdasarkan regulasi ketenagakerjaan yang berlaku, dengan mengacu pada Upah Minimum Kota (UMK) Cilegon sebesar Rp4.815.102. Penentuan besaran gaji dilakukan secara berjenjang berdasarkan tanggung jawab, tingkat risiko pekerjaan, spesialisasi teknis, serta latar

belakang pendidikan. Berikut adalah rincian gaji pokok karyawan berdasarkan jabatan.

Tabel 4. 3 Rincian gaji pokok karyawan

No	Jabatan/Posisi	Jumlah	Gaji per Bulan	Total Gaji
1	Direktur utama	1	Rp50.000.000	Rp50.000.000
2	Direktur produksi dan teknik	1	Rp38.000.000	Rp38.000.000
3	Direktur keuangan dan umum	1	Rp38.000.000	Rp38.000.000
4	Sekretaris dan staf ahli	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000
5	*Chief internal audit*	1	Rp16.000.000	Rp16.000.000
6	Manager keuangan dan akuntansi	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000
7	Staf akuntansi dan pajak	1	Rp7.500.000	Rp7.500.000
8	Staf pengadaan	1	Rp7.500.000	Rp7.500.000
9	Staf pemasaran dan penjualan	1	Rp7.500.000	Rp7.500.000
10	IT *support*	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
11	Manager produksi	1	Rp22.000.000	Rp22.000.000
12	*Process engineer*	2	Rp13.000.000	Rp26.000.000
13	*Shift foremen*	4	Rp10.000.000	Rp40.000.000
14	Operator produksi	20	Rp6.500.000	Rp130.000.000
15	Operator utilitas	16	Rp6.500.000	Rp104.000.000
16	*Helpers*	2	Rp5.200.000	Rp10.400.000
17	Manager *maintenance*	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000
18	Teknisi mekanik	3	Rp7.500.000	Rp22.500.000
19	Teknisi listrik dan instrumen	2	Rp7.500.000	Rp15.000.000
20	*Warehouse staff*	1	Rp6.000.000	Rp6.000.000
21	Manager *quality control*	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000
22	Analisis laboratorium	2	Rp7.500.000	Rp15.000.000
23	*Samplers*	2	Rp5.500.000	Rp11.000.000
24	Manager HSE	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000

Tabel 4. 3 Rincian gaji pokok karyawan

25	*Safety officer* dan ERT	3	Rp8.000.000	Rp24.000.000
26	Staf gudang dan penjualan	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
27	Paramedis	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000
28	Manager HRD dan umum	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000
29	Staf personalia dan legal	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000
30	Satpam	8	Rp5.500.000	Rp44.000.000
31	*Cleaning service*	3	Rp4.815.102	Rp14.445.306
31	Supir	2	Rp5.300.000	Rp10.600.000
	Total per Bulan			**Rp799.445.306**
	Total per Tahun			**Rp9.593.343.672**

4.4.5. Tunjangan Karyawan

Selain gaji pokok, karyawan juga menerima berbagai tunjangan dan fasilitas untuk mendukung kesejahteraan serta kenyamanan dalam bekerja. Berikut adalah tunjangan yang diberikan

Tabel 4. 4 Rincian tunjangan karyawan

Jenis Tunjungan	Penerima	Estimasi besaran	Dasar Pertimbangan
Tunjangan jabatan	Direksi, manajer, *superintendent*, dan kepala departemen	15% - 25% dari gaji pokok	Tanggung jawab manajerial dan pengambilan keputusan
Tunjangan *shift*	*Shift foremen*, operator, *samplers*, dan satpam	Rp500.000 – Rp1.000.000	Kompensasi atas jam kerja tidak teratur dalam 24 jam
Tunjangan transportasi dan makan	Seluruh karyawan	Rp1.200.000 – Rp1.500.000	Biaya operasional harian menuju lokasi pabrik
Tunjangan hari raya	Seluruh karyawan	1 x gaji pokok	Diberikan sekali setahun sesuai regulasi ketanakerjaan

Tabel 4. 4 Rincian tunjungan karyawan (lanjutan)

Jenis Tunjungan	Penerima	Estimasi bayaran	Dasar pertimbangan
BPS kesehatan dan ketenagakerjaan	Seluruh karyawan	Sesuai ketentuan pemerintah	Jaminan sosial, kecelakaan kerja, dan jaminan hari tua

4.4.6. Fasilitas Karyawan

Selain kompensasi finansial berupa gaji dan tunjangan, perusahaan menyediakan berbagai fasilitas penunjang untuk menjaga kesejahteraan, kesehatan, dan produktivitas karyawan. Dari aspek kesehatan, pabrik dilengkapi dengan layanan poliklinik internal yang dapat dimanfaatkan oleh karyawan beserta keluarga inti. Layanan ini terhubung dengan sistem rujukan ke rumah sakit mitra untuk penanganan medis lanjutan yang memerlukan tenaga spesialis.

Keselamatan dan kesehatan kerja menjadi salah satu prioritas perusahaan. Setiap karyawan dibekali tiga set pakaian kerja serta Alat Pelindung Diri (APD) sesuai standar industri yang diperbarui secara berkala dua kali dalam setahun. Perusahaan juga menyediakan fasilitas hunian berupa mess bagi karyawan yang belum menikah sebagai dukungan terhadap kebutuhan tempat tinggal.

Untuk mendukung produktivitas dan pengembangan kompetensi, perusahaan memberikan akses terhadap program pengembangan sumber daya manusia melalui kursus dan pelatihan teknis yang dilaksanakan secara berkala. Selain itu, perusahaan menyediakan fasilitas masjid di lingkungan pabrik untuk menunjang kebutuhan ibadah karyawan.

4.4.7. Jam Kerja Karyawan

Untuk memastikan kelancaran operasional pabrik klorobenzena yang berjalan secara kontinu selama 24 jam dengan waktu operasi 330 hari per tahun. Penerapan jadwal kerja ini telah mengacu pada Undang-Undang Nomor 13 Tahun

2003 dan ketentuan turunan lainnya, di mana jam kerja maksimum yang diperbolehkan adalah 40 jam per minggu, sistem jam kerja karyawan diatur ke dalam dua kelompok utama sebagai berikut:

1. Karyawan *Shift*

Sistem kerja di unit produksi menerapkan pola *shift* kontinu 4 grup dengan 3 *shift* dengan rotasi maju sebagaimana dalam literatur *Excerpted by special permission from chemical engineering* karya Rickey (1987).

Tabel 4. 5 Jadwal *shift* karyawan

Grup	**Hari**									
	Senin	**Selasa**	**Rabu**	**Kamis**	**Jumat**	**Sabtu**	**Minggu**	**Senin**	**Selasa**	**Rabu**
A	I	I	I	I	I					III
B	II	II	II	II		I	I	I	I	I
C	III	III			II	II	II	II	II	II
D			III	III	III	III	III	III	III	

Tabel 4. 5 Jadwal *shift* karyawan (lanjutan)

Grup	**Hari**									
	Kamis	**Jumat**	**Sabtu**	**Minggu**	**Senin**	**Selasa**	**Rabu**	**Kamis**	**Jumat**	**Sabtu**
A	III	III	III	III	III	III			II	II
B	I	I					III	III	III	III
C	II		I	I	I	I	I	I	I	
D		II	II	II	II	II	II	II		I

Tabel 4. 5 Jadwal *shift* karyawan (lanjutan)

Grup	Hari							
	Minggu	**Senin**	**Selasa**	**Rabu**	**Kamis**	**Jumat**	**Sabtu**	**Minggu**
A	II	II	II	II	II		I	I
B	III	III	III			II	II	II
C				III	III	III	III	III
D	I	I	I	I	I	I		

Keterangan:

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

Shift :

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

2. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* terdiri dari jajaran kepala seksi ke atas serta seluruh staf di bagian administrasi dan umum yang tidak terlibat langsung dalam operasional teknis produksi. Kelompok ini bekerja selama 5 hari dalam satu minggu dengan total waktu kerja 40 jam. Karyawan non-shift mendapatkan hari libur pada hari Sabtu, Minggu, serta hari besar nasional atau keagamaan. Jadwal kerja karyawan *non-shift* sebagai berikut.

Senin – Kamis : Pukul 07.00 – 17.00 WIB (Istirahat : Pukul 12.00 – 13.00 WIB)

Jumat : Pukul 08.00 – 17.00 WIB (Istirahat : Pukul 11.30 – 13.00 WIB)

4.4.8. Cuti Karyawan

Cuti merupakan hak karyawan yang telah diatur dalam Undang-Undang

Ketenagakerjaan No. 13 Tahun 2003, dan perusahaan ini menerapkan kebijakan cuti sebagai berikut:

a. Cuti Tahunan

Karyawan yang telah memiliki masa kerja minimal satu tahun berhak atas 12 hari cuti tahunan yang pengambilan atau perpanjangannya dapat dilakukan secara bertahap sesuai persetujuan atasan dengan masa akumulasi maksimal dua tahun.

b. Cuti Sakit

Pemberian cuti diberikan kepada karyawan yang sakit berdasarkan surat keterangan dokter, di mana dokumen medis yang sah wajib dilampirkan jika durasi sakit melebihi tiga hari.

c. Cuti Melahirkan

Karyawan perempuan mendapatkan hak cuti selama tiga bulan (masing-masing 1,5 bulan sebelum dan sesudah melahirkan), sementara bagi karyawan laki-laki diberikan cuti ayah selama tiga hari saat istrinya melahirkan.

d. Cuti Pernikahan

Perusahaan memberikan jatah cuti selama tiga hari bagi karyawan yang menikah dan satu hari cuti bagi karyawan jika anak kandungnya menikah.

e. Cuti Duka Cita

Pemberian cuti selama dua hari diberikan jika anggota keluarga inti (orang tua, pasangan, anak) meninggal dunia dan satu hari untuk meninggalnya saudara kandung atau mertua.

f. Cuti Besar

Sebagai apresiasi atas loyalitas, karyawan dengan masa kerja lima tahun berturut-turut berhak mendapatkan cuti besar selama satu bulan yang

pengambilannya dapat dilakukan secara fleksibel.

Berikut kebijakan tambahan terkait cuti:

a. Cuti Tidak Dibayar (*Unpaid Leave*)

Karyawan yang telah menghabiskan jatah cuti tahunan namun membutuhkan waktu libur tambahan dapat mengajukan cuti tidak dibayar dengan konsekuensi pengurangan gaji secara proporsional.

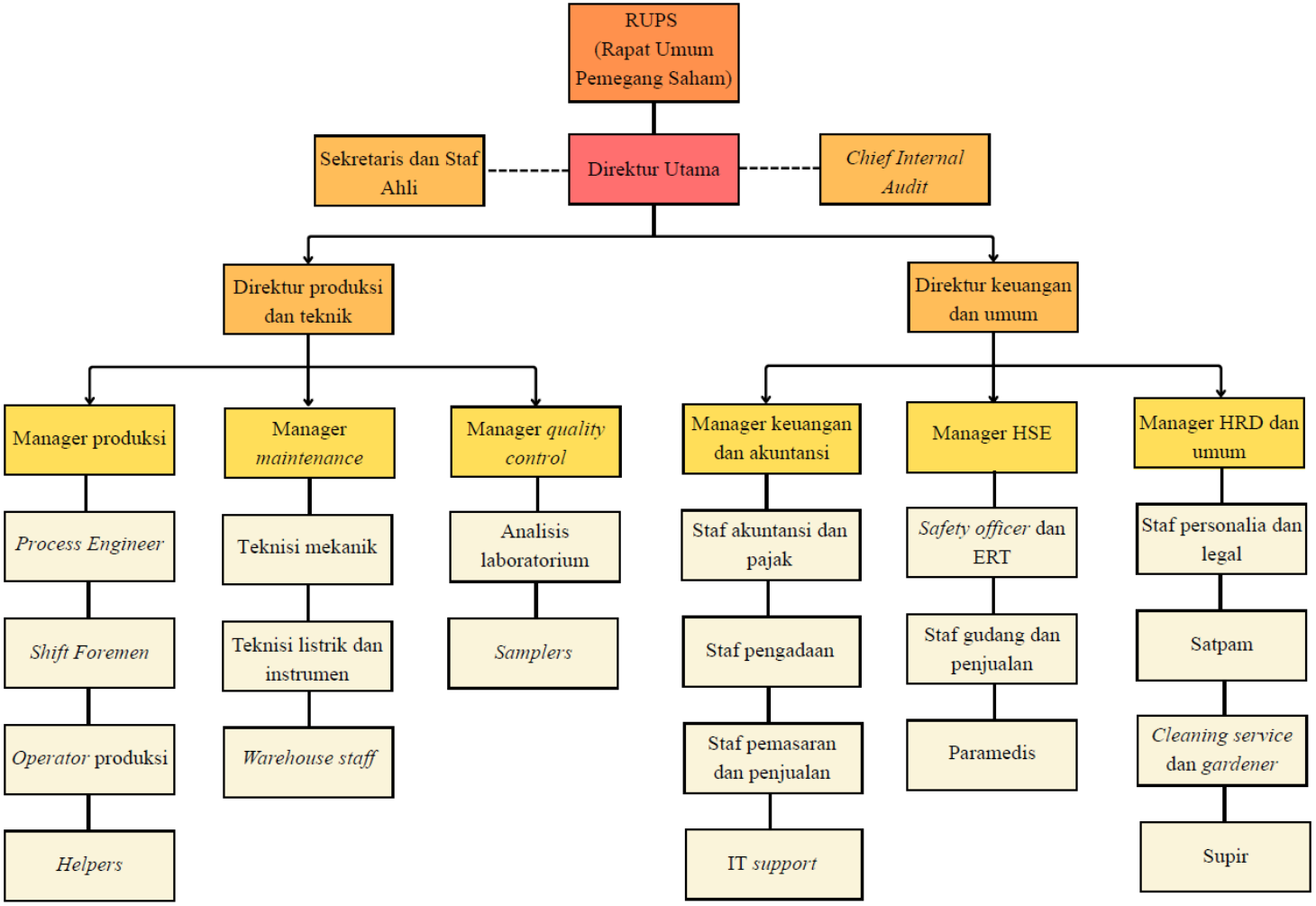
b. Cuti Darurat

Fasilitas cuti ini dapat diajukan dalam situasi mendesak seperti bencana alam atau kecelakaan keluarga, dengan pertimbangan khusus dari pihak HRD.

c. Cuti Pengganti

Sebagai bentuk kompensasi, karyawan yang ditugaskan bekerja pada hari libur nasional atau hari besar berhak mendapatkan jatah cuti pengganti untuk digunakan pada hari lain.

Struktur Organisasi Perusahaan



Gambar 4. 4 Bagan struktur organisasi perusahaan

BAB V. UTILITAS

Dalam perancangan pabrik kimia, unit utilitas memiliki peranan yang sangat penting sebagai unit penyedia jasa (*service unit*) yang menunjang seluruh kebutuhan proses di luar bahan baku utama. Unit-unit penyediaan meliputi:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (*water treatment system*)

   Unit ini berfungsi mengolah air baku (*raw water*) menjadi air dengan kualitas yang sesuai dengan kebutuhan operasional pabrik. Air industri yang dihasilkan berperan sebagai penunjang langsung maupun tidak langsung dalam proses produksi yang meliputi:

   a. Sistem pembangkit uap (boiler)**,** yaitu penyediaan air umpan bebas mineral (*demineralized water*) untuk menghasilkan uap proses.
   b. Sistem pendingin (*cooling water*) yang digunakan sebagai media pendingin pada peralatan perpindahan panas seperti *heat exchanger* dan *reboiler*.
   c. Air proses yang dimanfaatkan secara langsung dalam tahapan produksi pabrik.
   d. Sistem pemadam kebakaran dan kebutuhan domestik yang mencakup penyediaan *fire water* untuk keamanan serta air sanitasi bagi karyawan.

2. Unit penyedia *steam* (*steam generation system*)

   Unit ini berfungsi menghasilkan uap panas melalui *boiler* dengan memanfaatkan air umpan yang telah diolah. *Steam* yang dihasilkan didistribusikan menuju *heater* dan *reboiler* pada suhu serta tekanan yang tertentu.

3. Unit pembangkit listrik (*power plant system*)

   Berfungsi sebagai sumber energi utama untuk menggerakkan peralatan proses, sistem instrumentasi, serta penerangan pabrik. Kebutuhan listrik

diperoleh dari jaringan PLN sebagai sumber utama yang didukung oleh cadangan generator *emergency diesel generator*) sebagai penyuplai daya otomatis apabila terjadi gangguan pada jaringan pusat.

4. Unit penyedia udara tekan (*instrument air system*)

   Unit ini menyediakan udara kering bertekanan yang berfungsi sebagai media penggerak sistem pneumatik untuk mengoperasikan alat kontrol otomatis seperti *control valve*, *controller*, serta pompa.

5. Unit Penyedia Bahan Bakar

   Unit ini bertanggung jawab menyediakan dan mendistribusikan kebutuhan bahan bakar yang diperlukan untuk operasional pabrik. Penggunaan utamanya dialokasikan untuk proses pembakaran pada *boiler* guna menghasilkan *steam* serta sebagai bahan bakar penggerak mesin generator.

5.1. Unit penyedia dan pengolahan air

5.1.1. Unit penyediaan air

Secara umum, kebutuhan air dalam industri diperoleh dari berbagai sumber air baku, seperti air tanah (sumur), air danau, air sungai, maupun air laut yang kemudian diolah sesuai dengan standar kualitas yang dibutuhkan proses. Sementara, kebutuhan air pada perancangan pabrik klorobenzena ini dipenuhi dengan mengambil sumber air dari PT Krakatau Tirta Industri (KTI). Pemilihan PT KTI sebagai penyedia air industri didasarkan pada beberapa pertimbangan teknis, ekonomi, dan legalitas sebagai berikut:

1. Kapasitas dan kontinuitas suplai

   Total kebutuhan air untuk keperluan proses dan domestik pada pabrik klorobenzena sebesar 19.539,6 kg/jam atau setara dengan 20,08 m^3/jam. Kebutuhan tersebut dipasok dari PT Krakatau Tirta Industri (KTI) karena

kapasitas produksi air industrinya mencapai sekitar 2.000 liter/detik. Dari sisi kapasitas dan mutu layanan, KTI telah menjadi pemasok utama air industri PT Chandra Asri Pacific Tbk, PT Krakatau Posco, dan PT Asahimas Chemical.

2. Efisiensi unit pengolahan

   Dengan menggunakan suplai air bersih dari PT KTI, pabrik klorobenzena ini tidak perlu membangun unit pengolahan awal (*pre-treatment*) mandiri seperti unit koagulasi, flokulasi, dan sedimentasi. Air yang dialirkan melalui pipa PT KTI sudah melalui tahap penjernihan sehingga pabrik hanya perlu mengoperasikan unit demineralisasi untuk menyesuaikan spesifikasi air sesuai *boiler feed water*.

3. Dasar hukum dan peraturan daerah

   Penggunaan air permukaan bagi industri telah diatur dalam Peraturan Daerah (Perda) Provinsi Banten No. 5 Tahun 2014 tentang Pengelolaan Air Tanah yang mewajibkan pelaku industri untuk memprioritaskan penggunaan air permukaan demi menjaga kelestarian zona konservasi air tanah di wilayah Banten, serta Peraturan Daerah Kota Cilegon No. 5 Tahun 2012 tentang Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup yang mengatur pemanfaatan utilitas terpadu di kawasan industri untuk meminimalisir dampak ekologis secara kolektif.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini sebagai berikut.

a. Kebutuhan air sanitasi

Tabel 5. 1 Kebutuhan air untuk keperluan umum

Kebutuhan	**Jumlah**	***Flowrate*, kg/jam**
Karyawan	120 liter/orang/hari	146,7
Laboratorium dan taman	20% dari kebutuhan karyawan	29,3
Service *water* dan cadangan	140 % dari total jumlah kebutuhan karyawan, lab, dan taman	246,4
Total kebutuhan air pendingin		**422,4**

b. Kebutuhan air pendingin

Tabel 5. 2 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	***Flowrate*, kg/jam**
Cooler - 01	5199,9028
Cooler - 02	351,4823
Cooler - 03	14058,6576
Cooler - 04	5175,6011
Condensor - 01	11618,2346
Condensor - 02	24112,8263
Reaktor - 01	214,4823
Total kebutuhan air pendingin	**60731,19**
***Over design* 20%**	**72877,42**

Sistem pendingin yang diterapkan adalah siklus sirkulasi tertutup yang mengintegrasikan unit *cooling tower*, kolam penampungan air dingin (*cold basin*), serta jaringan distribusi menuju *cooler*, *condensor*, dan reaktor. Walaupun sistem dirancang beroperasi pada kondisi tunak (*steady state*), kehilangan massa air tetap terjadi melalui tiga mekanisme utama, yaitu penguapan (*evaporation loss*), air yang terbawa aliran udara keluar (*drift loss*),

serta pengosongan sebagian air untuk mengontrol padatan terlarut (*blowdown*). Untuk mempertahankan volume sirkulasi air agar tetap konstan diperlukan *make-up water*. Mengacu pada literatur Brownell dan Young (1959) dalam *Process Equipment Design Volume II*, kebutuhan *make-up water* diestimasi sebesar 12,5% dari total massa air pendingin yang disirkulasikan sehingga total *make up* adalah 9109,68 kg/jam.

c. Kebutuhan air penyedia *steam*

Tabel 5. 3 Kebutuhan air umpan boiler

Nama Alat	***Flowrate*, kg/jam**
Heater - 01	106,05
Heater - 02	63,18
Heater - 03	222,25
Reboiler - 01	464,04
Reboiler - 01	1117,47
Total Kebutuhan Air Umpan Boiler	**1971,99**
***Over design* 20%**	**2366,38**

Steam yang akan dibangkitkan adalah *saturated steam* dengan suhu 185°C karena suhu operasi tertinggi pada proses adalah 182,3°C dengan tekanan 11 bar dan suhu umpan boiler 30°C. Pada unit utilitas pembangkitan uap (*steam generation*), air umpan ketel disirkulasikan secara kontinu untuk memenuhi kebutuhan panas di unit proses. Meskipun sistem beroperasi pada kondisi tunak (*steady state*), kehilangan massa air tetap terjadi akibat proses penguapan dan pembuangan sebagian air untuk menjaga kualitas air di dalam boiler. Oleh karena itu, diperlukan penambahan air kompensasi atau *make-up water*.

Dalam menentukan laju alir *make-up water*, parameter *Cycle of Concentration* (COC) digunakan sebagai acuan untuk mengontrol akumulasi

padatan terlarut di dalam boiler. Mengacu pada Chemstar Water (2021), nilai COC untuk operasional boiler umumnya berkisar antara 10 hingga 20. Pada perancangan ini, diambil nilai COC sebesar 10 sebagai batas konservatif untuk mencegah terjadinya pengerakan (*scaling*) dan *carry-over* pada *steam*. Berdasarkan perhitungan tersebut, didapatkan nilai kebutuhan *make-up water* untuk unit boiler adalah sebesar 236,64 kg/jam.

d. Kebutuhan pemadaman

Untuk langkah preventif terhadap risiko darurat dan aspek keselamatan kerja (K3), pabrik menyediakan unit air pemadam kebakaran yang terintegrasi dengan sistem utilitas air. Penentuan kapasitas cadangan air pemadam ini dilakukan dengan mempertimbangkan skala kebutuhan air sanitasi pabrik untuk menjamin ketersediaan air yang memadai saat terjadi insiden. Berdasarkan kriteria perancangan, kebutuhan air pemadam kebakaran ditetapkan sebesar 20% dari total kebutuhan air sanitasi. Dengan basis perhitungan tersebut, diperoleh kebutuhan air untuk unit pemadam sebesar 84,48 kg/jam.

e. Kebutuhan air proses

Kebutuhan air proses dialokasikan untuk unit pemurnian gas hasil reaksi. Air proses dengan laju alir sebesar 2977,10 kg/jam \akan dialirkan menuju unit absorber sebagai absorben untuk HCl. Tugas utama dari aliran air ini adalah untuk menyerap kandungan gas hidrogen klorida (HCl) dari gas klorin (Cl_2) pada arus keluaran atas reaktor.

Tabel 5. 4 Kebutuhan air keseluruhan

Nama Alat	*Flowrate*, kg/jam
Air sanitasi	422,4
Air pendingin	9109,68
Steam	236,64
Air pemadaman	84,48
Air proses	2977,10
Total Kebutuhan Air Keseluruhan	**13125,67**

5.1.2. Pengolahan air

Air bersih yang disuplai oleh PT Krakatau Tirta Industri (KTI) harus melalui unit demineralisasi sebelum didistribusikan sebagai air proses maupun umpan boiler. Hal ini dikarenakan air tersebut masih mengandung berbagai ion positif (kation) seperti kalsium (Ca^{2+}), magnesium (Mg^{2+}), natrium (Na^{+}), dan kalium (K^{+}) serta ion negatif (anion) seperti sulfat (SO_4^{2-}), klorida (Cl^{-}), nitrat (NO_3^{-}), bikarbonat, dan silika (SiO_2). Keberadaan ion-ion ini berpotensi membentuk garam-garam mineral yang dapat menyebabkan pengerakan (*scaling*) dan korosi pada peralatan industri.

Unit demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan kandungan garam terlarut tersebut menggunakan pertukaran ion di dalam *mixed bed filter*. Unit ini berisi campuran resin kation dan resin anion yang bekerja secara bergantian dimana resin kation (Na_2Z) berfungsi menarik kation terlarut dan menukarnya dengan ion hidrogen (H^{+}). Reaksi pertukaran pada kation adalah sebagai berikut.

$$RH + Na^{+} \leftrightarrow RNa + H^{+} \quad (5.1)$$

$$2RH + Ca^{+} \leftrightarrow R_2Ca + 2H^{+} \quad (5.2)$$

$$2RH + Mg^{2+} \leftrightarrow R_2Mg + 2H^{+} \quad (5.3)$$

Resin anion (RNH_3) berfungsi menarik anion terlarut dan menukarnya

dengan ion hidroksida (OH^-). Reaksi pertukaran pada anion adalah sebagai berikut.

$$2ROH + H^+ + Cl^- \leftrightarrow RCl + H_2O \quad 5.4$$

$$2ROH + 2H^+ + SO_4^{2-} \leftrightarrow R_2SO_4 + 2H_2O \quad 5.5$$

$$ROH + H^+ + NO_3^- \leftrightarrow RNO_3^- + H_2O \quad 5.5$$

Seiring berjalannya waktu, gugus fungsional resin akan mencapai titik jenuh sehingga diperlukan proses regenerasi untuk mengaktifkan kembali kemampuannya dalam mengikat ion pengotor. Proses ini dilakukan dengan mengalirkan bahan kimia ke dalam resin agar ion yang teradsorpsi dilepaskan dan diganti kembali dengan ion aktif. Regenerasi kation menggunakan larutan garam (NaCl) untuk mengembalikan ion aktif pada resin kation. Dengan skema reaksi sebagai berikut.

$$Na_2Z + MgCl_2 \leftrightarrow MgZ + 2NaCl \quad 5.6$$

$$Na_2Z + CaCl_2 \leftrightarrow CaZ + 2NaCl \quad 5.7$$

$$3Na_2Z + FeCl_3 \leftrightarrow Fe_2Z_3 + 3NaCl \quad 5.8$$

Regenerasi anion menggunakan larutan basa berupa natrium hidroksida (NaOH). Reaksi regenerasi ini melepas anion yang terikat dan menggantinya kembali dengan ion OH^-.

$$RNH_2 + HCl \leftrightarrow RNH_3Cl \quad 5.9$$

$$2RNH_3OH + H_2CO_3 \leftrightarrow (RNH_3)CO_3 + H_2O \quad 5.10$$

Setelah melalui proses demineralisasi, air demin akan memasuki unit deaerasi sebelum digunakan sebagai air umpan ketel atau *Boiler Feed Water* (BFW). Deaerasi merupakan proses penghilangan gas-gas terlarut (*dissolved gases*) seperti O_2 dan CO_2, pemisahan sisa logam seperti mangan (Mn) dan besi (Fe), pengondisian pH, serta penghilangan bau, rasa, dan warna pada air. Kandungan O_2 dan CO_2 di dalam air dapat memicu korosi pada jaringan pipa maupun unit *boiler* sedangkan kandungan mineral yang tersisa dapat menimbulkan pembentukan kerak (*scaling*).

Proses daerasi pada pabrik ini dilakukan melalui dua metode, yaitu daerasi fisis dimana dilakukan dengan peningkatan suhu pada *steam* yang disuplai dari *boiler* sebagai *stripping agent*. Peningkatan suhu ini mengakibatkan kelarutan O_2 di dalam air menurun secara drastis sehingga gas O_2 akan terlepas dari fasa cair boiler *feed water*. Kemudian, daerasi kimia dilakukan dengan mereaksikan air dengan zat aditif seperti hidrazin (N_2H_4) berfungsi sebagai *oxygen scavenger* untuk mengikat sisa oksigen yang masih terkandung di dalam air dan disodium fosfat (Na_2HPO_4) berfungsi sebagai *phosphate treatment agent* yang berperan dalam mengontrol derajat keasaman (pH) serta membentuk *sludge* (lumpur) dengan mengikat sisa mineral terlarut agar lebih mudah dibuang.

Setelah melalui tahapan demineralisasi dan deaerasi, air umpan ketel (*Boiler Feed Water*) masuk ke dalam boiler untuk diuapkan menjadi *steam*. Dalam operasionalnya, boiler memerlukan proses *blowdown* secara berkala guna membuang endapan serta menjaga konsentrasi padatan terlarut agar tetap berada di bawah ambang batas jenuh, sehingga risiko pembentukan kerak dan korosi dapat diminimalisir.

Air dari bak penampung dapat langsung dialirkan menuju unit *cooling tower* sebagai air penambah (*make-up water*) tanpa melalui proses demineralisasi. Hal ini dikarenakan air bersih tersebut telah melalui proses filtrasi standar di PT KTI yang memadai untuk penggunaan pada sistem sirkulasi terbuka, dimana suhu operasional tidak setinggi pada unit pembangkit uap.

5.1.3. Spesifikasi alat utilitas untuk kebutuhan air

1. Bak air bersih

   Fungsi : Menampung air dari PT Krakatau Tirta Industri

Jenis : Bak beton persegi panjang

Material : Beton bertulang (*reinforced concrete*)

Waktu tinggal : 12 jam

Kondisi operasi

a. Tekanan : 1 atm

b. Suhu : 30 ºC

Spesifikasi

a. Volume : 276,34 m^3

b. Luas permukaan : 69,084 m^2

c. Panjang : 14,396 m

d. Lebar : 4,799 m

Jumlah : 1

Harga : Rp207.252.021,80

2. Baik air umum

Fungsi : Menampung air untuk kebutuhan umum

Jenis : Bak beton persegi panjang

Material : Beton bertulang (*reinforced concrete*)

Waktu tinggal : 24 jam

Kondisi operasi

a. Tekanan : 1 atm

b. Suhu : 30 ºC

Spesifikasi

c. Volume : 11,891 m^3

d. Luas permukaan : 2,978 m^2

e. Panjang : 2,986 m

f. Lebar : 0,995 m

Jumlah : 1

Harga : Rp8.918.521,51

3. *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. Tekanan	:	1 atm
b. Suhu	:	60 ºC
Spesifikasi		
a. Volume	:	10,651 m^3
b. Luas permukaan	:	2,663 m^2
c. Panjang	:	2,826 m
d. Lebar	:	0,942 m
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp7.987.940,91

4. *Cold basin*

Fungsi	:	Menampung air dingin hasil kondensasi dari *cooling tower* dan menerima *make up water* untuk menggantikan air yang hilanng karena evaporasi
Jenis	:	Bak beton persegi panjang
Material	:	Beton bertulang (*reinforced concrete*)
Waktu tinggal	:	10 menit
Kondisi operasi		
a. Tekanan	:	1 atm
b. Suhu	:	30 ºC
Spesifikasi		
a. Volume	:	22,861 m^3
b. Luas permukaan	:	5,715 m^2
c. Panjang	:	4,141 m
d. Lebar	:	1,380 m
Jumlah	:	1
Harga	:	Rp17.145.552,15

5. *Cooling Tower*

Fungsi	:	Mendinginkan kembali air pendingin dari alat proses yang semula memiliki suhu 60 ºC sampai 30 ºC
Jenis	:	*Induced draft cooling tower*
Material	:	*Stainless steel* SA 283 *grade* C
Waktu tinggal	:	10 menit
Kondisi operasi		
a. Tekanan	:	1 atm
b. Suhu	:	60 ºC
Spesifikasi		
a. Luas penampang	:	69,1377 m^3
b. Tinggi *packing*	:	2,743 m^2
c. Kapasitas *fan*	:	204323,3 m^3/jam
d. Daya	:	15 hp
Harga	:	13.707.370.953,44

6. Tangki penukar kation

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	:	0,0370 m^3
Regenerasi NaCl	:	4,4453 kg/minggu
Kondisi operasi		
a. Tekanan	:	1 atm
b. Suhu	:	30 ºC
Spesifikasi		
a. Diameter	:	0,3613 m
b. Volume tangki	:	0,0533 m
c. Tebal *shell*	:	3/16 in
d. Tinggi	:	0,4336 m

Harga	:	Rp415.313.485,88

7. Tangki NaCl

Fungsi	:	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation
Jenis	:	Tangki silinder tegak
Kebutuhan NaCl	:	0,2442 kg
Massa air	:	4,6396 kg
Volume larutan	:	0,0048 m^3
Volume tangki	:	0,0057 m^3
Spesifikasi		
a. Diameter	:	0,1825 m
b. Tinggi	:	0,1825 m
c. Pengaduk	:	Manual
Harga	:	Rp137.762.522,15

8. Tangki penukar anion

Fungsi	:	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion negatif
Jenis	:	Tangki silinder tegak
Material	:	*Carbon steel* SA 283 *grade* C
Volume resin	:	0,0119 m^3
Regenerasi NaCl	:	1,1854 kg/minggu
Kondisi operasi		
a. Tekanan	:	1 atm
b. Suhu	:	30 ºC
Spesifikasi		
a. Diameter	:	0,2471 m
b. Volume tangki	:	0,0171 m
c. Tebal *shell*	:	3/16 in
d. Tinggi	:	0,2966 m
Harga	:	Rp362.639.580,35

9. Tangki NaOH

Fungsi	:	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion
Jenis	:	Tangki silinder tegak
Kebutuhan NaOH	:	0,0781 kg
Massa air	:	1,4847 kg
Volume larutan	:	0,0016 m^3
Volume tangki	:	0,0019 m^3
Spesifikasi		
a. Diameter	:	0,1260 m
b. Tinggi	:	0,1260 m
c. Pengaduk	:	Manual
Harga	:	Rp83.062.697,18

10. Tangki *boiler feed water*

Fungsi	:	Menyimpan air umpan boiler selama 8 jam
Jenis	:	Tangki silinder horizontal dilengkapi dengan daerator
Material	:	*Carbon steel* SA 283 *grade* C
Volume tangki	:	26,9857 m^3
Kebutuhan steam	:	2796,96 kg/jam
Kebutuhan hidrazin	:	0,0006 kg/jam
Kebutuhan Na_2HPO_4	:	0,0336 kg/jam
Kondisi operasi		
a. Tekanan	:	1 atm
b. Suhu	:	30 ºC
Spesifikasi		
a. Diameter	:	2,2541 m
b. Panjang	:	6,7623 m
c. Tebal *shell*	:	3/16 in
Tipe bahan isian	:	*Raching ring ceramic*
Harga	:	Rp54.699.824,97

11. Tangki kondensat

Fungsi	:	Menyimpan air yang berasal dari *steam* yang terkondensasi
Jenis	:	Tangki silinder tegak
Waktu tinggal	:	1 jam
Volume bahan	:	2,4856 m^3
Volume tangki	:	2,9826 m^3
Spesifikasi		
a. Diameter	:	1,0818 m
b. Panjang	:	3,2452 m
c. Tebal shell	:	3/18 in
Harga	:	Rp16.207.355,55

Tabel 5. 5 Spesifikasi pompa

Kode	PU-01	PU-02	PU-03
Fungsi	Memompa air bersih dari PT KTI menuju bak air bersih	Memompa air bersih dari bak bersih menuju bak air rumah tangga	Memompa air proses untuk absorber menuju penukar kation
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP
Kapasitas	23 m^3/jam	0,5 m^3/jam	3,5 m^3/jam
Kecepatan	1,34 m/s	1,12 m/s	1,01 m/s
Spesifikasi			
a. NPS	3 in	3/8 in	1 ¼ in
b. Sch	40	40	40
Pump head	5,6 m	7,2 m	5,7 m
Suhu fluida	30°C	30°C	30°C
Jenis pompa	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Daya motor	1118,55 watt	93,21 watt	372,85 watt
Material construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp180.306.830,45	Rp40.518.388,87	Rp40.518.388,87

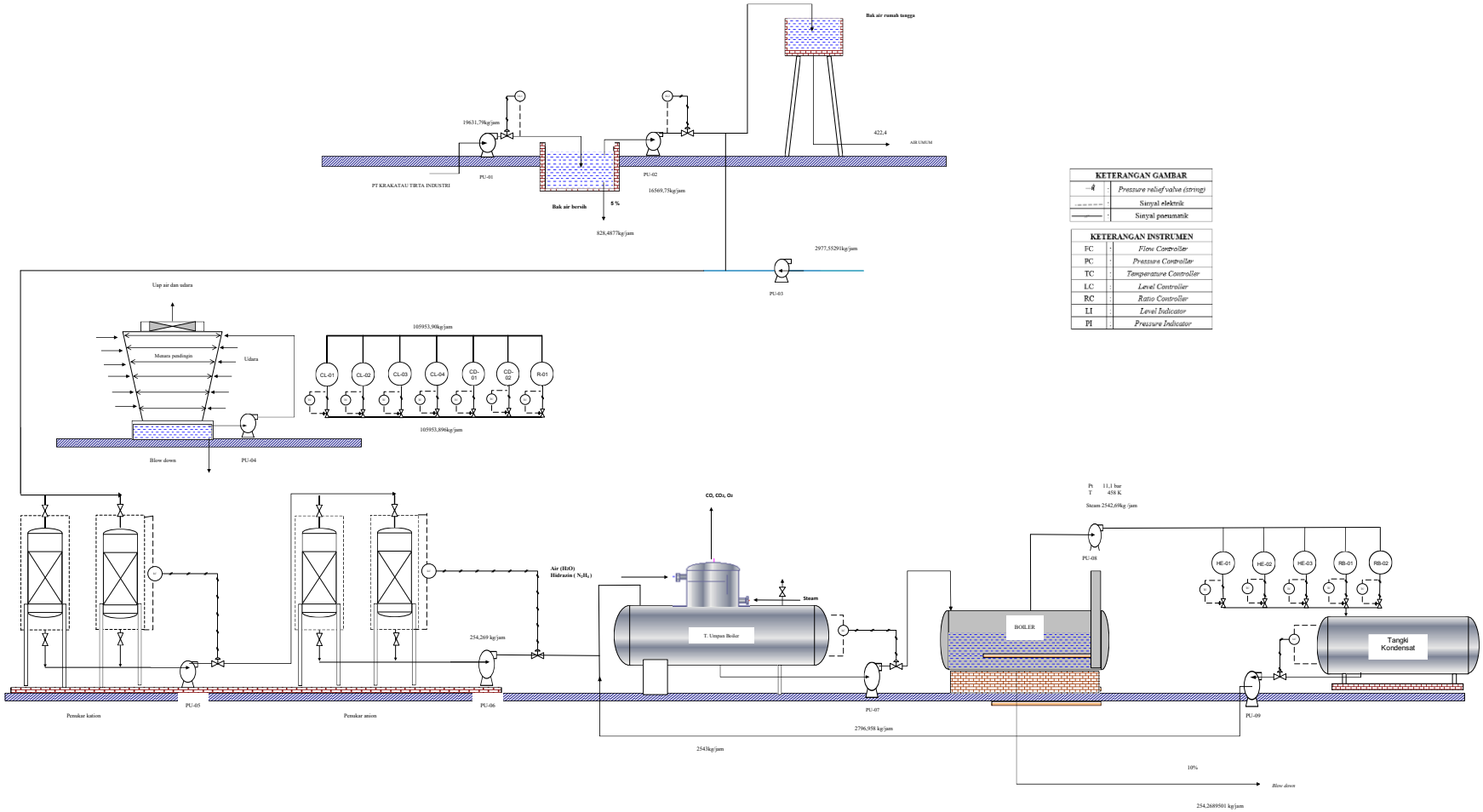
Tangki 5. 5 Spesifikasi pompa (lanjutan)

Kode	PU-04	PU-05	PU-06
Fungsi	Memompa air proses menuju alat proses	Memompa air dari kation *exchanger* menuju anion *exchanger*	Memompa air hasil demineralisasi menuju *boiler feed water*
Viskositas	0,8150 cP	0,8150 cP	0,8150 cP
Kapasitas	124,3 m^3/jam	0,3 m^3/jam	0,3 m^3/jam
Kecepatan	1,07 m/s	1,23 m/s	1,01 m/s
Spesifikasi			
a. NPS	8 in	1/4 in	1/4 in
b. Sch	40	40	40
Pump head	5,2 m	8,9 m	8,9 m
Suhu fluida	30°C	30°C	30°C
Jenis pompa	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Daya motor	3728,5 watt	62,14 watt	62,14 watt
Material construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp326.173.030,37	Rp40.518.388,87	Rp40.518.388,87

Tangki 5. 5 Spesifikasi pompa (lanjutan)

Kode	**PU-07**	**PU-08**	**PU-09**
Fungsi	Memompa air *boiler feed water* menuju boiler	Memompa *steam* menuju alat proses	Memompa keluaran tangki kondensat menuju *boiler feed water*
Viskositas	0,8150 cP	0,1474 cP	0,8150 cP
Kapasitas	3,9 m^3/jam	3,9 m^3/jam	3,0 m^3/jam
Kecepatan	1,12 m/s	1,12 m/s	1,49 m/s
Spesifikasi			
a. NPS	1 ¼ in	1 ¼ in	1 in
b. Sch	40	40	40
Pump head	5,5 m	5,5 m	6,7 m
Suhu fluida	30°C	30°C	30°C
Jenis pompa	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Daya motor	372,85 watt	372,85 watt	372,85 watt
Material construction	*Commercial steel*	*Commercial steel*	*Commercial steel*
Harga	Rp105.347.811,05	Rp105.347.811,05	Rp91.166.374,95

5.1.4. Diagram Unit Pengolahan Air



Gambar 5. 1 Diagram unit pengolahan air

5.2. Unit pembangkit *steam*

Steam yang dibangkitkan pada unit *boiler* merupakan uap jenuh (*saturated steam*) pada suhu 185°C dan tekanan 11,08 bar berkapasitas 2542,79 kg/jam. Pemilihan suhu ini didasarkan pada suhu operasi tertinggi di unit proses sebesar 182,3°C, sehingga tersedia selisih suhu yang cukup sebagai gaya dorong perpindahan panas. Untuk meningkatkan efisiensi energi dan meminimalkan konsumsi bahan bakar, air kondensat hasil penukaran panas akan dikembalikan (*recovery*) menuju unit deaerator. Penggunaan kembali kondensat yang memiliki suhu tinggi ini secara signifikan mengurangi beban pemanasan di dalam *boiler* serta menurunkan kebutuhan air penambah (*make-up water*).

Tabel 5. 6 Spesifikasi *boiler*

Parameter	Nilai
Fungsi	Membuat *steam* jenuh pada tekanan 11,08 bar sebanyak 2542,79 kg/jam
Tipe *steam*	*Saturated steam*
Jenis boiler	*Fire tube boiler*
Tekanan *steam*	11,08 bar
Kapasitas produksi *steam*	2366,384 kg/jam
Kebutuhan kalor total	6692532 kg/jam
Luas permukaan	82,2429 m^2
Spesifikasi	
a. NPS	2 ½ in
b. Sch	40
c. Jumlah *shell pass*	2
d. Jumlah *tube pass*	1
e. Jumlah *tube*	103
f. *Pitch tube*	1 in, *triangular*
Harga	Rp18.525.007.389,64

Setelah melepaskan panas laten pada unit proses, fase uap akan mengembun menjadi cair kembali (kondensat) dengan tetap mempertahankan suhu yang relatif tinggi. Selain akibat pelepasan panas, proses kondensasi ini juga dipengaruhi oleh variasi suhu dan tekanan pada media pemanas. Adanya penurunan tekanan di dalam sistem akan menyebabkan uap jenuh kehilangan energinya dan berubah fase menjadi kondensat. Cairan ini dikumpulkan dari berbagai unit penukar panas untuk di daur ulang menuju ke tangki kondensat. Dari tangki kondensat, air panas tersebut dipompa kembali menuju *boiler feed water* untuk dilakukan proses daerasi sebelum masuk kembali ke dalam boiler. Keuntungan daur ulang ini, yaitu suhu air umpan yang masuk ke *boiler* menjadi lebih tinggi karena memanfaatkan panas sisa kondensat sehingga energi untuk mencapai penguapan berkurang, mengurangi beban unit demineralisasi karena mayoritas massa air (sekitar 90%) terus berputar di dalam siklus, dan mengurangi risiko kerak dalam boiler karena kondensat merupakan air murni hasil distilasi.

5.3. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan tenaga listrik untuk operasional pabrik dipenuhi melalui kerja sama dengan PLN Suralaya sebagai sumber energi utama. Listrik disuplai dari Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) Suralaya yang memiliki total kapasitas terpasang sebesar 3.400 MW. Energi tersebut didistribusikan melalui sistem jaringan transmisi interkoneksi Jawa-Madura-Bali (Jamali) pada level tegangan menengah.

Untuk menjaga keandalan operasional dan sebagai langkah preventif terhadap gangguan pasokan listrik dari jaringan utama, pabrik dilengkapi dengan unit generator sebagai sumber daya cadangan (*emergency power supply*). Generator ini dirancang untuk bekerja secara otomatis menggunakan sistem *Automatic Transfer Switch* (ATS) apabila terjadi kegagalan distribusi dari PLN.

Tabel 5. 7 Spesifikasi generator

Parameter	Nilai
Kapasitas	150 kVA
Kebutuhan listrik pabrik	120 kVA
Merk	Cummins
Jenis bahan bakar	Solar CN 51
Kebutuhan kalor total	7045390 kg/jam
Kebutuhan bahan bakar	11,3684 liter/jam
Output voltage	380/220 volt
Frekuensi	50 Hz
Efisiensi	80%
Harga	Rp149.843.467,14

Kebutuhan listrik di pabrik sebagai berikut.

a. Kebutuhan proses

Tabel 5. 8 Kebutuhan listrik alat proses

No.	Alat	Kode alat	hp	watt	kW
1	Reaktor	R-01	40	29828	29,828
2	Pompa 01	P-01	0,5	372,85	0,37285
3	Pompa 02	P-02	0,5	372,85	0,37285
4	Pompa 03	P-03	0,5	372,85	0,37285
5	Pompa 04	P-04	0,05	37,285	0,37285
6	Pompa 05	P-05	0,75	559,28	0,55928
7	Pompa 06	P-06	0,5	372,85	0,37285
8	Pompa 07	P-07	0,5	372,85	0,37285
9	Pompa 08	P-08	0,17	124,28	0,12428
10	Pompa 09	P-09	0,5	372,85	0,37285
11	*Blower* (BL-01)	125	0,0833	62,1417	0,06214
	Total	**193**	**44,05**	**32848,1**	**32,8481**

b. Kebutuhan utilitas

Tabel 5. 9 Kebutuhan listrik alat utilitas

No.	Alat	Kode alat	hp	watt	kW
1	Pompa utilias 01	PU-01	1,5	1118,55	1,11855
2	Pompa utilias 02	PU-02	0,13	93,21	0,09321
3	Pompa utilias 03	PU-03	0,5	372,85	0,37285
4	Pompa utilias 04	PU-04	5	3728,5	3,7285
5	Pompa utilias 05	PU-05	0,08	62,1417	0,06214
6	Pompa utilias 06	PU-06	0,08	62,1417	0,06214
7	Pompa utilias 07	PU-07	0,5	372,85	0,37285
8	Pompa utilias 08	PU-08	0,5	372,85	0,37285
9	Pompa utilias 09	PU-09	0,5	124,28	0,12428
10	*Cooling tower*	CT-01	15	11185,5	11,1855
11	Kompresor udara tekan	-	40	29828	29,828
	Total	**193**	**23,7917**	**17741,4**	**17,7414**

c. Kebutuhan Sistem Kendali dan Otomasi

Sistem instrumentasi dan kontrol pabrik yang mencakup *distributed control system* (DCS), *programmable logic controller* (PLC), *human machine interface* (HMI), serta berbagai sensor proses lainnya memerlukan alokasi daya. Total kebutuhan listrik untuk mendukung kelancaran seluruh perangkat kontrol dan instrumentasi ini diestimasi sebesar 25% dari total kapasitas pembangkit listrik (*power plant*), yaitu 12,6474 kW.

d. Kebutuhan Penerangan

Sistem pencahayaan pabrik mencakup area produksi, perkantoran, jalan, serta berbagai fasilitas umum lainnya. Alokasi daya untuk kebutuhan penerangan ini ditetapkan sebesar dari total kapasitas pembangkit listrik (*power plant*), yaitu 7,5884 kW.

e. Kebutuhan Kantor dan Elektronik

Kebutuhan listrik untuk menunjang aktivitas administratif dan operasional perkantoran mencakup penggunaan AC, perangkat komputer, printer, serta berbagai peralatan elektronik kantor lainnya. Total beban untuk kategori ini diperkirakan mencapai 10% dari kapasitas keseluruhan pembangkit listrik (power plant), yaitu 5,0589 kW.

f. Kebutuhan Laboratorium dan Bengkel

Kebutuhan daya listrik juga dialokasikan untuk menunjang aktivitas laboratorium pengendalian mutu dan unit bengkel pemeliharaan. Besarnya kebutuhan listrik untuk fungsi pendukung ini diestimasikan sebesar 15% dari total kapasitas *power plant*, yaitu 7,5884 kW.

g. Kebutuhan Perumahan Karyawan

Untuk *shift* forement, operator, helpers, teknisi, *emergency response* team, paramedis, satpam, supir, *cleaning* service, manager/engineer sekitar 50 orang yang tinggal akan di mess. Terdapat 25 kamar yang akan diisi oleh 2 orang per kamarnya. Tiap kamar dilengkapi dengan lampu 20 watt, AC ½ PK 350 watt, *charger* 30 watt sehingga total per kamar 400 watt. Fasilitas umum yang disediakan mesh diantaranya pompa air, lampu luar, dispenser, TV, *rice cooker* umum, dan mesin cuci dengan total daya 3000 watt. Besarnya kebutuhan daya dalam mess, yaitu 13000 kW yang akan berlangganan daya PLN sebesar 16500 VA.

Maka total kebutuhan listrik disajikan dalam tabel berikut:

Tabel 5. 10 Total kebutuhan listrik pabrik

Alat	Kebutuhan (kW)
Power plant	50,5895
Sistem kendali otomatis	12,6474
Penerangan	7,5884
Kantor dan elektronik	5,0589
Laboratorium dan bengkel	7,5884
Mess karyawan	13
Total kebutuhan listrik	**96,473**
***Safety factor* (25%)**	**120,591**

5.4. Unit penyedia udara tekan

Kebutuhan udara tekan pabrik, yaitu 31 alat kontrol proses dan 11 alat kontrol utilitas adalah sebesar 768,096 m^3/jam dimana setiap alat control memerlukan 1 ft^3/menit. Udara tekan dihasilkan melalui kompresor *multistage* dengan tekanan 6 bar. Udara yang diambil dari lingkungan ini mengandung sedikit air yang dapat merusak sistem pneumatik sehingga perlu dihilangkan dengan menggunakan *silica gel*. *Silica gel* bekerja menghilangkan kandungan air pada udara tekan melalui proses adsorpsi, dimana molekul uap air ditarik secara fisik dan terperangkap ke dalam jutaan pori-pori mikroskopis di permukaan butiran silika berkat gaya tarik antarmolekul (gaya Van der Waals). Berbeda dengan spons yang menyerap cairan ke dalam volumenya, silika gel menahan air hanya pada permukaan internalnya yang sangat luas sehingga mampu menurunkan titik embun (*dew point*) udara hingga mencapai -40°C atau lebih rendah untuk mencegah kondensasi dan korosi pada sistem perpipaan.

Tabel 5. 11 Spesifikasi kompresor udara tekan

Parameter	Nilai
Jenis	Kompresor sentrifugal *multistage*
Kapasitas volumetrik	768,096 m^3/jam
Suction temperature	30 ℃
Discharge temperature	188 ℃
Suction pressure	1 atm
Discharge pressure	6 atm
Material construction	*Commercial steel*
Efisiensi	75%
Power aktual	40 hp
Harga	Rp1.225.681.263,20

Tabel 5. 12 Spesifikasi tangki silika

Parameter	Nilai
Jenis tangki	Silinder vertikal
Diameter	0,25 m
Tinggi	1,25 m
Kapasitas silika	500 scfm
Kapasitas pendingin	0,2678 kg air/kg silika setiap jam
Kebutuhan silika	55,2233 kg
Harga	Rp126.842.940,53

Tabel 5. 13 Spesifikasi tangki udara tekan

Parameter	Nilai
Jenis	Silinder horizontal
Volume penyimpanan	1,2801 m^3
Waktu tinggal	1 menit
Diameter	0,8159 m
Panjang	2,4479 m
Harga	Rp10.129.597,22

5.5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Pabrik mengkombinasikan penggunan batu bara bituminus dan Dexlite untuk mengoptimalkan biaya energi. Batu bara dipilih sebagai bahan bakar utama boiler karena harga operasionalnya yang jauh lebih ekonomis dibanding solar dengan penyimpanan pada *stockpile* beratap. Sementara pada generator cadangan menggunakan Dexlite karena pembakaran yang lebih bersih dan emisi rendah. Kandungan aditif pada Dexlite juga berfungsi menjaga kebersihan injektor sehingga mengurangi biaya perawatan dan memperpanjang umur mesin. Perbedaan penggunaan bahan bakar ini didasarkan pada pola konsumsi dimana boiler beroperasi secara terus-menerus sementara generator hanya digunakan saat kondisi *urgent*. Penggunaan bahan bakar dialokasikan pada dua unit sebagai berikut:

Tabel 5. 14 Total konsumsi bahan bakar

Unit Pengguna	Konsumsi Bahan Bakar
Boiler	325,35 kg/jam
Generator	11,37 liter/jam

Penyimpanan bahan bakar cair difasilitasi oleh tangki silinder tegak yang mampu menampung stok operasional selama satu minggu. Mengingat ketersediaan dexlite CN51 di Cilegon yang sangat terjangkau, kapasitas 7 hari dinilai optimal untuk menjaga stabilitas suplai. Adapun spesifikasinya sebagai berikut.

Tabel 5. 15 Dimensi tangki penyimpanan bahan bakar

Parameter	Nilai
Jenis	Tangki silinder tegak
Kapasitas	5000 liter
Volume total	2291,87 liter/minggu
Waktu tinggal	7 hari
Diameter	1,2851 m
Tinggi	3,8552 m
Harga	Rp326.173.030,37

BAB VI. EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi merupakan salah satu aspek paling krusial dalam perencanaan pendirian pabrik. Tahapan ini bertujuan untuk menganalisis apakah rancangan proses yang telah dibuat secara teknis memiliki nilai komersial dan layak untuk diinvestasikan. Dalam melakukan analisis ini, faktor-faktor ekonomi yang ditinjau mengacu pada metode Aries dan Newton sebagai berikut.

a. *Capital investment* (modal)
    1) *Fixed capital investment* (modal tetap)
    2) *Working capital investment* (modal kerja)
b. *Manufacturing cost* (biaya produksi)
    1) *Direct manufacturing cost* (biaya produksi langsung)
    2) *Indirect manufacturing cost* (biaya produksi tidak langsung)
    3) *Fixed manufacturingcCost* (biaya tetap)
c. *General expense* (biaya umum)
d. Analisis kelayakan ekonomi
    1) *Percent return on investment* (ROI)
    2) *Pay out time* (POT)
    3) *Break event point* (BEP)
    4) *Shut down point* (SDP)
    5) *Dischounted cash flow rate* (DCFR)

6.1. Proyeksi Harga Alat

Dalam perancangan pabrik klorobenzena, harga peralatan proses merupakan variabel yang dinamis karena nilainya terus berubah setiap tahun mengikuti kondisi ekonomi. Untuk mendapatkan biaya alat tahun saat ini, harga alat dari tahun-tahun

sebelumnya perlu disesuaikan menggunakan indeks harga. Dalam bidang teknik kimia, standar yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI). Data harga peralatan dalam evaluasi ini dikumpulkan dari beberapa referensi, yaitu situs web Matche *Equipment Cost Index*, *final report* Loh dan Lyons (2002) mengenai *Process Equipment Cost Eestimation*, serta buku Peters & Timmerhaus (2003) yang berjudul *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*.

Tabel 6. 1 Indeks harga alat pada tahun 1963 - 2000

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1963	102,4
2	1964	103,3
3	1965	104,2
4	1966	107,2
5	1967	109,7
6	1968	113,7
7	1969	119
8	1970	125,7
9	1971	132,3
10	1972	137,2
11	1973	144,1
12	1974	165,4
13	1975	182,4
14	1976	192,1
15	1977	204,1
16	1978	218,8
17	1979	238,7
18	1980	261,2
19	1981	297
20	1982	314
21	1983	317

Tabel 6. 1 Indeks harga alat pada tahun 1963 - 2000 (lanjutan)

No	(Xi)	Indeks (Yi)
22	1984	322,7
23	1985	325,3
24	1986	318,4
25	1987	323,8
26	1988	342,5
27	1989	355,4
28	1990	357,6
29	1991	361,3
30	1992	358,2
31	1993	359,2
32	1994	368,1
33	1995	381,1
34	1996	381,7
35	1997	386,5
36	1998	389,5
37	1999	390,6
38	2000	394,1

Estimasi harga peralatan pada saat pabrik didirikan dapat diproyeksikan dengan membandingkan indeks harga pada tahun dasar terhadap indeks harga saat ini. Secara sistematis, harga alat pada tahun berjalan ditentukan dengan mengalikan harga alat pada tahun referensi dengan rasio indeks harga yang berlaku. Persamaan yang digunakan untuk perhitungan ini adalah sebagai berikut:

$$E_x = E_y \left(\frac{I_x}{I_y} \right) \qquad 6.1$$

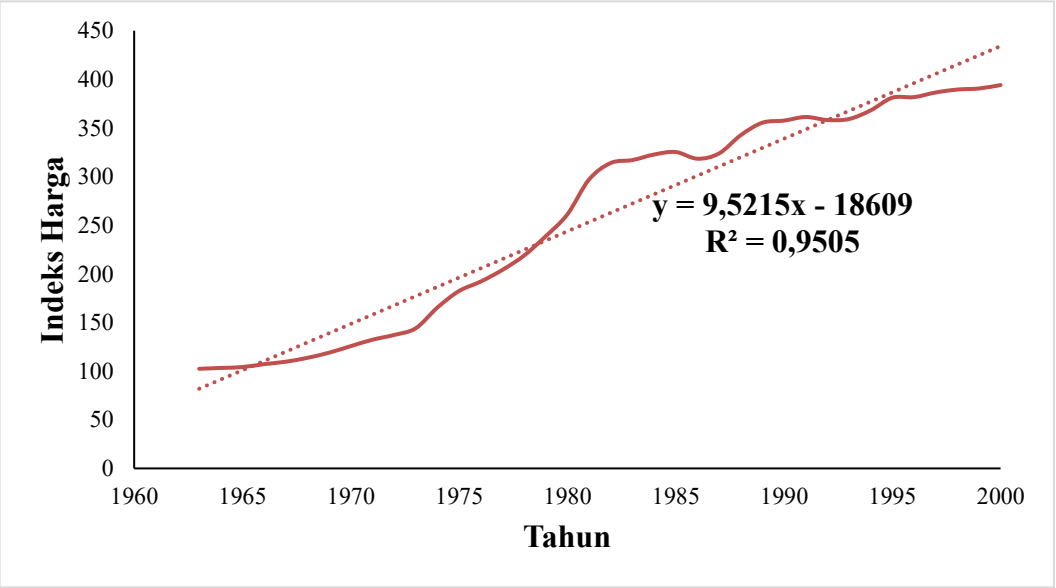
Keterangan

E_X = Harga alat pada tahun pendirian pabrik

E_Y = Harga alat pada tahun referensi (berdasarkan data literatur)

I_X = Indeks harga (CEPCI) pada tahun pendirian pabrik

I_Y = Indeks harga (CEPCI) pada tahun referensi



Gambar 6. 1 Regresi linier indeks harga

Persamaan regresi linear dari grafik CEPCI untuk memproyeksikan indeks adalah:

$$y = 9,5215x - 18.609 \quad (6.2)$$

Data indeks CEPCI yang tersedia kemudian diolah menggunakan metode regresi linear untuk memproyeksikan nilai indeks pada tahun referensi dan tahun rencana pembelian. Berdasarkan perhitungan tersebut, diperoleh nilai indeks CEPCI untuk tahun referensi 2002 sebesar 453,043; tahun 2003 sebesar 462,565; dan tahun 2014 sebesar 567,301. Sementara itu, untuk tahun rencana pembelian alat yaitu pada tahun 2026, nilai indeks CEPCI diproyeksikan berada pada angka 681,559. Dengan menggunakan acuan nilai indeks tersebut, estimasi harga peralatan proses dan unit utilitas ditetapkan sebagai berikut.

Tabel 6. 2 Harga alat proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Indeks	EY	EX (2026)
Reaktor *bubble*	R-01	1	2014	$271.500,00	$326.181,81
Menara distilasi 01	MD-01	1	2002	$60.000,00	$90.264,15
Menara distilasi 02	MD-02	1	2002	$50.000,00	$75.220,12
Absorber 01	ABS-01	1	2002	$18.000,00	$27.079,24
Akumulator 01	ACC-01	1	2014	$10.500,00	$12.614,77
Akumulator 02	ACC-02	1	2014	$4.700,00	$5.646,61
Tangki 01	T-01	1	2014	$20.500,00	$24.628,83
Tangki 02	T-02	1	2003	$250.000,00	$368.358,90
Tangki 03	T-03	1	2014	$75.100,00	$90.225,61
Tangki 04	T-04	1	2014	$94.300,00	$113.292,61
Tangki 05	T-05	1	2014	$38.900,00	$46.734,71
Pompa 01	P-01	1	2014	$5.200,00	$6.247,31
Pompa 02	P-02	1	2014	$5.200,00	$6.247,31
Pompa 03	P-03	1	2014	$5.800,00	$6.968,16
Pompa 04	P-04	1	2014	$3.000,00	$3.604,22
Pompa 05	P-05	1	2014	$6.900,00	$8.289,70
Pompa 06	P-06	1	2014	$5.800,00	$6.968,16
Pompa 07	P-07	1	2014	$5.200,00	$6.247,31
Pompa 08	P-08	1	2014	$3.000,00	$3.604,22
Pompa 09	P-09	1	2014	$5.200,00	$6.247,31
Blower	BL-01	1	2002	$15.08,00	$22,68
Heater 01	HE-01	1	2014	$1.200,00	$1.441,69
Heater 02	HE-02	1	2014	$1.500,00	$1.802,11
Heater 03	HE-03	1	2014	$2.800,00	$3.363,94
Heater 04	HE-04	1	2014	$1.900,00	$2.282,67
Cooler 01	CL-01	1	2014	$2.800,00	$3.363,94
Cooler 02	CL-02	1	2014	$1.000,00	$1.201,41
Cooler 03	CL-03	1	2014	$3.000,00	$3.604,22
Cooler 04	CL-04	1	2014	$1.900,00	$2.282,67

Tabel 6. 2 Harga alat proses (lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Indeks	EY	EX (2026)
Reboiler 01	RB-01	1	2014	$24.400,00	$29.314,31
Reboiler 02	RB-02	1	2014	$31.900,00	$38.324,86
Condensor 01	CD-01	1	2014	$23.400,00	$28.112,91
Condensor 02	CD-02	1	2014	$23.200,00	$27.872,63
Total		**33**		**$1.059.829,08**	**$1.377.661,10**

Tabel 6. 3 Harga alat utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Indeks	EY	EX (2026)
Bak air bersih	BB-01	1	2014	$0	$12.290,41
Bak air umum	BM-01	1	2014	$0	$528,88
Hot basin	HB-01	1	2014	$0	$473,70
Cold basin	CB-01	1	2014	$0	$1.016,76
Cooling tower	CT-01	1	2014	$676.600,00	$812.871,51
Tangki kation	TK-01	1	2014	$20.500,00	$24.628,83
Tangki NaCl	T-01	1	2014	$6.800,00	$8.169,56
Tangki anion	TA-01	1	2014	$17.900,00	$21.505,17
Tangki NaOH	T-02	1	2014	$4.100,00	$4.925,77
Boiler feed water	T-03	1	2014	$2.700,00	$3.243,80
Tangki kondensat	T-04	1	2014	$800,00	$961,13
Tangki udara tekan	T-05	1	2014	$500,00	$600,70
Tangki silika	T-06	1	2002	$5.000,00	$7.552,01
Tangki *dexlite*	T-07	1	2014	$19.600,00	$23.547,56
Boiler	B-01	1	2014	$914.400,00	$1.098.565,93
Pompa Utilitas 01	PU-01	1	2014	$8.900,00	$10.692,52
Pompa Utilitas 02	PU-02	1	2014	$2.000,00	$2,402,81
Pompa Utilitas 03	PU-03	1	2014	$2.000,00	$2,402,81
Pompa Utilitas 04	PU-04	1	2014	$16.100,00	$6.247,31
Pompa Utilitas 05	PU-05	1	2014	$2.000,00	$2,402,81
Pompa Utilitas 06	PU-06	1	2014	$2.000,00	$2,402,81
Pompa Utilitas 07	PU-07	1	2014	$5.200,00	$6.247,31

Tabel 6. 3 Harga alat proses (lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Indeks	EY	EX (2026)
Pompa Utilitas 08	PU-08	1	2014	$5.200,00	$6.247,31
Pompa Utilitas 09	PU-09	1	2014	$4.500,00	$5.406,33
Generator	CU-01	1	2014	$7.396,32	$8.885,98
Kompresor	CO-01	1	2014	$60.500,00	$72.685,08
Total		**26**		**$2.852.639,39**	**$2.159.970,16**

6.2. Dasar Perhitungan

1) Kapasitas produksi : 30.000 ton/tahun
2) Hari operasi : 330 hari/tahun
3) Umur alat : 10 tahun
4) Nilai tukar : 1 $ = Rp16.862,90/USD
5) Tahun pendirian pabrik : 2031

6.3. Komponen Biaya

a. *Capital investment* (modal)

Seluruh alokasi biaya yang diperlukan untuk mendirikan dan menyiapkan operasional pabrik hingga siap beroperasi secara penuh dikategorikan sebagai modal investasi atau *capital investment*. Secara garis besar, kebutuhan modal ini terbagi ke dalam dua komponen utama, yaitu:

1) *Fixed capital investment* (FCI) merupakan modal tetap yang ditanamkan untuk pengadaan aset fisik pabrik, mulai dari pembelian tanah, penyediaan peralatan proses, hingga biaya konstruksi dan instalasi penunjang lainnya.

Tabel 6. 4 *Direct plant cost*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Purchased Equipment Cost	$3.533.344,83	Rp59.582.440.468
Equipment Instalation Cost	$3.747.745,48	Rp62.978.639.574
Piping Cost	$373.474,55	Rp6.297.863.957
Instrumentation and Control Cost	$224.084,73	Rp3.778.718.374
Electrial Installation Cost	$373.474,55	Rp6.297.863.957
Building Including Services Cost	$5.624.892,52	Rp94.852.000.000
Services Facilities Cost	$1.120.423,64	Rp18.893.591.872
Land Cost	$2.481.779,53	Rp41.850.000.000
Yard Improvement Cost	$1.493.898,19	Rp25.191.455.830
Total *Direct Plant Cost*	**$18.960.118,01**	**Rp319.722.574.033**

Tabel 6. 5 *Indirect plant cost*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Engineering and Supervision Cost	$948.005,90	Rp15.986.128.702
Contruction Cost	$1.137.607,08	Rp19.183.354.442
Contingencies Cost	$2.338.414,55	Rp39.432.450.797
Total *Indirect Plant Cost*	**$4.424.027,54**	**Rp74.601.933.941**

Tabel 6. 6 *Fixed capital investment* (FCI)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Direct plant cost	$18.960.118,01	Rp319.722.574.033
Indirect plant cost	$4.424.027,54	Rp74.601.933.941,06
Total *Fixed capital investment*	**$23.384.145,549**	**Rp394.324.507,97**

2) *Working capital investment (WCI)* merupakan modal kerja yang disiapkan untuk membiayai kebutuhan operasional harian, seperti penyediaan stok bahan baku dan biaya rutin lainnya, guna menjamin kelancaran produksi sebelum pabrik mulai menghasilkan pendapatan dari penjualan produk. Perbandingan *working capital* terhadap total *capital investment* bervariasi tergantung pada jenis dan skala perusahaan, namun secara umum sebagian besar pabrik kimia menetapkan working capital awal sebesar 10–20% dari

total *capital investment*.

Tabel 6. 7 *Working capital investment* (WCI)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Working Capital Investment	$2.598.727,32	Rp43.822.078.854
Total *Working Capital Investment*	**$2.598.727,32**	**Rp43.822.078.854**

Tabel 6. 8 *Capital investment*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Fixed Capital Investment	$23.384.145,55	Rp394.324.507.974,18
Working Capital Investment	$2.598.238,39	Rp43.813.834.219,35
Total *Working Capital Investment*	**$25.982.383,94**	**Rp438.138.342.193,54**

b. *Manufacturing cost* (biaya produksi)

Manufacturing cost merupakan total biaya yang dikeluarkan secara rutin untuk mengolah bahan baku menjadi produk klorobenzena. Dalam evaluasi ekonomi, komponen ini menjadi acuan utama untuk menentukan harga jual produk dan tingkat keuntungan pabrik. Berdasarkan metode yang umum digunakan, biaya produksi ini diklasifikasikan ke dalam tiga kategori utama, yaitu:

1) *Direct manufacturing cost* merupakan biaya yang berkaitan langsung dengan volume produksi. Komponen ini meliputi pengadaan bahan baku (benzena dan klorin), biaya utilitas (air, listrik, bahan bakar), gaji karyawan, serta biaya pemeliharaan dan perbaikan peralatan.

Tabel 6. 9 *Direct manufacturing cost*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Raw material cost	$36.400.631,95	Rp613.820.216.568
Labor cost	$568.902,36	Rp9.593.343.672
Supervision cost	$142.225,59	Rp2.398.335.918
Maintenance cost	$937.125,94	Rp15.802.661.002
Plant supplies cost	$140.568,89	Rp2.370.399.150
Royalties and patent cost	$2.791.450,31	Rp47.071,947,472
Utility cost	$225.521,11	Rp3.802.940.009
Total *Direct manufacturing cost*	**$41.206.426,17**	**Rp694.859.843.792**

2) *Indirect manufacturing cost* disebut juga sebagai *plant overhead cost*, yaitu biaya pendukung yang tidak berkaitan langsung dengan proses transformasi bahan. Namun diperlukan untuk kelancaran operasional area pabrik. Contohnya mencakup biaya laboratorium, layanan kesehatan karyawan, keamanan, serta administrasi pabrik.

Tabel 6. 10 *Indirect manufacturing cost*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Payroll overhead cost	$113.780,47	Rp1.918.668.734
Laboratory cost	$113.780,47	Rp1.918.668.734
Plant overhead cost	$1.153.777,73	Rp19.456.038.415
Packaging and shipping cost	$40,44	Rp681.936
Total *Indirect manufacturing cost*	**$1.381.379,11**	**Rp23.294.057.819**

3) *Fixed* manufacturing cost merupakan biaya tetap yang besarnya tidak dipengaruhi oleh fluktuasi kapasitas produksi. Komponen ini meliputi biaya depresiasi alat, pajak properti, dan asuransi.

Tabel 6. 11 *Fixed manufacturing cost*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Depreciation cost	$2.342.814,85	Rp39.506.652.506
Property taxes cost	$468.562,97	Rp7.901.330.501
Insurance taxes cost	$468.562,97	Rp7.901.330.501
Total *Fixed manufacturing cost*	**$3.279.940,79**	**Rp55.309.313.508**

Tabel 6. 12 *Manufacturing cost* (MC)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Direct Manufacturing Cost	$41.206.426,17	Rp694.859.843.791,54
Indirect Manufacturing Cost	$1.381.379,11	Rp23.294.057.819,09
Fixed Manufacturing Cost	$3.279.940,79	Rp55.309.313.508,05
Total *Manufacturing Cost*	**$45.867.746,06**	**Rp773.463.215.118,67**

c. *General expenses* (biaya umum)

General expenses atau biaya umum yang mencakup seluruh pengeluaran yang diperlukan untuk mendukung jalannya fungsi perusahaan di luar area produksi.

Meskipun tidak berkaitan langsung dengan operasional teknis di dalam pabrik, komponen biaya ini sangat penting untuk keberlanjutan bisnis dan distribusi produk klorobenzena ke pasar yang meliputi:

1) *Administration cost* merupakan biaya yang dialokasikan untuk keperluan manajemen kantor, gaji staf eksekutif, hingga urusan hukum dan perizinan.
2) *Sales cost* adalah pengeluaran untuk kegiatan promosi, distribusi produk, serta biaya tenaga pemasaran guna menjangkau konsumen.
3) *Research cost* adalah dana yang disiapkan untuk pengembangan kualitas produk dan inovasi proses untuk pabrik tetap kompetitif di masa depan.
4) *Finance cost* merupakan beban finansial lainnya yang terkait dengan pendanaan perusahaan.

Tabel 6. 13 *General expenses*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Administration Cost	$1.116.580,12	Rp18.828.778.989
Sales Cost	$1.674.870,19	Rp28.243.168.483
Research Cost	$1.116.580,12	Rp18.828.778.989
Finance Cost	$520.625,52	Rp8.779.256.112
Total *General Expenses Cost*	**$4.428.655,96**	**Rp74.679.982.573**

Tabel 6. 14 *Production cost*

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Manufacturing cost	$45.867.746,06	Rp773.463.215.118,67
General expense	$4.428.655,52	Rp74.679.982.573
Total *General Expenses Cost*	**$50.296.402,02**	**Rp848.143.197.692**

6.4. Analisa Risiko

Tabel 6. 15 Analisis resiko

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risiko	
			Low	*High*
1	Kondisi operasi	Suhu maksimum unit operasi mencapai 151ºC	V	
		Tekanan maksimum hingga 9 atm (pada penyimpanan klorin cair)		V
		Bahan baku yang digunakan		
2	Benzena	Cairan tidak berwarna, sangat mudah terbakar (*flash point* -11°C). Bersifat karsinogenik terhadap manusia dan dapat menyebabkan kerusakan sistem saraf jika terpapar kronis.		V
	Klorin	Gas berwarna kuning kehijauan, bersifat sangat toksik (beracun) jika terhirup, korosif terhadap logam, dan disimpan dalam tekanan tinggi (9 atm).		V
		Produk yang dihasilkan		
3	Klorobenzena	Cairan mudah terbakar, memiliki aroma tajam, dan bersifat toksik terhadap organisme akuatik. Berisiko menyebabkan iritasi pada sistem pernapasan dan kulit.	V	
	Diklorobenzena	Cairan bersifat persisten di lingkungan, serta memiliki potensi toksisitas pada organ hati dan ginjal jika terpapar jangka panjang.	V	
	Asam klorida	Larutan yang sangat korosif terhadap logam dan jaringan tubuh. Dapat menyebabkan luka bakar serius dan iritasi hebat pada saluran pernapasan.		V
		Proses		
4	Katalis	Reaksi berlangsung secara termal/non-katalitik. Tidak ada biaya penggantian dan pengolahan limbah katalis bekas.	V	
		Regulasi pemerintah		
5	Lingkungan dan K3	PP 74/2001 : Klorin dan benzena adalah B3. Regulasi mewajibkan izin khusus penyimpanan dan pengangkutan, serta simbol/label bahaya yang ketat.		V
		Kewajiban penyediaan Ruang Terbuka Hijau (RTH) minimal 10-20% dari total luas lahan sebagai *buffer zone* (zona penyangga) dampak kimia.	V	
		Permenaker 187/1999 : Mewajibkan adanya Lembar Data Keselamatan Bahan	V	

Tabel 6. 15 Analisis resiko (lanjutan)

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risiko	
			Low	*High*
		(MSDS) dan Ahli K3 Kimia.	V	
		Tekanan maksimum hingga 9 atm (pada penyimpanan klorin cair)		V
	Emisi dan limbah	Sistem *Zero Liquid Discharge*. Seluruh air proses disirkulasi kembali (*recycle*) dan tidak ada yang dibuang ke lingkungan.	V	
		HCl dan diklorobenzena sebagai produk samping yang dimurnikan hingga standar pasar dan dijual.	V	
6	Keberadaan pabrik	Terletak di Kawasan Industri Cilegon, dekat dengan pelabuhan dan jalan tol untuk kemudahan distribusi bahan baku dan produk.	V	
7	Asal bahan baku	Bahan baku diperoleh dari domestik	V	
		Total	**10**	**5**
		Golongan	***Low risk***	

6.5. Analisa Keuntungan

1. Keuntungan sebelum pajak

   Total penjualan : Rp985.202.504.973 Rp/tahun

   Total biaya produksi : Rp891.585.977.351 Rp/tahun

   Keuntungan : Rp93.616.527.622 Rp/tahun

2. Keuntungan setelah pajak

   Pajak diambil 22% dari penghasilan kena pajak (PKP) sesuai dengan ketentuan Pasal 17 ayat (1) huruf B Undang-Undang Harmonisasi Peraturan Perpajakan (UU HPP) No.7 Tahun 2021.

   Keuntungan : Rp73.020.891.545 Rp/tahun

6.6. Analisa Kelayakan

Analisis kelayakan ekonomi berfungsi untuk memproyeksikan tingkat laba serta memastikan pencapaian profitabilitas yang optimal. Evaluasi ini dilakukan untuk mengukur potensi ekonomi suatu pabrik, sehingga dapat dikategorikan sebagai

investasi yang layak atau tidak layak. Penentuan kelayakan tersebut didasarkan pada beberapa parameter finansial yang merepresentasikan kinerja keuangan pabrik di masa depan. Adapun parameter-parameter yang digunakan dalam analisa tersebut adalah sebagai berikut:

a. ROI *(Return on Investment)*

ROI merupakan rasio yang menunjukkan kemampuan pabrik dalam menghasilkan laba tahunan relatif terhadap total modal investasi yang ditanamkan. Nilai ROI digunakan untuk mengukur efisiensi penggunaan modal dimana semakin tinggi nilai ROI semakin prospektif. Mengacu pada literatur Aries & Newton (1955), nilai ROI minimum sebelum pajak untuk pabrik dengan tingkat risiko rendah (*low risk*) adalah sebesar 11%.

$$\%\text{ROI} = \frac{\text{Profit}}{Fixed\ capital\ investment} \qquad 6.3$$

Hasil evaluasi menunjukkan

1) ROI sebelum pajak: 23,74%
2) ROI setelah pajak: 18,52%

Hasil tersebut mengindikasikan bahwa pabrik memiliki tingkat profitabilitas yang baik dan layak secara ekonomi untuk didirikan karena mampu memberikan pengembalian modal yang efektif relatif terhadap total modal investasi yang ditanamkan.

b. POT (*Pay Out Time*)

Pay Out Time menunjukkan jangka waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi melalui arus kas masuk bersih. Sesuai standar Aries & Newton, untuk kategori pabrik berisiko rendah, nilai POT maksimum yang diizinkan biasanya adalah 5 tahun. Semakin singkat nilai POT, maka semakin cepat tingkat pengembalian investasi dan semakin kecil risiko finansial yang dihadapi.

$$\text{POT} = \frac{Fixed\ capital\ investment}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \qquad 6.4$$

Hasil evaluasi menunjukkan:

1) POT sebelum pajak: 2,96 tahun
2) POT setelah pajak: 3,51 tahun

Hasil tersebut mengindikasikan bahwa seluruh modal investasi tetap (*fixed capital investment*) dapat dikembalikan dalam waktu yang relatif singkat sehingga pabrik potensial dan layak secara ekonomi untuk didirikan.

c. BEP (*Break Even Point*)

Break Even Point adalah titik kapasitas produksi di mana total pendapatan setara dengan total biaya produksi, sehingga perusahaan tidak memperoleh laba maupun menderita kerugian. Secara umum, pabrik kimia dinilai sehat secara ekonomi apabila nilai BEP berada pada rentang 40% – 60%. Nilai BEP yang rendah menunjukkan fleksibilitas pabrik yang tinggi terhadap perubahan kondisi pasar.

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa} + 0{,}3\text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0{,}7\text{Ra}} \times 100\% \qquad 6.5$$

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Tabel 6. 16 *Annual fixed manufacturing cost* (Fa)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Depreciation Cost	$2.338.414,55	Rp39.432.450.797
Property Taxes Cost	$467.682,91	Rp7.886.490.159
Isurance Taxes Cost	$467.682,91	Rp7.886.490.159
Total *Fixed Cost*	**$3.273.780,38**	**Rp55.205.431.116**

Tabel 6. 17 *Annual regulated expenses* (Ra)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Labor Cost	$568.902,36	Rp9.593.343.672
Payroll Overhead Cost	$113.780,47	Rp1.918.668.734,40
Laboratory Cost	$113.780,47	Rp1.918.668.734,40
Plant Overhead Cost	$1.152.545,64	Rp19.435.261.936
Supervision Cost	$142.225,59	Rp2.398.335.918
General Expenses Cost	$4.426.667,18	Rp74.646.445.977
Maintenance Cost	$140.340,87	Rp2.365.947.048
Plant Suplies Cost	$935.365,82	Rp15.772.980.319
Total *Regulated Cost*	**$7.593.572,42**	**Rp128.049.652.339**

Tabel 6. 18 *Annual variable value* (Va)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Raw Material Cost	$36.400.631,95	Rp613.820.216.568,41
Utility Cost	$223.598,40	Rp3.770.517.503
Royalties and Patents Cost	$2.790.728,21	Rp47.059.770.809
Packaging & Shipping Cost	$40,44	Rp681.935,68
Total *Variable Cost*	**$39.414.999,01**	**Rp664.651.186.816**

Tabel 6. 19 Annual sales value (Sa)

Komponen	Biaya (US $)	Biaya (Rp)
Annual Sales	$55.813.410,50	Rp941.175.960.001
Total *Sales Annual*	**$54.813.410,50**	**Rp941.175.960.001**

Dengan menggunakan data diatas diperoleh nilai BEP sebesar 50,24%. Nilai tersebut mengindikasikan bahwa pabrik mampu menutupi seluruh biaya operasional meskipun hanya beroperasi pada kapasitas sedikit di atas setengah dari kapasitas maksimum. Kondisi ini menunjukkan fleksibilitas operasional serta ketahanan ekonomi pabrik yang baik dalam menghadapi fluktuasi permintaan pasar.

d. SDP (*Shut Down Point*)

Shut Down Point merupakan indikator batas kapasitas produksi minimum di mana pendapatan hanya cukup untuk menutup biaya variabel. Jika operasional pabrik turun di bawah nilai SDP, maka secara ekonomi akan lebih menguntungkan untuk menghentikan aktivitas produksi sementara guna menghindari kerugian yang lebih besar daripada biaya tetap (*fixed cost*).

$$\text{SDP} = \frac{0{,}3\text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0{,}7\text{Ra}} \times 100\% \qquad 6.6$$

Didapatkan nilai SDP sebesar 20,55%

Nilai SDP sebesar 20,91% mengindikasikan bahwa pabrik masih memiliki kemampuan untuk mempertahankan operasionalnya meskipun kapasitas produksi menurun hingga menyentuh angka seperlima dari kapasitas rancangan.

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

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah tingkat bunga yang menyamakan nilai tunai arus kas masuk masa depan dengan nilai investasi saat ini. Berbeda dengan ROI, DCFRR mempertimbangkan nilai waktu dari uang (*time value of money*). Pabrik dinyatakan layak jika nilai DCFRR lebih besar dari suku bunga bank atau *Minimum Attractive Rate of Return* (MARR) yang ditetapkan.

$$(\text{FC} + \text{WC})(1+i)^n - \text{SV} - \text{WC} = \text{CF}(1+i)^{n-2} + (1+i)^{n-2} + .. + (1+i) + 1) \qquad 6.7$$

$$\text{R} = \text{S}$$

Dimana :

FCI : *Fixed capital investment*

WC : *Working capital investment*

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

n : Umur pabrik = 10 Tahun

i : Nilai DCFRR

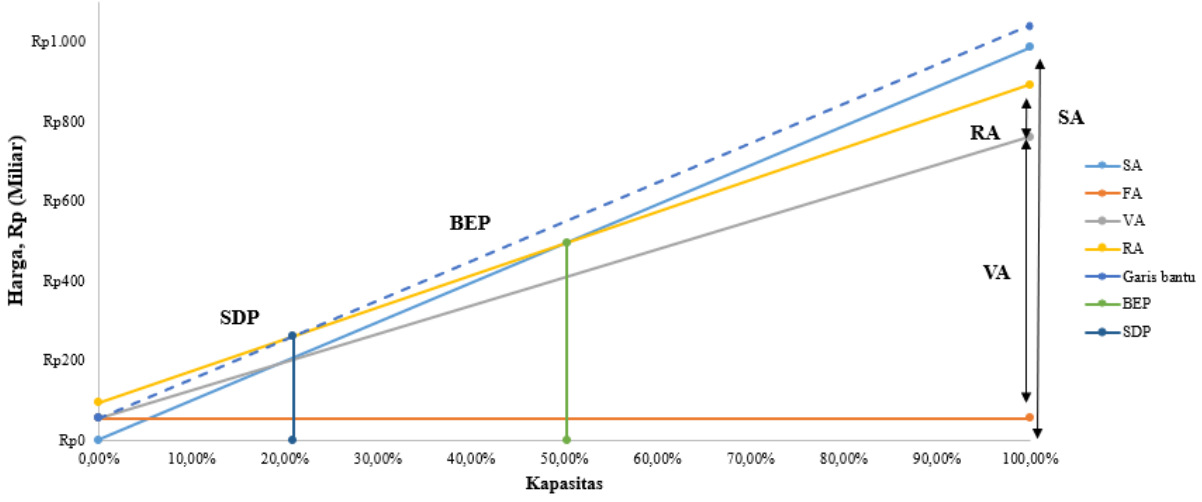
Didapatkan hasil perhitungan sebesar 25,16% dengan BI *rate* pada 19 Februari 2026 suku bunga ditetapkan 4,75%. Penentuan ambang batas kelayakan DCFRR menggunakan faktor pengali 1,5 terhadap suku bunga BI *Rate* sehingga diperoleh nilai referensi sebesar 7,13%. Penggunaan faktor pengali ini bertujuan untuk menetapkan *risk premium* sebagai kompensasi atas risiko investasi industri kimia yang lebih tinggi dibandingkan investasi pada instrumen perbankan konvensional. Selain itu, hal ini berfungsi sebagai margin keamanan terhadap potensi fluktuasi nilai mata uang dan inflasi selama masa umur pabrik.

$$DCFRR > DCFRR\ minimum$$

$$25{,}16\% > 7{,}13\%$$

6.7. Hasil evaluasi ekonomi

Setelah dilakukan analisa terhadap evaluasi ekonomi didapat grafik sebagai berikut.



Gambar 6. 2 Grafik evaluasi ekonomi

Berdasarkan grafik tersebut, titik perpotongan antara garis pendapatan total (SA) dan garis biaya total (RA) menghasilkan nilai *Break Even Point* (BEP) sebesar 50,24% mengindikasikan bahwa pabrik mulai memperoleh laba ketika beroperasi pada kapasitas sedikit di atas 50% yang mencerminkan margin keamanan

operasional yang ideal. titik *Shut Down Point* (SDP) tercatat sebesar 20,91%, yang menunjukkan batas minimum kapasitas produksi bagi pabrik untuk tetap dapat menutupi biaya variabelnya. Grafik ini juga memperlihatkan bahwa area di atas titik BEP merupakan zona keuntungan (*profit area*) yang akan terus meningkat seiring dengan optimalisasi kapasitas produksi menuju 100%.

Tabel 6. 20 Hasil analisis ekonomi

Parameter kelayakan	**Perhitungan**	**Biaya (Rp)**
Profit		
Profit sebelum pajak	Rp93.616.527.622	Pajak 22% sesuai dengan ketentuan Pasal 17 ayat (1) huruf B Undang-Undang Harmonisasi Peraturan Perpajakan (UU HPP) No. 7 Tahun 2021
Profit setelah pajak	Rp73.020.891.545	
***Return On Investment* (ROI)**		
ROI sebelum pajak	23,74%	*Industrial chemical* minimal 11% (low risk)
ROI setelah pajak	18,52%	
***Pay Out Time* (POT)**		
POT sebelum pajak	2,96 tahun	*Industrial chemical* maksimal 5 tahun (low risk)
POT setelah pajak	3,51 tahun	
Break Even Point (BEP)	50,24%	40%-60%
Shut Down Point (SDP)	20,91%	20%-30%
Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)	25,16%	1,5 x suku bunga BI-*rate* 19 Februari 2026 (4,75%) (DCFRR > 7,13%)

BAB VII. KESIMPULAN DAN SARAN

7.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil perancangan pabrik klorobenzena dari klorin dan benzena dengan kapasitas 30.000 ton/tahun, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

a. Pendirian pabrik klorobenzena ini bertujuan untuk meningkatkan kemandirian industri nasional dan mengurangi ketergantungan pada pasokan luar negeri. Fokus utamanya adalah transformasi bahan mentah menjadi produk hilir bernilai tinggi yang tidak hanya memperkuat neraca perdagangan, tetapi juga memberdayakan tenaga kerja lokal melalui perluasan ekosistem industri petrokimia.
b. Secara kelembagaan, unit produksi ini akan beroperasi di bawah badan hukum Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan Cilegon, Banten, sebagai lokasi pabrik didasarkan pada keunggulan strategis kawasan tersebut sebagai pusat industri kimia nasional. Dengan luas lahan mencapai 2,5 hektar, lokasi ini menjamin efisiensi distribusi berkat akses langsung ke pelabuhan dan jaringan jalan utama, serta didukung oleh infrastruktur utilitas (listrik dan air).
c. Proses utama dalam pabrik ini adalah reaksi klorinasi benzena dan klorin menjadi klorobenzena sebagai produk utama dan diklorobenzena serta asam kloridan sebagai produk samping dalam *reaktor bubble* dengan pengaduk yang dioperasikan pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm.
d. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini tergolong layak untuk didirikan, dengan hasil perhitungan sebagai berikut:
    1) *Return on Investment* (ROI)

a) ROI sebelum pajak : 23,74%

b) ROI setelah pajak : 18,52%

Dengan batas minimum 11% untuk investasi pabrik *low risk*.

2) *Pay Out Time* (POT)

a) POT sebelum pajak : 2,96 tahun

b) POT setelah pajak : 3,51 tahun

Dengan batas maksimum 5 tahun untuk investasi pabrik *low risk*.

3) *Break Even Point* (BEP) : 50,24%

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

4) *Shut Down Point* (SDP) : 20,91%

5) *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) : 25,16%

e. Berdasarkan parameter-parameter kelayakan di atas, maka dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik klorobenzena dari benzena dan klorin dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut, baik dari aspek teknis, ekonomi, maupun lingkungan.

7.2. Saran

Perancangan pabrik kimia merupakan proses yang kompleks dan memerlukan pemahaman menyeluruh terhadap konsep dasar teknik kimia. Oleh karena itu, beberapa saran yang dapat diberikan adalah sebagai berikut:

a. Penggunaan simulasi proses seperti Aspen Plus atau HYSYS sangat diperlukan untuk memverifikasi hasil perhitungan secara teoritis. Dengan membandingkan hasil simulasi dan perhitungan manual dapat diperoleh basis data yang lebih akurat dan andal sebagai acuan dalam operasional pabrik.

b. Reaksi klorinasi benzena bersifat eksotermis (menghasilkan panas), sehingga

penerapan sistem pemulihan panas (*heat recovery*) dapat dimanfaatkan untuk meningkatkan efisiensi energi dan menekan biaya operasional pabrik.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S., and Newton, R.D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw Hill Book Company.

Badan Pusat Statistik. (2024). *Data Ekspor Impor Nasional (29039100)*. Diakses dari: https://www.bps.go.id/id/exim.

Bodman, S. W. (1968). *The Industrial Practice of Chemical Process Engineering*. London: Massachusetts Institute of Technology.

Brownell, L.E., and Young, E.H. (1959). *Process Equipment Design*. New York: John Wiley and Sons. Inc.

Chemstar Water. (2023). *Understanding Cycles of Concentration (COC)*. Diakses dari https://www.chemstarwater.com/educational-content/understanding-cycles-of-concentration-coc/.

Cole, B. (2024, Februari 19). *What is Chlorobenzene?*. Diakses dari: https://www.wise-geek.com/what-is-chlorobenzene.htm.

Cristian, P., & Alexandru, F. (2018). Simulation of benzene column distillation for quality control system design. *2018 22nd International Conference on System Theory, Control and Computing (ICSTCC)*, 39-45. https://doi.org/10.1109/ICSTCC.2018.8540668.

Mu, M., Zhang, X., Yu, G., Sun, C., Xu, R., Liu, N., Wang, N., Chen, B., & Dai, C. (2022). Deep removal of chlorobenzene based volatile organic compounds from exhaust gas with ionic liquids. *Separation and Purification Technology*, 298. https://doi.org/10.1016/j.seppur.2022.121610.

Galabov, B., Nalbantova, D., Schleyer, P., & Schaefer, H. (2016). Electrophilic Aromatic Substitution: New Insights into an Old Class of Reactions. *Accounts of chemical research*, (49)6. doi: 10.1021/acs.accounts.6b00120.

Garret, D.E. (1989). *Chemical Engineering Economics*. New York: Van Nostrand Reinhold.

Gorodetsky, R. (2014). Phenylpropanolamine. *Encyclopedia of Toxicology (Third Edition) Page* 893–894. https://doi.org/10.1016/B978-0-12-386454-3.00770-3.

Gujarati, D. N., & Porter, D. C. (2009). *Basic Econometrics* (5th ed.). New York: Mc Graw Hill Handbooks Book Company, Inc.

Kirk, R. E. & Othmer, D. F. (1961). *Encyclopedia of Chemical Technology Second Edition Volume 5*. New York: John Wiley and Sons Inc.

Kementerian Keuangan Republik Indonesia. (2021). *Undang-Undang Nomor 7 Tahun 2021 tentang Harmonisasi Peraturan Perpajakan*.

Keyes, F., & Clark. (1975). *Industrial Chemical Fourth Edition*. New York: John Wiley and Sons Inc.

Li, G., Wang, J., Zhu, P., Han, Y., Yu, A., Li, J., Sun, Z., & Row, K.H. (2022). The Separation of Chlorobenzene Compounds from Environmental Water Using a Magnetic Molecularly Imprinted Chitosan Membrane. *Polymers*, 14(15). https://doi.org/10.3390/polym14153221.

Loeser, R. W., Brunswick, N., & Schmidt J. H. (1954). *Manufacture Of Halogenated Aromatic Hydrocarbons*. New York: United States Patent Office Application.

Pemerintah Kota Cilegon. (2012). *Peraturan Daerah Kota Cilegon Nomor 5 Tahun 2012 tentang Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup*. Lembaran Daerah Kota Cilegon Tahun 2012 Nomor 5. Cilegon.

Pemerintah Kota Cilegon. (2020). *Peraturan Daerah Kota Cilegon Nomor 1 Tahun 2020 tentang Rencana Tata Ruang Wilayah Kota Cilegon Tahun 2020-2040*. Lembaran Daerah Kota Cilegon Tahun 2020 Nomor 1.

Provinsi Banten. (2014). *Peraturan Daerah Provinsi Banten Nomor 5 Tahun 2014 tentang Perlindungan Lahan Pertanian Pangan Berkelanjutan*. JDIH DPRD Provinsi Banten.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D. (1991) *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4 th Ed*. New York: Mc Graw-Hill Book Co., Inc.

Prahl, H. W., Jay P. Eggert, S., Sol J. Lederman, K., & Eric H. Scremin. (1961). Distillation In Raschig-Phenol Process. *United States Patent Office Filed*, (133)924, 260–629.

Republik Indonesia. (2003). *Undang-Undang Nomor 13 Tahun 2003 tentang Ketenagakerjaan*. Lembaran Negara RI Tahun 2003 Nomor 39, Tambahan Lembaran Negara RI Nomor 4279.

Republik Indonesia. (2007). *Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas*. Lembaran Negara Republik Indonesia Tahun 2007 Nomor 106. Tambahan Lembaran Negara Republik Indonesia Nomor 4756.

Republik Indonesia. (2009). *Undang-Undang Nomor 32 Tahun 2009 tentang Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup*. Lembaran Negara RI Tahun 2009 Nomor 140.

Republik Indonesia. (2014). *Undang-Undang Nomor 3 Tahun 2014 tentang Perindustrian*. Lembaran Negara Republik Indonesia Tahun 2014 Nomor 4, Tambahan Lembaran Negara Republik Indonesia Nomor 5492.

Shchekoldina, Z., Bogolyubov, A., Zakharov, A., Bulgakov, B., Babkin, A., & Kepman, A. (2021). Development of the technique for quality control of 1,3-bis(3,4-dicyanophenoxy) benzene by HPLC. *Fine Chemical Technologies*, 16(1), 88-98. https://doi.org/10.32362/2410-6593-2021-16-1-88-98.

Sigma Aldrich. (2024, Maret 08). *Safety Data Sheet Chlorobenzene*. Diakses dari: chrome-extension://efaidnbmnnnibpcajpcglclefindmkaj/https://www.sigmaaldrich.com/ID/en/sds/aldrich/488534?userType=undefined.

Sigma Aldrich. (2024, September 16). *Safety Data Sheet Chlorine*. Diakses dari: chrome-extension://efaidnbmnnnibpcajpcglclefindmkaj/https://www.sigmaaldrich.com/ID/id/sds/aldrich/295132?srsltid=AfmBOoqcDRe5AFvcDCWg-

YDovFh9YEqdWBtd1dLn4e4fYPl-1_VMualx.

Sigma Aldrich. (2025, Februari 10). *Safety Data Sheet Dichlorobenzene*. Diakses dari: chromeextension://efaidnbmnnnibpcajpcglclefindmkaj/https://www.sigmaaldrich.com/ID/id/sds/sial/240664?srsltid=AfmBOooOubCe6zg_RLYbosq32Wa37Js60uBi_ON2TYUOOkjO8Y7RwZfP.

Sigma Aldrich. (2025, September 10). *Safety Data Sheet Hydrochloric acid*. Diakses dari: chromeextension://efaidnbmnnnibpcajpcglclefindmkaj/https://www.sigmaaldrich.com/ID/en/sds/SIGMA/H1758?userType=undefined.

Sigma Aldrich. (2025, September 30). *Safety Data Sheet Benzene*. Diakses dari: chrome-extension://efaidnbmnnnibpcajpcglclefindmkaj/https://www.sigmaaldrich.com/ID/en/sds/sigald/319953?userType=undefined.

Smith, J. M. (1981). *Chemical Engineering Kinetics* (3rd ed.). New York: McGraw-Hill.

Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbott M. (1997). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics Sixth Edition*. New York: Mc Graw Hill Handbooks Book Company, Inc.

Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. New York: John Wiley and Sons Inc.

Suhadi, E., Sylviana, A., & Kurniawansyah, F. (2023). Pra Desain Pabrik Fenol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit. *Journal of Fundamentals and Applications of Chemical Engineering*, 4(1), 24-29.

Vilbrandt, F. C. & Dryden, C. E. (1959). *Chemical Engineering Plant Design*. New York: Mc Graw Hill Book Company, Inc.

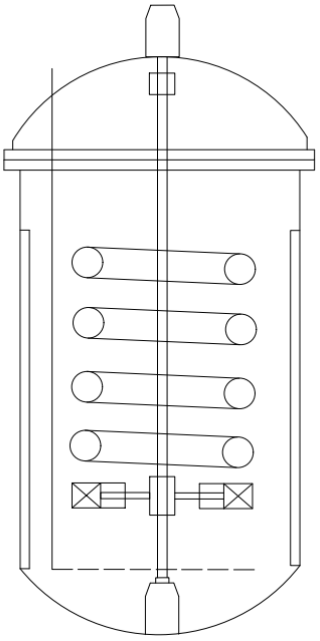
Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. New York: Mc Graw Hill Handbooks Book Company, Inc.

LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR

PERHITUNGAN REAKTOR

Jenis	:	Reaktor *Bubble* dengan pengaduk (*stirred vessel reactor*)
Fungsi	:	Melakukan reaksi klorinasi benzena (C_6H_6) dan klorin (Cl_2) menjadi monoklorobenzena (C_6H_5Cl) sebagai produk utama dan diklorobenzena ($C_6H_4Cl_2$) dan asam klorida sebagai produk samping (HCl).
Kondisi Operasi	:	Suhu = 70°C Tekanan = 0,7 bar Konversi = 75% Reaksi eksotermis
Bahan Material	:	*Stainless steel* SA 167 *grade* 11 *type* 316
Tipe perancangan	:	Silinder tegak dengan *flange and dish head* (*torispherical*) sebagai tutup atas dan bawah

Sketsa



Alasan pemilihan *bubble reactor* (Perry, 23-49, 1999):

1. Reaktor gelembung sesuai untuk proses reaksi gas–cair.
2. Dari segi ekonomi, reaktor ini relatif lebih murah karena desainnya sederhana, sehingga pengoperasian dan perawatannya juga lebih mudah.
3. Pada reaktor gelembung, aliran gas bergerak ke atas dan dapat diasumsikan mendekati *plug flow*, sementara cairannya teraduk dengan baik akibat pergerakan gelembung. Hal ini membuat suhu dan konsentrasi dalam cairan cenderung merata.
4. Proses dalam reaktor gelembung tidak memerlukan katalis padat, sehingga tidak ada permasalahan terkait penggantian, regenerasi, maupun penurunan aktivitas katalis.

Neraca Massa Reaktor

Berikut merupakan neraca massa proses klorinasi benzena dan klorin di dalam reaktor.

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

Komponen	*Input* (kg/jam)		*Output* (kg/jam)	
	A12	A13	A3	A4
HCl	0,0000	0,0000	1748,4547	0,0000
Cl_2	3435,8269	0,0000	35,6528	0,0000
C_6H_6	0,0000	3563,6546	0,0000	367,1125
H_2O	0,0000	34,7053	0,0000	34,7053
C_7H_8	0,0000	35,9965	0,0000	35,9965
C_6H_5Cl	0,0000	37,9759	0,0000	3865,9486
$C_6H_4Cl_2$	0,0000	0,0000	0,0000	1020,3429
Total	**3435,8269**	**3672,3324**	**1748,1095**	**5324,0498**

Reaksi yang Terjadi di Dalam Reaktor

$$C_6H_{6(l)} + Cl_{2(g)} \rightarrow C_6H_5Cl_{(l)} + HCl_{(l)} \quad (1.13)$$

$$C_6H_5Cl_{(l)} + Cl_{2(g)} \rightarrow C_6H_4Cl_{2(l)} + HCl_{(l)} \quad (1.14)$$

1. **Data fisis umpan reaktor**
   a. **Menentukan densitas untuk fase cair (ρ_{cair})**

$$\rho_L = A.B^{-\left(1-\frac{T}{Tc}\right)^n} \times 1000$$

Tabel 1. Data densitas fase cair

Komponen	A	B	n	Tc
HCl	0,44134	2,70E-01	3,19E-01	324,65
Cl_2	0,566	2,73E-01	2,88E-01	417,15
C_6H_6	0,3009	2,68E-01	2,82E-01	562,16
H_2O	0,3471	2,74E-01	2,86E-01	647,13
C_7H_8	0,29999	2,71E-01	2,99E-01	591,79
C_6H_5Cl	0,37818	2,76E-01	2,90E-01	632,35
$C_6H_4Cl_2$	0,4188	2,63E-01	3,08E-01	684,75

Sumber : Yaws, 1999

b. Menentukan tegangan permukaan (σ)

$$\sigma = A.\left(1 - \frac{T}{Tc}\right)^n$$

Tabel 2. Data tegangan permukaan

Komponen	A	Tc	n
HCl	85,2	324,65	1,297
Cl_2	67,56	417,15	1,085
C_6H_6	71,95	562,16	1,2389
H_2O	132,674	647,13	0,955
C_7H_8	66,85	591,79	1,2456
C_6H_5Cl	72,7	632,35	1,242
$C_6H_4Cl_2$	71,996	684,75	1,2375

Sumber : Yaws, 1999

c. Menentukan viskositas fase cair (nliq)

$$log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + CT^2$$

Tabel 3. Data viskositas fase cair

Komponen	A	B	C	D
HCl	-1,515	1,95E+02	3,07E-03	-1,38E-05
Cl_2	-0,7681	1,51E+02	-8,07E-04	4,08E-07
C_6H_6	-7,4005	1,18E+03	1,49E-02	-1,37E-05
H_2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05
C_7H_8	-5,1649	8,11E+02	1,05E-02	-1,05E-05
C_6H_5Cl	-4,8717	8,23E+02	9,20E-03	-8,65E-06
$C_6H_4Cl_2$	-6,6362	1,20E+03	1,22E-02	-9,99E-06

Sumber : Yaws, 1999

d. Menentukan tekanan uap (P)

$$log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C log_{10} T + DT + ET^2$$

Tabel 4. Data tekanan uap

Komponen	A	B	C	D	E
HCl	43,5455	-1627,9	-15,214	0,013783	-1,4984E-11
Cl_2	28,8659	-1674,5	-8,5216	0,0053792	-7,7867E-13
C_6H_6	31,7718	-2725,4	-8,4443	-5,3534E-09	2,7187E-06
H_2O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247E-09	1,8090E-06
C_7H_8	34,0775	-3037,9	-9,1635	1,0289E-11	2,7035E-06
C_6H_5Cl	19,4343	-2580,1	-3,9391	-4,4005E-11	4,9583E-07
$C_6H_4Cl_2$	36,2276	-3675,6	-9,6308	-1,3372E-09	1,9905E-06

Sumber : Yaws, 1999

e. Menentukan kapasitas panas cair (Cp)

$$Cp = A + \frac{B}{T} + CT^2 + DT^3$$

Tabel 5. Data kapasitas panas fase cair

Komponen	A	B	C	D
HCl	73,993	-1,29E-01	-7,90E-05	2,46E-06
Cl_2	127,601	-6,02E-01	1,58E-03	-5,31E-07
C_6H_6	-31,662	1,30E+00	-3,61E-03	3,82E-06
H_2O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
C_7H_8	83,703	5,17E-01	-1,49E-03	1,97E-06
C_6H_5Cl	64,358	6,19E-01	-1,63E-03	1,85E-06
$C_6H_4Cl_2$	-32,283	1,44E+00	-3,31E-03	2,96E-06

Sumber : Yaws, 1999

Komposisi bahan masuk

Tabel 6. Komposisi umpan masuk reaktor

Komponen	Mr	kg/jam	kmol/jam	xi	xmass
HCl	36,51	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Cl_2	71	3435,8269	48,3919	0,5004	0,4834
C_6H_6	78,06	3563,6546	45,6527	0,4721	0,5013
H_2O	18,02	34,7053	1,9259	0,0199	0,0049
C_7H_8	92,08	35,9965	0,3909	0,0040	0,0051
C_6H_5Cl	112,55	37,9759	0,3374	0,0035	0,0053
$C_6H_4Cl_2$	147,04	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total		**7108,1593**	**96,6989**	**1,0000**	**1,0000**

Menghitung difusivitas klorin (Dab)

Persamaan Wilke and Chang (Treybal, 1980 halaman 35):

$$Dab = \frac{(117{,}3 \times 10^{-18})(\varphi Mb)^{0{,}5}T}{\mu {v_A}^{0{,}6}}$$

Dimana,

Dab = difusivitas klorin, m^2/s

Mb = berat molekul klorin, kg/kmol

T = suhu operasi, K

μ = viskositas benzene, kg/m.s

v_A = volume molar klorin pada titik didih normal, m^3/kmol

φ = faktor asosiasi benzene (1,0)

Table 2.3 Atomic and molecular volumes

Atomic volume, m^3/1000 atoms × 10^3		Molecular volume, m^3/kmol × 10^3		Atomic volume, m^3/1000 atoms × 10^3		Molecular volume, m^3/kmol × 10^3	
Carbon	14.8	H_2	14.3	Oxygen	7.4	NH_3	25.8
Hydrogen	3.7	O_2	25.6	In methyl esters	9.1	H_2O	18.9
Chlorine	24.6	N_2	31.2	In higher esters	11.0	H_2S	32.9
Bromine	27.0	Air	29.9	In acids	12.0	COS	51.5
Iodine	37.0	CO	30.7	In methyl ethers	9.9	Cl_2	48.4
Sulfur	25.6	CO_2	34.0	In higher ethers	11.0	Br_2	53.2
Nitrogen	15.6	SO_2	44.8	Benzene ring: subtract	15	I_2	71.5
In primary amines	10.5	NO	23.6	Naphthalene ring: subtract	30		
In secondary amines	12.0	N_2O	36.4				

Gambar 1. Volume molar klorin (Treybal, 1980)

Maka, difusivitas klorin sebagai berikut.

$$Dab = \frac{(117{,}3 \times 10^{-18})(1{,}0 \times 71)^{0{,}5} \times 343{,}15}{0{,}000344101 \times 24{,}6^{0{,}6}} = 6{,}7342 \times 10^{-8}\ m^2/s$$

Menghitung diameter gelumbung (db)

$$db = \sqrt{\frac{0{,}41 \times \sigma_L}{(\rho_L - \rho_g)g}}$$

(Forment, 2011 halaman 833)

Dimana,

σ_L = tegangan permukaan fase cair (N/m)

ρ_L = densitas fase cair (kg/m^3)

ρ_g = densitas fase gas (kg/m^3)

Tabel 7. Tegangan permukaan umpan fase cair

Komponen	**kg/jam**	**xmass**	**τl [N/m]**	**xmass. τl**
C_6H_6	3563,6546	0,9704	0,0224	0,0216
H_2O	34,7053	0,0095	0,0645	0,0009
C_7H_8	35,9965	0,0098	0,0227	0,0002
C_6H_5Cl	37,9759	0,0103	0,0275	0,0003
$C_6H_4Cl_2$	0,0000	0,0000	0,0304	0,0000
Total	**3672,3324**	**1,0000**		**0,0238**

Tabel 8. Densitas umpan fase cair

Komponen	**kg/jam**	**ρ [kg/m^3]**	**m/ ρ [m^3/jam]**
C_6H_6	3563,6546	826,5155	4,3123
H_2O	34,7053	985,2217	0,0352
C_7H_8	35,9965	821,4401	0,0438
C_6H_5Cl	37,9759	1053,3654	0,0360
$C_6H_4Cl_2$	0,0000	1231,9013	0,0000
Total	**3672,3324**		**4,4268**

$$\rho_L = \frac{kec.massa}{kec.volume} = \frac{3672{,}3324\ \text{kg/jam}}{4{,}4268\ \text{m}^3/jam} = 829{,}5756\ \text{kg/m}^3$$

Densitas uap didekati dengan persamaan gas ideal

$$\rho_g = \frac{Mwv \times Pt}{Rg \times t}$$

Dengan hubungan,

ρ_g = densitas fase uap (kg/m^3)

Mwv = massa molekul uap (kg/kmol)

Pt = tekanan total (bar)

Rg = konstanta gas ideal (m^3.bar/kmol.K)

T = suhu operasi (K)

$$Mwv = \frac{kec.massa\ uap\ total}{kec.mol\ uap\ total} = \frac{4862{,}7613}{68{,}4896} = 71\ \text{kg/kmol}$$

$$\rho_g = \frac{71\ \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 1\ \text{bar}}{0{,}0831\ \text{m}^3.\text{bar/kmol.K} \times 343{,}15\ \text{K}} = 2{,}4899\ \text{kg/m}^3$$

Maka, diameter gelembung sebagai berikut.

$$d_b = \sqrt{\frac{0{,}41 \times 0{,}0230\ \text{N/m}}{(830{,}0863\ \text{kg/m}^3 - 1{,}7220\ \text{kg/m}^3) \times 9{,}81\ \text{m/s}^2}} = 0{,}0106\ \text{m} = 10{,}5666\ \text{mm}$$

Menghitung kec. linier gelembung

$$u_b = 0{,}711(gd_b)^{\frac{1}{2}} = 0{,}711(9{,}8 \times 0{,}0106)^{\frac{1}{2}} = 0{,}0367\ \text{m}^3/s$$

(Forment, 2011 halaman 834)

Menghitung koefisien transfer massa benzene tanpa pengaduk (k_g)

Persamaan dari Fronment (2011) halaman 842 :

$$k_g = d_b \times 0{,}42 \sqrt[3]{\frac{\mu_L g}{\rho_L}} \sqrt{\frac{\rho_L D_{AL}}{\mu_L}}$$

$$= 0{,}0106 \times 0{,}42 \sqrt[3]{\frac{0{,}000278 \times 9{,}81}{826{,}5155}} \sqrt{\frac{826{,}5155 \times 8{,}3297 \times 10^{-10}}{0{,}000278}} = 3{,}2773 \times 10^{-6}\ \text{m/s}$$

Menghitung koefisien transfer massa dengan benzene (kL)

Untuk db ≥ 2 mm menggunakan persamaan kL berikut (Fronment, 2011 halaman 839).

$$k_L = 0{,}42 \sqrt[3]{\frac{\mu_L g}{\rho_L}} \sqrt{\frac{\rho_L D_{AL}}{\mu_L}} = 0{,}42 \sqrt[3]{\frac{0{,}000278 \times 9{,}81}{826{,}5155}} \sqrt{\frac{826{,}5155 \times 6{,}7342 \times 10^{-8}}{0{,}000278}}$$

$k_L = 0{,}00031$ m/s

Menghitung hatta *number*

$$M_H{}^2 = \frac{kC_b D_{AL}}{k_L{}^2} = \frac{\frac{1{,}55}{3600} \times \frac{3563{,}6546}{826{,}5155} \times 8{,}3298 \times 10^{-10}}{0{,}0003^2} = 0{,}0099$$

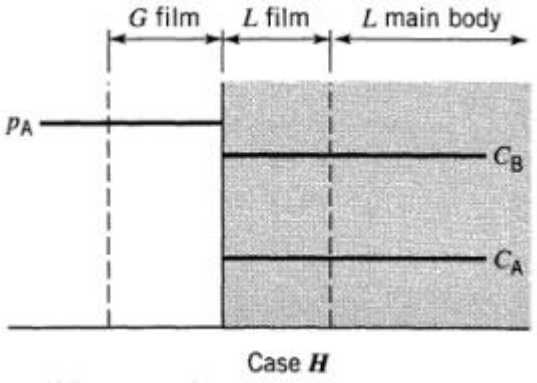
(Levenspiel, 1991 halaman 534)

- Jika M_H >>> 1 (sangat besar) maka reaksi berlangsung sangat cepat sehingga seluruh zat habis bereaksi di dalam lapisan film cairan sebelum sempat masuk ke badan utama cairan. Dalam kondisi ini, luas permukaan menjadi faktor pengontrol laju reaksi.
- Jika M_H <<< 1 (sangat kecil) maka reaksi berlangsung lambat sehingga tidak ada reaksi yang terjadi di lapisan film. Zat A berdifusi menembus film dan seluruh reaksi berlangsung di fase cairan *bulk* (badan utama). Dalam kondisi ini, volume *bulk* menjadi pengontrol utama.

Berlaku ketentuan jika:

- M_H > 2 maka difusi gas adalah faktor yang berpengaruh
- 0,02 < M_H < 2 maka difusi gas dan kecepatan reaksi adalah faktor yang berpengaruh
- M_H < 0,02 maka reaksi kimia adalah faktor yang berpengaruh

Didapatkan nilai $M_H = 0{,}0099$ maka berlaku ketentuan ketiga.



Gambar 2. Profil konsentrasi kasus G dengan M_H < 0,02 (Levenspiel, 1991 halaman 534)

Pada grafik profil konsentrasi kasus H, terlihat bahwa garis tekanan parsial p_A di fase gas berbentuk horizontal sempurna yang menunjukkan bahwa tidak ada penurunan tekanan yang signifikan saat zat A melewati lapisan film gas (G film). Ketika zat A memasuki fase cair, konsentrasi C_A tetap stabil dan berbentuk garis lurus mendatar mulai dari lapisan film

cair (L film) hingga masuk ke badan utama cairan (L main body). Kondisi garis horizontal ini menandakan bahwa reaksi berlangsung sangat lambat (infinitely slow reaction), sehingga zat A dapat berdifusi dan tersebar secara merata ke seluruh bagian cairan tanpa habis bereaksi di lapisan film.

Dikarenakan profil konsentrasi C_A dan C_B bersifat homogen di seluruh bagian, maka seluruh proses reaksi kimia terjadi sepenuhnya di dalam badan utama cairan (bulk) dan bukan di permukaan film. Hal ini berarti laju reaksi keseluruhan tidak lagi dikontrol oleh luas permukaan kontak, melainkan dikontrol sepenuhnya oleh volume cairan yang tersedia di dalam reaktor dan aju reaksi hanya bergantung pada kinetika kimia dan fraksi volume cairan.

Langkah perhitungan reaktor:

1. Tekanan operasi

Agar bahan dalam reaktor masih dalam fase cair, maka tekanan reaktor dihitung dengan cara iterasi sampai diperoleh Σxi Ki = 1.

P cair = 0,698 atm

Tabel 9. Iterasi tekanan operasi umpan fase cair

Komponen	kmol/jam	xi	Puap	K = Puap/Pt	yi = Ki.xi
C_6H_6	45,6528	0,9451	0,7223	1,0443	0,9709
H_2O	1,9259	0,0399	0,3085	0,4460	0,0248
C_7H_8	0,3909	0,0081	0,2679	0,3873	0,0031
C_6H_5Cl	0,3374	0,0069	0,1284	0,1857	0,0013
$C_6H_4Cl_2$	0,0000	0,0000	0,0282	0,0408	0,0000
Total	**48,3070**	**1,0000**			**1,0000**

P gas = 22,1316 atm

Tabel 9. Iterasi tekanan operasi umpan fase gas (lanjutan)

Komponen	kmol/jam	xi	Puap	K = Puap/Pt	yi = Ki.xi
Cl_2	48,3919	1	22,1316	1	1
Total	**48,3919**	**1,0000**			**1,0000**

Maka, **P operasi** adalah **1 atm**

2. Volume cairan

Dihitung dengan cara membuat neraca massa C_6H_6.

Kec. massa masuk – kec. massa keluar – reaksi = akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$A \rightarrow B$$

Neraca massa A di dalam reaktor pada *steady state*

$$F_{A0} - F_{A1} + r_A V = 0$$

Dari stoikiometri $F_A = F_{A0}(1-x)$

$$F_{A0} - F_{A0}(1-x) = -(r_A)V$$
$$F_{A0} - F_{A0} + F_{A0}x = -(r_A)V$$
$$F_{A0}x = -(r_A)V$$
$$V = \frac{F_{A0}x}{(-r_A)}$$

Berdasarkan referensi Bodman (1968), salah satu reaktan yaitu klorin dibuat berlebih sehingga konsentrasinya dianggap konstan selama reaksi (*pseudo-first*).

Dengan hubungan,

F_{A0} = kec. mol C_6H_6 masuk (kmol/jam)

r_A = kC_A = laju rekasi (jam^{-1})

k = konstanta laju reaksi (pada suhu 70ºC) = 1,55 jam^{-1}

C_A = $C_{A0}(1-x)$

V = volume cairan (m^3)

$$\frac{F_{A0}x}{V} = kC_{A0}(1-x)$$
$$V = \frac{F_{A0}x}{kC_{A0}(1-x)}$$

$$M = \frac{mol\ Cl_2}{mol\ C_6H_6} = \frac{48{,}3919}{45{,}6527} = 1{,}06$$

Menghitung konsentrasi

Dari tabel. 8 konsentrasi didapatkan dengan perhitungan sebagai berikut.

$$C_A = \frac{mol\ C_6H_6}{kec.volume} = \frac{45{,}6597\,\frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}{4{,}4420\,\frac{\text{m}^3}{\text{jam}}} = 10{,}3129\,\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

Diinginkan, x_A = 0,75

Maka volume didapatkan dengan berikut.

$$V = \frac{45{,}6527\,\frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 0{,}75}{1{,}55 \times 10{,}3129\,\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}(1-0{,}75)} = 8{,}5679\ \text{m}^3$$

Tabel 10. Komposisi bahan keluar

Komponen	Mr	kg/jam	kmol/jam
HCl	36,51	1748.7216	47,8897
Cl_2	71	35,6548	0,5022
C_6H_6	78,06	367,0564	4,7022
H_2O	18,02	34,7053	1,9259
C_7H_8	92,08	35,9965	0,3909
C_6H_5Cl	112,55	3865,9486	34,3487
$C_6H_4Cl_2$	147,04	1020,3429	6,9392
Total		**7108,1593**	**96,6989**

3. Volume reaktor

Dirancang : angka keamanan = 20%

$Vt = 120\% + 8{,}5975\ \mathrm{m}^3 = 10{,}3170\ \mathrm{m}^3 = 2725{,}7940$ gal

Berdasarkan Harry Silla (2003) dalam *Chemical Process Engineering Design and Economics* halaman 324 dipilih volume reaktor standar sebesar 3000 gal.

Table 7.3 Standard Stirred Tank Reactors (Source Ref. 13).

Rated Capacity[a] gal	Actual Capacity[a] gal	Jacket Area[b] ft^2	Outside Diameter[c] in	Straight Shell[c] in
500	559	75	54	51
750	807	97	60	60
1000	1075	118	66	66
1200	1253	135	66	78
1500	1554	155	72	81
2000	2083	191	78	93
2500	2756	230	84	105
3000	3272	256	90	108
3500	3827	283	96	111
4000	4354	304	102	111
5000	5388	353	108	123
6000	6601	395	120	120
8000	8765	466	132	132
10,000	10,775	540	144	135

a) To convert gal to m^3, multiply by 3.785×10^{-3}.
b) To convert ft^2 to m^3, multiply by 9.29×10^{-2}.
c) To convert in to m, multiply by 2.54×10^{-2}.

Gambar 3. Volume standar reaktor tangki berpengaduk (Silla, 2003 halaman 324)

Dari tabel 7.3 diketahui volume reaktor aktual = 3272 gal = 12,3845 m^3

4. Ukuran reaktor

Berdasarkan Harry Silla (2003) dalam *Chemical Process Engineering Design and Economics* halaman 324 didapatkan:

Tinggi = 108 in = 2,7432 m

Diameter = 90 in = 2,286 m

Menghitung tebal dinding reaktor

Dihitung dengan persamaan

$$ts = \frac{Pgauge.Ro}{fall.\varepsilon + 0{,}4.Pgauge} + C"$$

(Megyesy, E. F. (1997). *Pressure vessel handbook* halaman 22)

Dengan hubungan,

C” = faktor korosi (m)

fall = *allowable stress* (kPa)

Pgauge = tekanan terukur (kPa)

Ro = jari-jari luar vessel (m)

ts = tebal dinding (m)

ε = efisiensi sambungan

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *stainless steel* SA 167 *grade* 11 *type* 316

Alasan teknis pemilihan bahan konstruksi tersebut:

1. *Stainless steel* 316 mengandung Molibdenum (Mo) sekitar 2-3% yang memberikan proteksi terhadap korosi sumuran (*pitting*) dan korosi celah (*crevice corrosion*) yang biasanya dipicu oleh ion klorida.
2. Reaksi klorinasi yang bersifat eksotermik (menghasilkan panas) SS 316 mampu mempertahankan kekuatan (*tensile strength*) dan tidak mudah mengalami deformasi meskipun beroperasi pada suhu dan tekanan kerja reaktor kimia yang fluktuatif.
3. Termasuk baja tahan karat yang mudah dilas dan dibentuk.

Allowable stress, *fall* = 18750 psi = 129900 kPa

(Sinnott. (2008). Chemical Engineering Design Principles: Practice and Economics of Plant and Process Design halaman 982)

Faktor korosi berkisar antara 0,13 mm sampai 0,15 mm/tahun

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus , dan R. E., West. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers' ed V*, Mc Graw Hill, New York halaman 444)

Dirancang = 0,15 mm/tahun

Umur reaktor = 10 tahun

C” = 0,15 mm/tahun × 10 tahun × 0,001 m/mm

= 0,0015 m

Efisiensi sambungan

ε = 0,85 (Tabel 13.2 Brownell and Young)

Table 13.2. Maximum Allowable Efficiencies for Arc- and Gas-welded Joints (11)

From the 1956 ASME Unfired-Pressure-Vessel Code with Permission of the American Society of Mechanical Engineers

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radiographed	Thermally Stress Relieved	Maximum Joint Efficiency, per cent
Double-welded butt joint	None		No	No	80
Single-welded butt joint with backing strip	Longitudinal joints not over 1¼ in. thick. No thickness limitation on circumferential joints.	80	No Yes Yes	Yes No Yes	85 90 95
Single-welded butt joint without backing strip	Circumferential joints only, not over 5/8 in. thick.	70	No No	No Yes	70 75
Double full-fillet lap joint	Longitudinal joints not over 3/4 in. thick. Circumferential joints not over 5/8 in. thick.	65	No No	No Yes	65 70
Single full-fillet lap joint with plug welds	Circumferential joints only, not over 5/8 in. thick; attachment of heads not over 24 in. in outside diameter to shells not over 5/8 in. thick.	60	No No	No Yes	60 65
Single full-fillet lap joint without plug welds	Only for attachment of heads convex to pressure to shells not over 5/8 in. thick, and for attachment of heads concave to pressure not over 24 in. in outside diameter to shells not over 1/4 in. thick.	50	No No	No Yes	50 55

Gambar 4. Efisiensi sambungan (Brownell and Young, 1959)

Plingkungan = 1 bar × 101,325 kPa/bar = 101,325 kPa

Tekanan perancangan = Poperasi + Plingkungan

= 70 kPa + 101,325 kPa = 171,403 kPa

Pgauge = 1,5 × Poperasi

= 1,5 × 0,6917 bar × 101,325 kPa/bar = 105,117 kPa

Jari-jari luar, Ro = Do/2

Ro = 2,286 m/2 = 1,143 m

Tebal dinding, ts

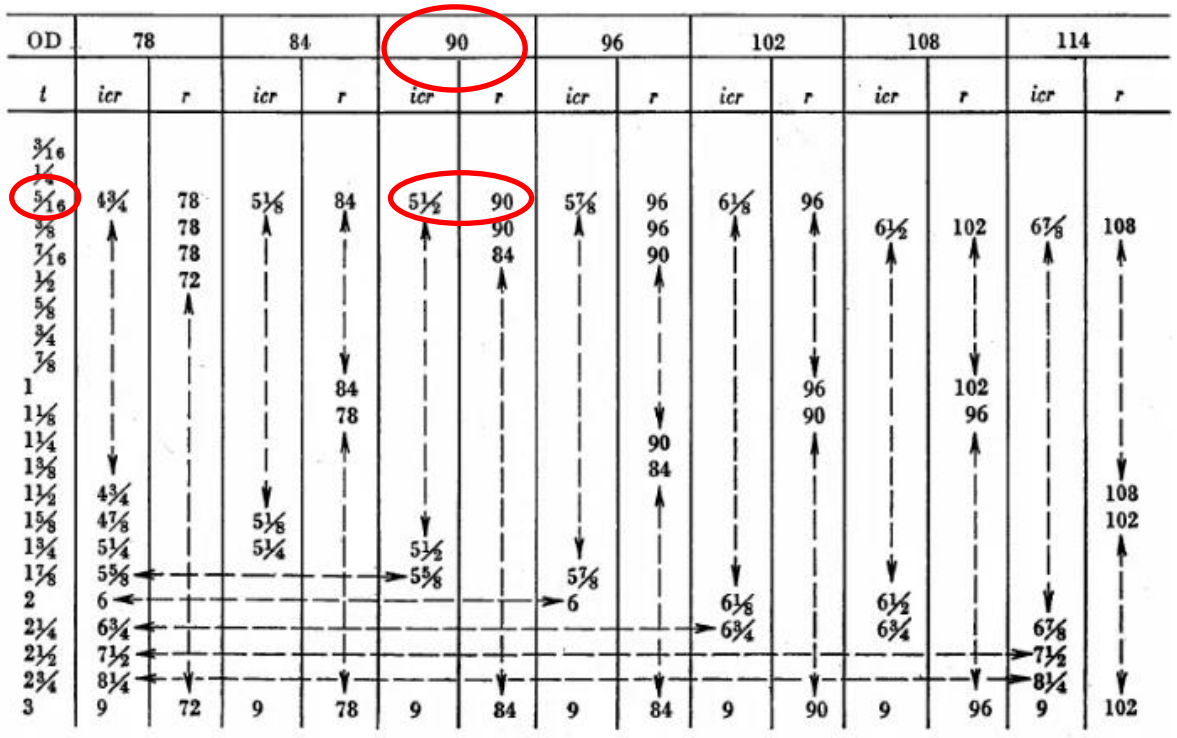
$$ts = \frac{105{,}117\ \text{kPa} \times 1{,}143\ \text{m}}{129900\ \text{kPa} \times 0{,}85 + 0{,}4 \times 105{,}117\ \text{kPa}} + 0{,}0015\ \text{m} = 0{,}0026\ \text{m} = 0{,}1019\ \text{in}$$

Dipilih tebal standar (ts) = 0,0079 m

Menghitung *head* reaktor

Pemilihan jenis *head* berdasarkan tekanan operasi dimana untuk tekanan operasi < 15 bar dapat digunakan jenis *torispherical dishead* berdasarkan referensi Towler,G ., dan R. Sinnott. (2008). Chemical Engineering Design Principles, Mc Graw Hill halaman 987.

Tebal *head* (Brownell and Young. (1959). Process Equipment, John Willey and Son halaman 90.



Gambar 5. Dimensi head berdasarkan ASME (Brownell and Young, 1959 halaman 90)

Untuk diameter luar, Do	= 90 in	= 2,286 m
Tebal standar	= 5/16 in	= 0,0079 m
Jari-jari kelengkungan, r	= 90 in	= 2,286 m
Jari-jari kelengkungan internal, r	= 11/2 in	= 0,1397 m

Nilai *straight flange* (sf) diperoleh dari tabel 5.6 Brownell dan Young. (1959). Process Equipment Design. John Willey and son, New York dimana nilai sf berkisar 3/2 in sampai 3 in.

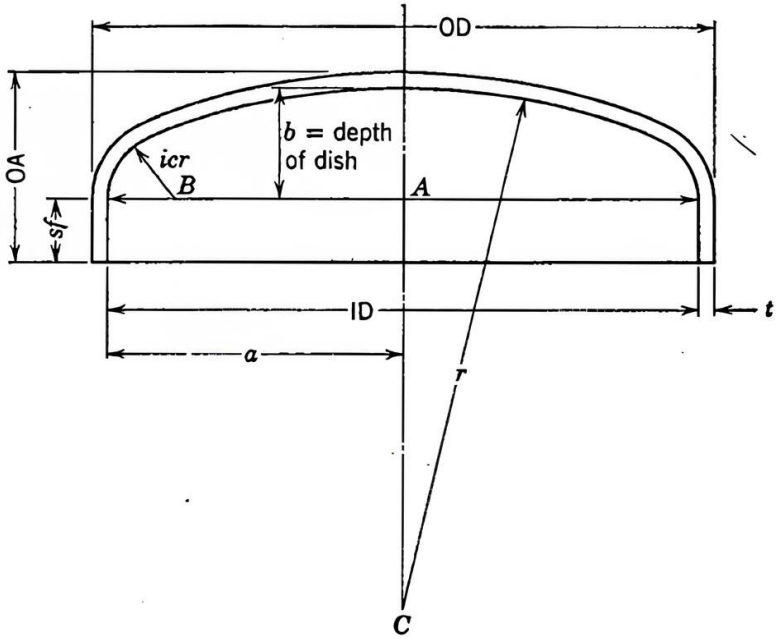
Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.) t	Standard Straight Flange (in.) sf	Inside-corner Radius (in.) icr
3/16	1½–2	3/16
1/4	1½–2½	3/4
5/16	1½–3	15/16
3/8	1½–3	1⅛
7/16	1½–3½	1 5/16
1/2	1½–3½	1½
5/8	1½–3½	1⅞
3/4	1½–3½	2¼
7/8	1½–4	2⅝
1	1½–4	3
1⅛	1½–4½	3⅜
1¼	1½–4½	3¾
1⅜	1½–4½	4⅛
1½	1½–4½	4½
1⅝	1½–4½	4⅞
1¾	1½–4½	5¼
1⅞	1½–4½	5⅝
2	1½–4½	6
2¼	1½–4½	6¾
2½	1½–4½	7½
2¾	1½–4½	8¼
3	1½–4½	9

Gambar 6. Nilai sf berdasarkan dimensi *head* reaktor (Brownell and Young, 1959)

Dipilih nilai sf = 3 in = 0,0762 m

Sketsa



Gambar 7. *Torispherical dished head* (Brownell & Young, 1959)

Dimana,

icr = jari- jari sudut internal (m)

r = jari-jari kelengkungan (m)

sf = *straight flange* (m)

th = tebal penutup (m)

OA = tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dapat dihitung dengan persamaan

$\mathrm{OA} = \mathrm{th} + \mathrm{b} + \mathrm{sf}$

Dengan nilai

$\mathrm{BC} = \mathrm{r} - \mathrm{icr} = 2{,}286\ \mathrm{m} - 0{,}1397 = 2{,}1463\ \mathrm{m}$

$$\mathrm{AB} = \frac{Ids}{2} - icr = \frac{Do - 2.t}{2} - icr = \frac{2{,}286\ \mathrm{m} - 2 \times 0{,}0079\ \mathrm{m}}{2} - 0{,}1397\ \mathrm{m}$$

$$= 0{,}9954\ \mathrm{m}$$

$$\mathrm{b} = \mathrm{r} - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 2{,}286\ \mathrm{m} - \sqrt{2{,}1463\ \mathrm{m}^2 - 0{,}9954\ \mathrm{m}^2} = 0{,}3845\ \mathrm{m}$$

$\mathrm{OA} = 0{,}0079\ \mathrm{m} + 0{,}3845\ \mathrm{m} + 0{,}0762\ \mathrm{m} = 0{,}4686\ \mathrm{m}$

Menghitung tinggi reaktor

$\mathrm{Htotal} = \mathrm{Ht} + 2 \times \text{tinggi head} = 2{,}7432\ \mathrm{m} + 2 \times 0{,}4686\ \mathrm{m} = 3{,}6804\ \mathrm{m}$

5. Pengaduk

Waktu yang diperlukan gelembung untuk terserap

Neraca massa gelembung

Masuk – keluar = akumulasi

$$0 - (N_A.\mathrm{A}) = \frac{dN_A}{dt}$$

Dimana,

$N_A = K_g.C_{Ag}$

$\frac{dN_A}{dt} = \rho_g \frac{d\mathrm{V}}{dt}$ → menggunakan volume bola

$$-K_g.C_{Ag} \times \pi D^2 = \rho_g \frac{d\left(\frac{\pi D^3}{6}\right)}{dt}$$

Keluarkan $\frac{\pi}{6}$ dan turunkan D^3 terhadap t

$$-K_g.C_{Ag} \times \pi D^2 = \rho_g \left(\frac{\pi}{6}.3D^2.\frac{d\mathrm{D}}{dt}\right)$$

$$-K_g.C_{Ag} = \rho_g.\frac{1}{2}.\frac{d\mathrm{D}}{dt}$$

$$dt = \frac{-\rho_g}{2.K_g.C_{Ag}}\,d\mathrm{D}$$

$$\int_0^t dt = \frac{-\rho_g}{2.K_g.C_{Ag}} \int_D^0 d\mathrm{D}$$

$$t - 0 = \frac{-\rho_g}{2.K_g.C_{Ag}}(0 - \mathrm{D})$$

$$t = \frac{-\rho_g}{2.K_g.C_{Ag}}(-\mathrm{D})$$

$$t = \frac{\rho_g.\mathrm{D}}{2.K_g.C_{Ag}}$$

$$t = \frac{0{,}03511\,\frac{\mathrm{kmol}}{\mathrm{m}^3}.0{,}0105\ \mathrm{m}}{2 \times 3{,}2773 \times 10^{-6}\ \mathrm{m/s}.0{,}0351\ \frac{\mathrm{kmol}}{\mathrm{m}^3}} = 1607{,}59\ \text{detik}$$

Tinggi cairan dalam reaktor = Kecepatan linier gelembung x waktu

= 0,0367 m/s x 1607,59 s

= 59 m

Tanpa pengaduk diperlukan tinggi 59 m.

Dengan pengaduk

$$t = \frac{0{,}03511\,\frac{\mathrm{kmol}}{\mathrm{m}^3}.0{,}0105\ \mathrm{m}}{2 \times 0{,}00031\ \mathrm{m/s}.0{,}0351\ \frac{\mathrm{kmol}}{\mathrm{m}^3}} = 16{,}9397\ \text{detik}$$

Tinggi cairan dalam reaktor = Kecepatan linier gelembung x waktu

= 0,0367 m/s x 16,9397 s

= 0,6 m

Dengan pengaduk diperlukan tinggi 0,6 m.

Berdasarkan perhitungan tersebut, perancangan reaktor tanpa pengaduk memerlukan tinggi kolom sebesar 59 meter untuk mencapai penyerapan gas secara sempurna. Secara operasional, dimensi tersebut dinilai tidak praktis dan tidak efisien untuk diterapkan dalam skala industri. Selain itu, terjadi juga peningkatan koefisien perpindahan massa (Kg) sebesar dua orde besaran, yaitu dari 3,2773 x 10^{-6} m/s menjadi 0,00031 m/s. Peningkatan ini, disertai dengan pengecilan diameter gelembung akibat gaya geser pengaduk, menyebabkan waktu yang dibutuhkan untuk penyerapan gas menjadi jauh lebih singkat.

Penggunaan pengaduk pada rancangan reaktor ini diperkuat oleh karakteristik kinetika reaksi dan fenomena perpindahan (Levenspiel, 1991). Berdasarkan profil konsentrasi pada Kasus H dengan nilai $M_H = 0{,}0099$ ($M_H < 0{,}02$), diketahui bahwa reaksi berlangsung sangat lambat sehingga zat A (gas) mampu menembus lapisan film dan tersebar merata hingga ke badan utama cairan (*bulk*). Sesuai dengan penjelasan Levenspiel pada halaman 540, reaktor dengan pengaduk sangat unggul ketika resistansi utama berada di fase cair, karena laju reaksi keseluruhan tidak lagi dikontrol oleh luas permukaan kontak melainkan oleh volume cairan yang tersedia. Hal ini diperkuat oleh data pada Tabel 24.1 yang menunjukkan bahwa reaktor berpengaduk memiliki fraksi cairan (f_l) mencapai 0,9 nilai yang jauh lebih tinggi dibandingkan *spray tower* atau *packed bed*.

Kemudian, kebutuhan waktu tinggal cairan selama 1,9 jam juga mendukung penggunaan pengaduk karena mampu menyediakan waktu kontak yang lama untuk memastikan konversi reaksi lambat tercapai secara optimal. Secara teknis, pengadukan mekanis menciptakan gaya geser (*shear force*) yang memecah fase gas menjadi gelembung kecil untuk mencegah koalesensi serta meningkatkan luas area antarmuka hingga 200 m^2/m^3. Turbulensi yang dihasilkan juga meningkatkan koefisien perpindahan panas konvektif untuk menjaga stabilitas suhu dan mencegah fenomena *runaway reaction* akibat akumulasi panas lokal (*hot spots*) pada reaksi yang bersifat eksotermis.

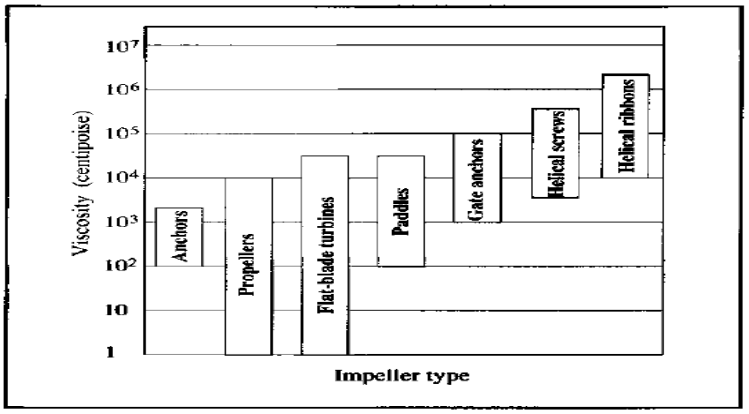
Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk (Holland, F.A dan F.S.,Chapman , Liquid Mixing and Processing in Strirred Tanks, Reinhold New York , 1966).

Pada suhu T = 70ºC = 343,15 K

Tabel 11. Viskositas umpan fase cair

Komponen	kg/jam	xmass	μ [cP]	xmass. μ
C_6H_6	367,0564	0,0689	0,3441	0,0237
H_2O	34,7053	0,0065	0,4023	0,0026
C_7H_8	35,9965	0,0068	0,3527	0,0024
C_6H_5Cl	3865,9486	0,7261	0,4627	0,3359
$C_6H_4Cl_2$	1020,3429	0,1916	0,7402	0,1419
Total	**5324,0498**	**1,0000**	**2,3040**	**0,5065**

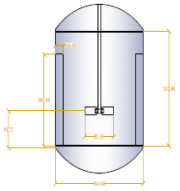
Untuk viskositas 0,51 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah *flat turbine*



Gambar 8. Jenis pengaduk (Holland & Chapman, 1966)

Ukuran pengaduk

Sketsa



Gambar 9. Sketsa pengaduk reaktor

Dimana,

B = lebar *baffle* [m]

Di = diameter pengaduk [m]

Dt = diameter reaktor [m]

Ht = tinggi lurus reaktor [m]

W = lebar sudut [m]

z = elevasi pengaduk [m]

r = panjang blade impeler [m]

s = panjang blade dari pusat bantalan [m]

Dengan,

$\mathrm{Di} = 1/3\mathrm{Dt} = 1/3 \times 2{,}286\ \mathrm{m} = 0{,}762\ \mathrm{m}$

$\mathrm{z} = 1/3\mathrm{Ht} = 1/3 \times 2{,}7432\ \mathrm{m} = 0{,}9144\ \mathrm{m}$

$\mathrm{B} = 1/12\mathrm{Dt} = 1/12 \times 2{,}286\ \mathrm{m} = 0{,}1905\ \mathrm{m}$

$\mathrm{W} = 1/5\mathrm{Di} = 1/5 \times 0{,}762\ \mathrm{m} = 0{,}1524\ \mathrm{m}$

$\mathrm{r} = 1/4\mathrm{Di} = 1/4 \times 0{,}762\ \mathrm{m} = 0{,}1905\ \mathrm{m}$

$\mathrm{s} = 1/8\mathrm{Di} = 1/4 \times 0{,}762\ \mathrm{m} = 0{,}0953\ \mathrm{m}$

Kecepatan putar pengaduk

Dipilih berdasarkan Rase, H.F., dan J.R., Holmes. (1977). Chemical Reactor Design for Process Plants vol.1 halaman 366, Willey and Son, New York dimana kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit sampai 700 ft/menit.

Dipilih v = 500 ft × 0,3048 m/ft = 152,4 m/menit

$$\mathrm{rpm} = 152{,}4\,\frac{\mathrm{m}}{\mathrm{menit}} \times \frac{1}{\pi \times \mathrm{Di}\,\frac{\mathrm{m}}{\mathrm{rotasi}}} = 152\,\frac{\mathrm{m}}{\mathrm{menit}} \times \frac{1}{\pi \times 0{,}762\ \mathrm{m}} = 63{,}6620\ \mathrm{rpm}$$

Bilangan reynold

$$\mathrm{Re} = \frac{\rho l \times N \times Di^2}{\mu l}$$

Dengan hubungan,

Re = bilangan reynold

μl = viskositas fluida yang diaduk [kg/m.s]

Viskositas fluida yang diaduk

$\mu l = 0{,}5063\ \mathrm{cP} \times 0{,}001\ \mathrm{kg/m.s.cP} = 0{,}0005\ \mathrm{kg/m.s}$

Rapat massa cair

$$\rho l = \frac{\mathrm{kec.massa}}{\mathrm{kec.volume}} = \frac{5339{,}2329\ \mathrm{kg/jam}}{4{,}4420\ \mathrm{m^3/jam}} = 1201{,}9819\ \mathrm{kg/m^3}$$

$$\mathrm{N} = \frac{\mathrm{v}}{60} = \frac{152{,}4\ \mathrm{m/menit}}{60\ \mathrm{s}} = 2{,}54\ \mathrm{s^{-1}}$$

Maka, bilangan reynold dihitung sebagai berikut.

$$\mathrm{Re} = \frac{1201{,}9819\ \mathrm{kg/m^3} \times 2{,}54\ \mathrm{s^{-1}} \times 0{,}762\ \mathrm{m^2}}{0{,}0005\ \mathrm{kg/m.s}} = 3501554{,}609$$

Daya penggerak pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$\mathrm{Po} = \mathrm{Np} \times \rho l \times N^3 \times Di^5$

Dengan hubungan,

Di = diameter pengaduk [m]

N = kecepatan pengaduk [1/s]

Np = bilangan daya

Po = daya penggerak [watt]

ρl = rapat massa fluida yang diaduk [kg/m^3]

Dimana bilangan daya Np diperoleh dari Fig 10-59, Towler halaman 619

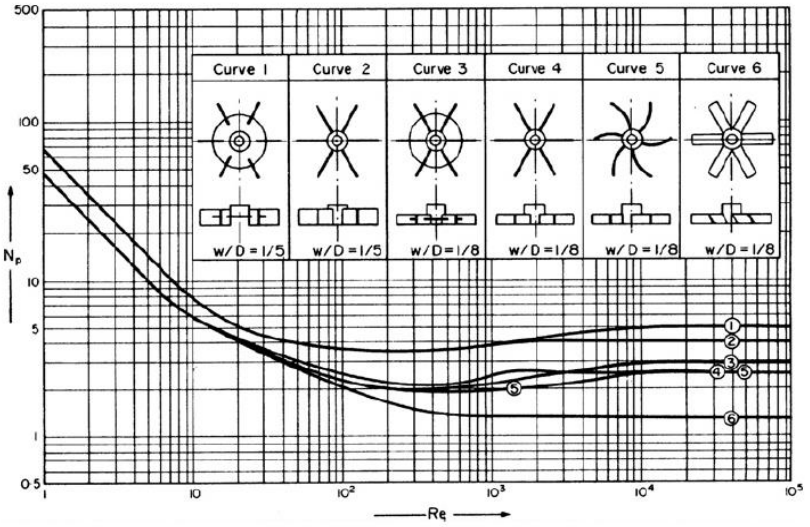


Figure 10.59. Power correlations for baffled turbine impellers, for tank with 4 baffles [from Uhl and Gray (1967) with permission]. w = impeller width, D = impeller diameter.

Gambar 10. Bilangan daya Np

Re > 100.000 dari gambar diatas diperoleh Np = 5

$$Po = 5 \times 1201{,}9819\ \text{kg/m}^3 \times 2{,}54\ \text{s}^{-1^3} \times 0{,}762\ \text{m}^5 = 25301{,}36442\ \text{watt}$$

Efisiensi motor

Diperoleh dari tabel 3.1 Towler halaman 11

Table 3.1. Approximate Efficiencies of Electric Motors

Size (kW)	Efficiency (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

Gambar 11. Efisiensi motor

Po = 25,301 kW

Dari tabel diperoleh efisiensi = 90%

$$\text{Daya} = \frac{25301{,}36442\ \text{watt}}{90\%} = 28112{,}6271\ \text{watt} \times 0{,}001341 = 38\ \text{hp}$$

Motor standar

Diperoleh dari Ludwig, E.E. (2001). Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants edisi 3, halaman 628. Gulf Publishing, Co. Houston, Texas.

Horsepower Ratings.[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Gambar 12. Motor standar

Motor standar = motor induksi dengan daya = 40 HP

6. Perpindahan kalor

Neraca panas pada reaktor

Kec. panas masuk – kec. panas keluar + panas yang timbul karena reaksi - panas yang harus diserap = akumulasi

Qreaktan + Qreaksi – Qproduk – Qpp = 0

Dimana,

Qpp = panas yang harus diserap oleh media pendingin [kJ/jam]

Qreaktan = Σ mi Cpi (Treff – T_1)

Qr $= -F_{A0}x_{A_1}\Delta Hr_1° + (-F_{A0}x_{A_2}\Delta Hr_2)$

Qproduk = Σ mproduk Cp (T_2 – Treff)

Kecepatan panas masuk

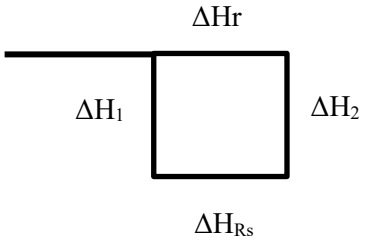
Suhu T_1 = 343,15 K

Suhu referensi, treff = 298,15 K

Tabel 12. Kapasitas panas umpan masuk reaktor

Komponen	**kg/jam**	**kmol/jam**	**iCp dt [kJ/kmol]**	**m. iCp dt [kJ/jam]**
HCl	0,0000	0,0000	0	0
Cl_2	3435,8269	48,3919	1579,1795	76419,5426
C_6H_6	3563,6546	45,6527	4120,6470	188118,9189
H_2O	34,7053	1,9259	1517,5277	2922,6574
C_7H_8	35,9965	0,3909	6596,9765	2578,9329
C_6H_5Cl	37,9759	0,3374	4853,0136	1637,4736
$C_6H_4Cl_2$	0,0000	0,0000	5491,0471	0,0000
Total	**7108,1593**	**96,6989**		**271677,5253**

Qreaktan = 271677,5253 kJ/jam



Pada reaksi 1:

ΔH_1 = mol $C_6H_6 \int Cp\ C_6H_6\ (Treff - T_1)$ + mol $Cl_2 \int Cp\ Cl_2\ (Treff - T_1)$

ΔH_1 = 1 × 4120,6470 (298,15 - 343,15) + 1 × 1579,1795 (298,15 - 343,15)

= 5699,8266 kJ/kmol

ΔH_2 = mol $C_6H_5Cl \int Cp\ C_6H_5Cl\ (Treff - T_1)$ + mol $HCl \int Cp\ HCl\ (Treff - T_1)$

ΔH_2 = 1 × 4853,0136 (298,15 - 343,15) + 1 × 0 (298,15 - 343,15)

= 6163,3918 kJ/kmol

$\Delta Hr_0 = \Delta Hr_s$ = -123,39 kJ/mol × 1000 = -123390 kJ/kmol

$\Delta Hr = \Delta Hf$ $= \Delta H_1 + \Delta Hr_s + \Delta H_2$

= 5699,8266 kJ/kmol + 6163,3918 kJ/kmol + (-123390 kJ/kmol)

= -111526,7817 kJ/kmol

Pada reaksi 2:

ΔH_1 = mol $C_6H_5Cl \int Cp\ C_6H_5Cl\ (Treff - T_1)$ + mol $Cl_2 \int Cp\ Cl_2\ (Treff - T_1)$

ΔH_1 = 1 × 4853,0136 (298,15 - 343,15) + 1 × 1579,1795 (298,15 - 343,15)

= 6432,1931 kJ/kmol

ΔH_2 = mol $C_6H_4Cl_2 \int Cp\ C_6H_4Cl_2\ (Treff - T_1)$ + mol $HCl \int Cp\ HCl\ (Treff - T_1)$

ΔH_2 = 1 × 5491,0471 (298,15 - 343,15) + 1 × 0 (298,15 - 343,15)

= 6801, 4253 kJ/kmol

$\Delta Hr_0 = \Delta Hr_s$ = -117,67 kJ/mol × 1000 = -117670 kJ/kmol

$\Delta Hr = \Delta Hf$ $= \Delta H_1 + \Delta Hr_s + \Delta H_2$

= 6432,1931 kJ/kmol + 6801, 4253 kJ/kmol + (-117670 kJ/kmol)

= -104436,3816 kJ/kmol

$$Qr = -F_{A0}x_{A_1}\Delta Hr_1^\circ + \left(-F_{A0}x_{A_2}\Delta Hr_2\right)$$

$$= -45{,}6527 \times 0{,}75 \times (-111526{,}7817) + -45{,}6527 \times 0{,}15 \times (-104436{,}3816)$$

$$= 4517878{,}713\ \text{kJ/jam}$$

Panas yang dibawa oleh produk keluar

Suhu T_1 = 343,15 K

Suhu referensi, treff = 298,15

Tabel 13. Kapasitas panas produk keluar reaktor

Komponen	kg/jam	kmol/jam	iCp dt [kJ/kmol]	m. iCp dt [kJ/jam]
HCl	1748.7216	0,0000	1310,3782	62753,6802
Cl_2	35,6548	48,3919	1579,1795	793,0329
C_6H_6	367,0564	45,6527	4120,6470	19376,2486
H_2O	34,7053	1,9259	1517,5277	2922,6574
C_7H_8	35,9965	0,3909	6596,9765	2578,9329
C_6H_5Cl	3865,9486	0,3374	4853,0136	166694,8125
$C_6H_4Cl_2$	1020,3429	0,0000	5491,0471	38103,5832
Total	**7108,1593**	**96,6989**		**293222,9477**

Qproduk = 293222,9477 kJ/jam

Panas yang harus diserap oleh media pendingin

Qpp = Qreaktan + Qreaksi – Qproduk

= 271677,5253 kJ/jam + 4517878,713 kJ/jam - 293222,9477 kJ/jam

= 4496333,291 kJ/jam

Media pendingin

Sebagai media pendingin digunakan air pendingin

Suhu air masuk, t_1 = 298,15 K

Suhu air keluar, t_2 = 303,15 K

Suhu rerata, tav = 300,65 K

Kapasitas panas, Cp = 4192,7319 kJ/kg.K

Viskositas, μ = 0,9113 cP

Rapat massa, ρ = 1027,4529 kg/m^3

Massa air pendingin yang diperlukan

Dihitung dengan persamaan

$$m_{air} = \frac{Qt}{Cp\ air\ (t_2 - t_1)} = \frac{4496333{,}291\ \frac{kJ}{jam}}{4192{,}7319\ \frac{kJ}{kg}.K \times (303{,}15\ K - 298{,}15\ K)}$$

$$= 214{,}4823\ kg/jam$$

Beda suhu rerata

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
343,15	T.atas	303,15	40
343,15	T.bawah	298,15	45

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{45 - 40}{\ln\left(\frac{45}{40}\right)} = 42{,}4509 \text{ K}$$

Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler dan Sinnot halaman 798

Table 12.1. Typical Overall Coefficients—Cont'd

Immersed Coils		
Coil	**Pool**	
Natural circulation		
Steam	Dilute aqueous solutions	500–1000
Steam	Light oils	200–300
Steam	Heavy oils	70–150
Agitated		
Steam	Dilute aqueous solutions	800–1500
Steam	Light oils	300–500
Steam	Heavy oils	200–400
Water	Aqueous solutions	400–700
Water	Light oils	200–300
Jacketed Vessels		
Jacket	**Vessel**	
Steam	Dilute aqueous solutions	500–700
Steam	Light organics	250–500
Water	Dilute aqueous solutions	200–500
Water	Light organics	200–300

Gambar 12. Nilai koefisien perpindahan kalor

Nilai Ud berkisar antara 400-700 J/m^2.s.K

Dicoba Ud = 700 J/m^2.s.K × 0,001 kJ/J = 0,7 kJ/ m^2.s.K

Luas perpindahan kalor yang diperlukan

$$A = \frac{Qpp}{Ud \times \text{LMTD}} = \frac{\frac{4496333{,}291 \text{ kJ/jam}}{3600 \text{ s}}}{0{,}7 \text{ kJ/m}^2.s.K \times 42{,}4509 \text{ K}} = 42{,}0311 \text{ m}^2$$

Luas *coil*

$$A \text{ tersedia} = \pi \times Dt \times Ht + \frac{\pi Dt^2}{4}$$

$$A \text{ tersedia} = \pi \times 2{,}286 \text{ m} \times 3{,}6804 \text{ m} + \frac{\pi \times 2{,}286 \text{ m}^2}{4} = 30{,}5357 \text{ m}^2$$

Luas yang tersedia < luas perpindahan kalor yang diperlukan, maka sistem pendingin yang digunakan adalah koil.

Diameter pipa optimum dihitung dengan persamaan

$$\text{Di opt} = 3{,}9\text{qf}^{0{,}45}\rho\text{f}^{0{,}13}$$

$$\text{qf} = 214{,}4823\frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1027{,}4529\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1\text{ jam}}{3600\text{ s}} \times \frac{1\text{ ft}}{0{,}3048\text{ m}}^3 = 0{,}0020\text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho\text{f} = 1027{,}4529\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1\text{ lb}}{0{,}4536\text{ kg}} \times \frac{0{,}3048\text{ m}^3}{1\text{ ft}} = 64{,}1407\text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Di opt} = 3{,}9 \times 0{,}0020\ \text{ft}^3/\text{s}^{0{,}45} \times 64{,}1407\ \text{b/ft}^{3\,0{,}13} = 0{,}4131\text{ in}$$

Pipa standar dipilih dari tabel 13 Peters, M.S., K.D.Timmerhaus. (1991). Plant design and economics for Chemical Engineers edisi 4 halaman 888. Mc Graw Hill.

Dipilih : 1/2 in Sch. No 40

Diameter luar, Od = 0,840 in = 0,0213 m

Diameter dalam, Id = 0,622 in = 0,0158 m

Luas permukaan luar, a" = 3,14 × 0,0213 m = 0,0670 m^2

Panjang pipa, L = A / a" = 30,5357 m^2 / 0,0670 m^2 = 627,0582 m

Pipa dilengkungkan dalam bentuk *coil* dengan diameter = 0,7Dt

Dc = 0,7 x 2,286 m = 1,6002 m

Keliling, K = π x Dc = π x 1,6002 m = 5,0272 m

Jumlah lingkaran koil = panjang pipa / keliling = 627,0582 m / 5,0272 m = 125

Tinggi *coil*, H = jumlah lingkaran x OD = 125 x 0,0213 m = 2,66 m

Semua *coil* tercelup dalam reaktor

Perancangan pipa pemasukkan dan pengeluaran

Pipa untuk umpan masuk cair reaktor

Diameter pipa optimum dihitung dengan persamaan

$$\text{Di opt} = 3{,}9\text{qf}^{0{,}45}\rho\text{f}^{0{,}13}$$

Peters , M .S., K.D., Timmerhaus. (1991). Plant Design and Economics for Chemical Engineers ed IV halaman 496, Mc Graw Hill.

Dengan hubungan,

Di opt = diameter pipa optimum [in]

qf = kec.volume fluida [ft^3/s]

ρf = rapat massa fluida [lb /ft^3]

Komposisi dan rapat massa umpan didapatkan dari tabel 8.

ρl = 830,0863 kg/m^3

$$\rho f = 830{,}0863 \frac{kg}{m^3} \times \frac{1\ lb}{0{,}4536\ kg} \times \frac{0{,}3048\ m^3}{1\ ft} = 51{,}8197\ lb/ft^3$$

$$qf = 4{,}4420 \frac{m^3}{jam} \times \frac{1\ jam}{3600\ s} \times \frac{1\ ft}{0{,}3048\ m}^3 = 0{,}0436\ ft^3/s$$

$$Di\ opt = 3{,}9 \times 0{,}0436\ ft^3/s^{0{,}45} \times 51{,}8197\ b/ft^{3\,0{,}13} = 1{,}5908\ in$$

Pipa standar dipilih dari tabel 13 Peters, M.S., K.D.Timmerhaus. (1991). Plant design and economics for Chemical Engineers edisi 4 halaman 888. Mc Graw Hill.

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in.²	Surface per lin ft, ft²: Outside	Surface per lin ft, ft²: Inside	Weight per lin ft, lb steel
⅛	0.405	40†	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80‡	0.215	0.036	0.106	0.056	0.32
¼	0.540	40	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80	0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
⅜	0.675	40	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80	0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
½	0.840	40	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80	0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
¾	1.05	40	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80	0.742	0.432	0.275	0.194	1.48
1	1.32	40	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1¼	1.66	40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
1½	1.90	40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
2	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
2½	2.88	40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80	3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
6	6.625	40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80	5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
8	8.625	40	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80	7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
10	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe.
‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Gambar 13. Dimensi pipa standar

Dipilih : 2 in Sch. No 40

Diameter luar, Od = 2,38 in = 0,0605 m

Diameter dalam, Id = 2,067 in = 0,0525 m

Luas permukaan luar, a" = 3,14 × 0,0605 m = 0,1899 m^2

Pipa umpan masuk gas reaktor

ρg = 2,4899 kg/m^3

$$\rho f = 2{,}4899\ \frac{kg}{m^3} \times \frac{1\ lb}{0{,}4536\ kg} \times \frac{0{,}3048\ m^3}{1\ ft}\ = 0{,}1554\ lb/ft^3$$

$$qf = 1379{,}9328 \frac{m^3}{jam} \times \frac{1\ jam}{3600\ s} \times \frac{1\ ft}{0{,}3048\ m}^{\ 3}\ = 13{,}5366\ ft^3/s$$

$$Di\ opt = 3{,}9 \times 13{,}5366\ \ ft^3/s^{0{,}45} \times 0{,}1554\ lb/ft^{3\,0{,}13} = 9{,}8888\ in$$

Pipa standar dipilih dari tabel 13 Peters, M.S., K.D.Timmerhaus. (1991). Plant design and economics for Chemical Engineers edisi 4 halaman 888. Mc Graw Hill.

Dipilih : 10 in Sch. No 40

Diameter luar, Od = 10,75 in = 0,2731 m

Diameter dalam, Id = 10,02 in = 0,2545 m

Luas permukaan luar, a" = 3,14 × 0,2731 m = 0,8578 m^2

Pipa produk keluar cair reaktor

Komposisi dan rapat massa produk.

Tabel 14. Rapat massa produk cair

Komponen	kg/jam	ρ [kg/m³]	m/ ρ [m³/jam]
C_6H_6	367,0564	826,5155	0,4442
H_2O	34,7053	985,2217	0,0499
C_7H_8	35,9965	821,4401	0,0438
C_6H_5Cl	3865,9486	1053,3654	3,6706
$C_6H_4Cl_2$	1020,3429	1231,9013	0,8284
Total	**5324,0498**		**5,0369**

$$\rho l = \frac{5339{,}2329\ kg/jam}{5{,}0369\ m^3/jam} = 1060{,}0315\ kg/m^3$$

$$\rho f = 1060{,}0315\ \frac{kg}{m^3} \times \frac{1\ lb}{0{,}4536\ kg} \times \frac{0{,}3048\ m^3}{1\ ft}\ = 66{,}1745\ lb/ft^3$$

$$qf = 5{,}0369 \frac{m^3}{jam} \times \frac{1\ jam}{3600\ s} \times \frac{1\ ft}{0{,}3048\ m}^{\ 3}\ = 0{,}0494\ ft^3/s$$

$$\text{Di opt} = 3{,}9 \times 0{,}0494\ \text{ft}^3/\text{s}^{0{,}45} \times 66{,}1745\ \text{b/ft}^{3\,0{,}13} = 1{,}7377\ \text{in}$$

Pipa standar dipilih dari tabel 13 Peters, M.S., K.D.Timmerhaus. (1991). Plant design and economics for Chemical Engineers edisi 4 halaman 888. Mc Graw Hill.

Dipilih : 2 in Sch. No 40

Diameter luar, Od = 2,38 in = 0,0605 m

Diameter dalam, Id = 2,067 in = 0,0525 m

Luas permukaan luar, a" = 3,14 × 0,0605 m = 0,1899 m^2

Pipa produk keluar gas reaktor

Tabel 15. Komposisi produk keluar gas reaktor

Komponen	kg/jam	kmol/jam
HCl	1748.7216	47,8897
Cl_2	35,6548	0,5022
Total	**1784,1095**	**48,3919**

$$\text{Mwv} = \frac{1784{,}1095\ \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{48{,}3919\ \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}} = 36{,}8679\ \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$\rho\text{g} = \frac{36{,}8679\ \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{0{,}0831\ \text{m}^3.\text{bar/kmol.K}} \times \frac{1\ \text{bar}}{343{,}15\ \text{K}} = 1{,}2929\ \text{kg/m}^3$$

$$\rho\text{f} = 1{,}2929\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1\ \text{lb}}{0{,}4536\ \text{kg}} \times \frac{0{,}3048\ \text{m}^3}{1\ \text{ft}} = 0{,}0807\ \text{lb/ft}^3$$

$$\text{qf} = 1379{,}9328\ \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times \frac{1\ \text{jam}}{3600\ \text{s}} \times \frac{1\ \text{ft}}{0{,}3048\ \text{m}}^3 = 13{,}5366\ \text{ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Di opt} = 3{,}9 \times 13{,}5366\ \text{ft}^3/\text{s}^{0{,}45} \times 0{,}0807\ \text{b/ft}^{3\,0{,}13} = 9{,}0813\ \text{in}$$

Pipa standar dipilih dari tabel 13 Peters, M.S., K.D.Timmerhaus. (1991). Plant design and economics for Chemical Engineers edisi 4 halaman 888. Mc Graw Hill.

Dipilih : 10 in Sch. No 40

Diameter luar, Od = 10,75 in = 0,2731 m

Diameter dalam, Id = 10,02 in = 0,2545 m

Luas permukaan luar, a" = 3,14 × 0,2731 m = 0,8578 m^2

Menghitung dinding isolator

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar reaktor diberi isolator

Suhu udara, Tu = 303,15 K

Dirancang suhu dinding luar isolator, Ti = 313,15 K

Bahan isolator dipilih *glass fiber* karena memiliki nilai konduktivitas termal paling kecil

kth = 0,043 W/m.K

(Cengel ,J. (2001). Heat Transfer halaman 20. Mc Graw Hill, New York .

TABLE 1–1

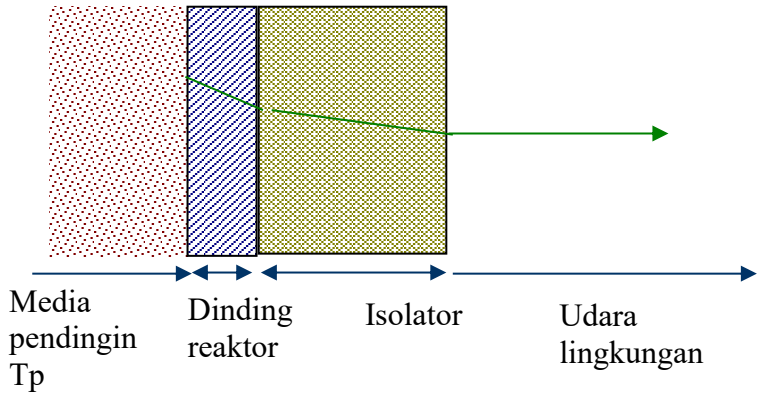
The thermal conductivities of some materials at room temperature

Material	k, W/m · °C*
Diamond	2300
Silver	429
Copper	401
Gold	317
Aluminum	237
Iron	80.2
Mercury (l)	8.54
Glass	0.78
Brick	0.72
Water (l)	0.613
Human skin	0.37
Wood (oak)	0.17
Helium (g)	0.152
Soft rubber	0.13
Glass fiber	0.043
Air (g)	0.026
Urethane, rigid foam	0.026

*Multiply by 0.5778 to convert to Btu/h · ft · °F.

Gambar 13. Nilai konduktivitas bahan isolator

Sketsa perpindahan kalor dari dinding dalam selongsong ke udara lingkungan



Gambar 14. Sketsa perpindahan kalor

Asumsi : Suhu permukaan dinding dalam reaktor = suhu media pendingin

Perpindahan kalor yang terjadi dalam keadaan tunak

Perpindahan kalor yang terjadi :

1. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam reaktor ke dinding luar reaktor

$$q = kths\frac{Tp - ts''}{xs}$$

2. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator

$$q = kthi \frac{ts'' - ti}{xi}$$

3. Perpindahan kalor secara koveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

$$qc = hc\ (ti - tu)$$

Dengan hubungan,

hc = koefisien perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan [kJ/m^2.s.K]

Dihitung dengan persamaan

$hc = 0{,}3\ (ti - tu)^{0{,}25}$ (Kern, D.Q, 1965)

dimana,

ti = suhu isolator = 104 ºF

tu = suhu udara lingkungan = 86 ºF

maka, $hc = 0{,}3\ (104 - 86)^{0{,}25} = 0{,}6179$ Btu/jam. ft^2.^{0} F $= 0{,}0035$ kJ/m^{2}sK

$qc = 0{,}0035$ kJ/m^{2}sK $(313{,}15\ K - 303{,}15\ K) = 0{,}0350$ kJ/m^{2}sK

$$qc = \frac{Tp - Ti}{\frac{xs}{kths} + \frac{xi}{kthi}}$$

dengan hubungan,

xs = tebal dinding reaktor = 0,0079 m

kths = konduktivitas termal *stainless steel* = 0,0152 kJ/msK

Tp = suhu media pendingin = 318,15 K

Ti = suhu permukaan luar reaktor = 313,15 K

kthi = konduktivitas termal isolator = 0,000043 kJ/msK

$$0{,}0350\ \text{kJ/m}^2\text{sK} = \frac{318{,}15\ K - 313{,}15\ K}{\frac{0{,}0079\ m}{0{,}0152\ \text{kJ/msK}} + \frac{xi}{0{,}000043\ \text{kJ/msK}}}$$

$xi = 0{,}0061$ m

RINGKASAN HASIL

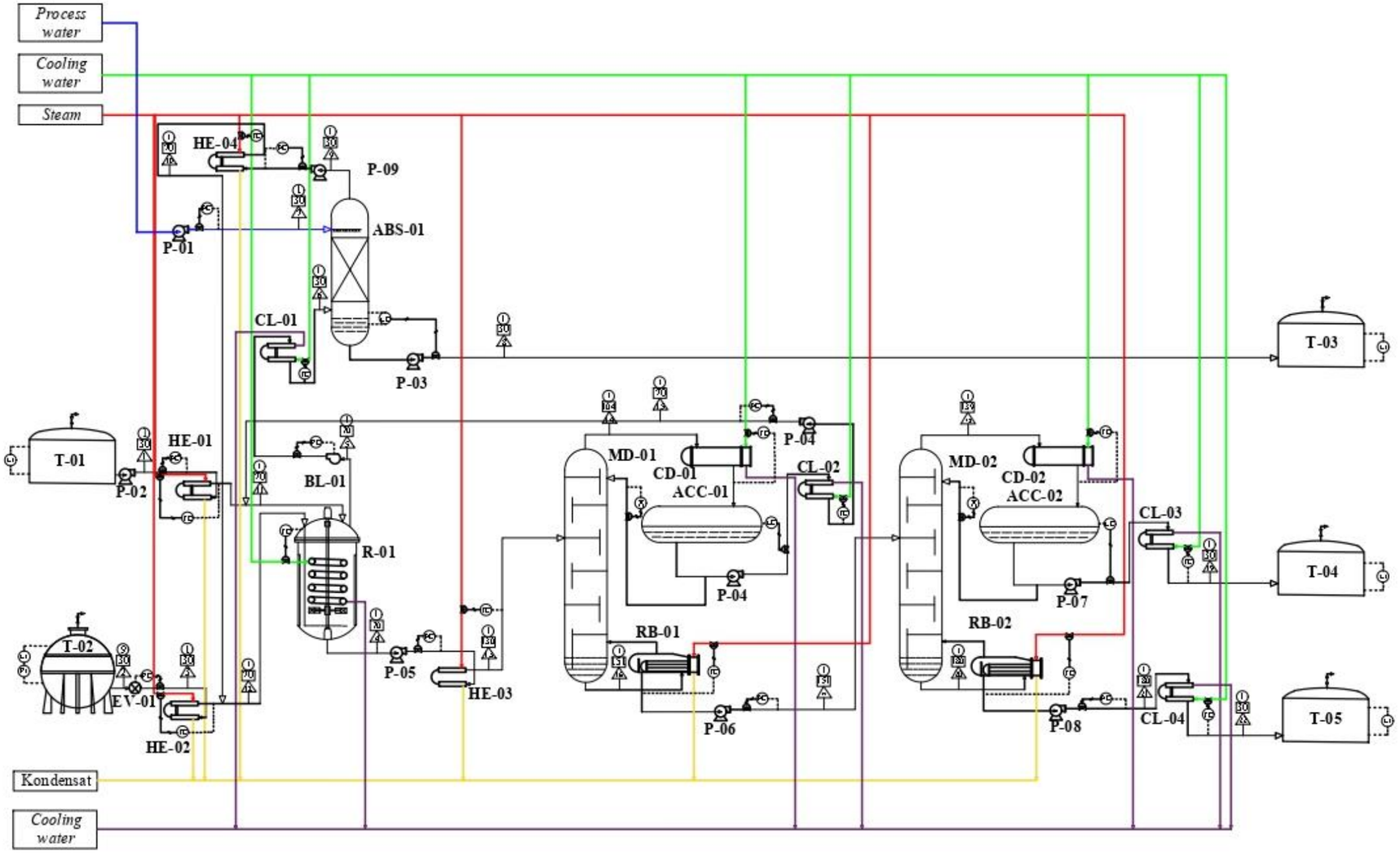
1. **Kondisi operasi**
   - a. Suhu = 343,15 K
   - b. Tekanan = 1 bar
   - c. Konversi = 75%
   - d. Waktu tinggal = 1,9 jam
2. **Ukuran tangki**
   - a. Volume cairan = 8,597 m^3
   - b. Volume tangki = 10,317 m^3
   - c. Volume reaktor = 10,317 m^3
     - Diameter = 2,286 m
     - Tinggi = 3,680 m
     - Bahan = *Stainless steel* SA 167 *grade* 11 *type* 316
   - c. Diameter gelembung = 0,0106 m
   - d. Kecepatan gelembung = 0,0367 m^3/s
3. **Pipa pemasukkan dan pengeluaran**
   - a. Pipa umpan dan produk cair
     - OD = 2,38 in
     - ID = 2,067 in
   - b. Pipa umpan dan produk gas
     - OD = 10,75 in
     - ID = 10,02 in
4. **Ukuran *head***
   - a. Tebal = 5/16 in
   - b. Tinggi = 0,4686 m
   - c. Bahan = *Stainless steel* SA 167 *grade* 11 *type* 316
5. **Pengaduk**
   - a. Jenis = *Flat blade turbine impeller*
   - b. Diameter = 0,762 m
   - c. Jumlah *blade* = 6
   - d. Lebar *blade* = 0,0953 m
   - e. Jumlah *baffle* = 4
   - f. Lebar *baffle* = 0,1905 m
   - g. Putaran = 63,6621 rpm
   - h. *Power* = 40 HP
6. **Pendingin**
   - a. Media pendingin = Air
   - b. Luas transfer panas = 42,0311 m^2
   - c. Luas *coil* = 30,5357 m^2
   - d. Jenis *coil* = *Plate coil*
   - e. Diameter *coil* = 1,6002 m
   - f. Jumlah *coil* = 125 buah
   - g. Kebutuhan air pendingin = 214,4823 kg/jam

7. Isolator

a. Jenis = *Glass fiber*
b. Suhu isolator = 313,15 K
c. Tebal = 0,0061 m

LAMPIRAN B. *PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM*

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RACANGAN PABRIK KLOROBENZENA DARI BENZENA DAN KLORIN
DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



KETERANGAN INSTRUMEN

FC	: Flow Control
PC	: *Pressure Control*
TC	: *Temperature Control*
LI	: *Level Indicator*
PI	: *Pressure Indicator*
LC	: *Level Control*

KETERANGAN SIMBOL

- : Tekanan, atm
- : Suhu, °C
- : Nomor Arus
- : *Control Valve*
- : Arus Sinyal *Pneumatic*
- : Arus Sinyal Listrik
- : Arus Proses
- : Arus Masuk *Steam*
- : Arus Masuk *Cooling Water*
- : Arus *Process Water*
- : Arus Keluar *Steam*
- : Arus Keluar *Cooling Water*

KETERANGAN ALAT

ABS	: Absorber
ACC	: *Accumulator*
BL	: *Blower*
CD	: *Condensor*
CL	: *Cooler*
HE	: *Heat Exchanger*
MD	: Menara Distilasi
P	: Pompa
R	: Reaktor
RB	: *Reboiler*
T	: Tangki Penyimpanan

Komponen	No. Arus																					
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1748,4547	1748,4547	0,0000	1748,4547	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Cl_2	0,0000	3435,8269	3435,8269	0,0000	35,6548	35,6548	0,0000	0,0000	35,6528	35,6528	0,0000	35,6528	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C_6H_6	3563,6546	0,0000	0,0000	367,0564	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	367,0564	0,0000	367,0564	367,0564	367,0564	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H_2O	0,0000	34,7053	34,7053	34,7053	0,0000	0,0000	2977,0985	2977,0985	0,0000	0,0000	34,7051	0,0000	34,7053	34,7051	34,7051	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
C_2H_3	35,9965	0,0000	0,0000	35,9965	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	35,6365	0,0000	35,9965	35,6365	35,6365	0,3600	0,3600	0,3600	0,3600	0,0000	0,0000	0,0000
C_6H_5Cl	0,0000	0,0000	0,0000	3865,9486	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	37,9759	0,0000	3865,9486	37,9759	37,9759	3827,9727	3827,9727	3827,9727	3827,9727	45,5559	45,5559	45,5559
$C_6H_4Cl_2$	0,0000	0,0000	0,0000	1020,3429	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1020,3429	0,0000	0,0000	1020,3429	1020,3429	5,1017	5,1017	1015,2412	1015,2412	1015,2412
Total	**3599,6511**	**3470,5322**	**3470,5322**	**5324,0498**	**1784,1095**	**1784,1095**	**2977,0985**	**4725,5532**	**35,6548**	**35,6548**	**475,3740**	**35,6548**	**5324,0498**	**475,3740**	**475,3740**	**4848,6758**	**4848,6758**	**3787,8787**	**3787,8787**	**1060,7971**	**1060,7971**	**1060,7971**

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYOKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK KLOROBENZENA
DARI KLORIN DAN BENZENA
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh:
1. Astri Nur Alfiani (22521010)
2. Aulya Rizky Chada Rhanay (22521039)

Dosen Pembimbing:
Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

KARTU PEMBIMBINGAN TUGAS AKHIR

Nama Mahasiswa : Astri Nur Alfiani
NIM : 22521010
Nama Mahasiswa : Aulya Rizky Chada Rhanay
NIM : 22521039
Semester/Tahun Akademik : 8 / 2026/2027
Nama Dosen Pembimbing : Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

No.	Tanggal	Konsultasi	Paraf Dosen
1	7 Oktober 2025	Diskusi awal mengenai penentuan kapasitas produksi pabrik berdasarkan kebutuhan pasar dan ketersediaan bahan baku.	
2	15 Oktober 2025	Konsultasi pemilihan rute proses produksi klorobenzene dari klorin dan benzena; perbandingan beberapa alternatif proses.	
3	24 Oktober 2025	Penentuan spesifikasi bahan baku dan produk, serta identifikasi komponen utama yang terlibat.	
4	27 Oktober 2025	Pembuatan dan revisi diagram alir kualitatif proses produksi, termasuk	

CS Dipindai dengan CamScanner

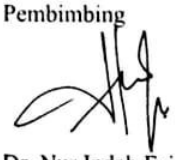
		urutan unit operasi utama.	
5	25 November 2025	Pembahasan dan penyelesaian neraca massa keseluruhan proses; identifikasi aliran limbah dan recycle.	
6	29 Desember 2025	Perancangan reaktor utama: jenis, kondisi operasi, ukuran, dan perhitungan kinetika awal.	
7	28 Januari 2026	Desain alat pemisah serta unit operasi pendukung lainnya.	
8	2 Februari 2026	Pembuatan Process Engineering Flow Diagram (PEFD); penyesuaian jalur aliran dan unit-unit operasi.	
9	9 Februari 2026	Perancangan alat penyimpanan bahan baku dan produk, termasuk perhitungan kapasitas dan safety margin.	
10	13 Februari 2026	Konsultasi perancangan sistem transportasi bahan (pompa dan blower).	

Dipindai dengan CamScanner

11	16 Februari 2026	Desain alat penukar panas (heat exchanger), pemilihan jenis dan luas perpindahan panas.	
12	18 Februari 2026	Perhitungan neraca panas untuk seluruh sistem.	
13	19 Februari 2026	Penentuan lokasi pabrik berdasarkan faktor teknis dan ekonomi, desain layout, serta struktur organisasi.	
14	21 Februari 2026	Perancangan unit utilitas seperti penyedia air, boiler, listrik dan pengolahan limbah.	
15	24 Februari 2026	Perhitungan evaluasi ekonomi dan pembahasan awal penyusunan naskah laporan TA.	

Disetujui draft penulisan :
Yogyakarta, 24 Februari 2026

Pembimbing



Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.
NIK. 165210101

Dipindai dengan CamScanner